

000208

2719 - 30/6.12 - 1

Koppers - Babag

Gasification of coal dust

40 ~~Handwritten scribble~~

Abschrift.

00020

Schwarzheide, 20.2.43

Herrn Totzeck .

Kopie: ~~Herrn~~ Dr. Koppers,  
" Dir. Gapp,  
" Hahn,  
" Daniels  
" van Ackeren.

Betr.: Kohlenstaubvergasung.

Obermeister Gebhard von der Brabag macht seit längerer Zeit Versuche, in den von uns gelieferten Generatoren Staub zu vergasen. Seit 3 Wochen läuft ein Generator mit einem Durchsatz von ca 17 t Koks, davon etwa 6 - 7 t Staub, der schichtweise eingebracht wird. Der Generator läuft ohne stochen zu müssen und ohne Randfeuer. Das erzeugte Gas hat einen Heizwert von 1220 - 1230 WE. Oberhalb des Rostes wurde eine zweite Dampfzuleitung eingeführt.

Herr Dr. Wagner ist an diesem Versuch stark interessiert, weil eine große Ersparnis erzielt wird, wenn alle vorhandenen Generatoren in gleicher Weise geändert werden.

Wenn für uns Interesse für diese Verbesserung besteht, empfiehlt es sich, mit Herrn Gebhard dieserhalb in Verbindung zu treten.

gez. Häberle.

000210

E s s e n , den 17. Mai 1943.

Herrn Direktor G a p p .

C.H. Dr. Koppers.  
" " Dir. Bönnemann,  
" " Hahn.

Betr. Ruhland  
Besprechungen über Staubvergasung (Heizgas u. Synthesegas)

An der Besprechung nahmen teil:

von Seiten der Brauag Ruhland

Herr Kaden

" Dr. Pistor

" Dr. Kaunert

" Seebacher

" Dr. Weingärtner

" Lackner

" Dr. Mott

" Daniels

und der Unterzeichnete

von der Ingenieurtechnischen Zentrale  
Böhlen

Von Koppers

1) Heizgaserzeugung.

Bezüglich der Heizgaserzeugung, d.h. Umbau der Schmalfeldt-Anlage führte Herr Kaden aus, dass man sich entschlossen habe, in die Schmalfeldt-Anlage nichts mehr hineinzustecken, da ein derartiger Umbau doch nur eine Kompromisslösung darstelle, sondern man will die Gaserzeugung auf Basis Staubvergasung neu planen. Aus diesem Grunde sind wir gebeten, ein Angebot auf ein Normalaggregat zu unterbreiten. Man will uns dann auf die Durcharbeitung dieses Aggregates einen Ingenieurauftrag erteilen. Eine Genehmigung durch das Reichsamt für einen derartigen Ingenieurauftrag ist nicht erforderlich, wie die Rücksprache mit Herrn Direktor Altpeter beim Reichsamt ergeben hat.

Da für die Beheizung der Cowperanlage ein Gas mit hohem Heizwert erforderlich ist, will man versuchen, die Schmalfeldt-Anlage so zu betreiben, wie sie ursprünglich gedacht war, d.h. man will mit einem Spülgasdampfemisch Grudestaub vergasen. Das hierbei anfallende Gas, man hofft, ein solches mit einem Heizwert von ca. 2000 WE zu erhalten, soll als Heizgas Verwendung finden.

Unser Hinweis, dass diese Maßnahme ein Versuch am untauglichen Objekt<sup>ist</sup> und die Erzeugung eines derartigen Gases

- 1) viel mehr Wärme frisst als freigemacht wird,
- 2) den Kohlenstoff nur zu einem geringen Teil vergast,

konnte die Leute nicht von ihrem Vorhaben abbringen. Man will unter allen Umständen den Versuch machen. Aufgrund unserer Versuchsergebnisse sind wir jedoch heute schon in der Lage, das Resultat vorauszubestimmen. Wir können und werden auch an unserer Versuchseinrichtung Rheinpreussen den Leuten die Unmöglichkeit der Methode nachweisen.

Der Anlass zu diesem Experiment ist der Betrieb der Schmalfeldt-Anlagen in Lützkendorf. Es wird aber ganz ausser Acht gelassen, dass in Lützkendorf Braunkohle in den Vergaser eingesetzt wird und dass hier der feste Kohlenstoff überhaupt nicht angefasst wird. Die Schmalfeldt-Anlage stellt nichts anderes dar, als eine Destillations- und Krackanlage. Der feste Kohlenstoff wird praktisch unangegriffen wieder ausgetragen und auf die Halde gefahren. In Ruhland soll anstelle von Braunkohlenstaub Grudestaub eingesetzt werden, also das Produkt, welches in Lützkendorf als Abfall ausgebracht wird. Diesen Argumenten konnte man nichts ernsthaftes entgegenhalten und berief sich ganz einfach darauf, dass man den praktischen Versuch machen wolle, ganz gleich mit welchem Ergebnis und ergänzte noch, dass man diese Anlage nicht als Gaserzeugungsanlage ansprechen will, sondern als Heizgasumformungsanlage.

Es erübrigt sich also, auf die Gesamtfragen näher einzugehen, da es uns auch wesentlich angenehmer ist, wenn wir, anstatt die Schmalfeldt-Anlage umbauen, ein Normalaggregat unseres Systems hinbauen.

Wir werden also ein Angebot auf eine derartige Anlage einreichen

## 2) Synthesegaserzeugung.

Die Brabag hat den Auftrag erhalten, ein Projekt für ein Fischer-Tropsch-Anlage auszuarbeiten. Standort derselben ist Oberschlesien.

Ausgangsstoff: Oberschlesische Steinkohle einschl. Schwel-  
koks

Stundenleistung  
d. Anlage: 100 000 cbm CO + H<sub>2</sub> (8000 Jahresstunden)

CO : H<sub>2</sub> 1,65 : 1

Es handelt sich also um eine Mitteldrucksynthese über Eisenkontakte, sehr wahrscheinlich zur Herstellung von Paraffin-Katsch. Letzteres ist eine Anbahnung, da der Bau dieser Anlage sehr stark von Herrn Keppler forciert wird, dessen Spezialgebiet, wie wir wissen, die Herstellung von Speisefetten ist.

Durch unsere bereits im Falle der Erweiterung Zeitz geführten Verhandlungen mit der Ingenieurtechnischen Zentrale waren die Herren über unser Verfahren eingehend unterrichtet, sodass hierüber im einzelnen nichts ergänzt werden brauchte. Inbezug auf die Kohlen wurde unsererseits ausgeführt, dass hieran keine besonderen Anforderungen gestellt werden. Wichtig ist, dass sich die Kohle einwandfrei mahlen lässt, d.h. ca. 75 % müssen durch ein 4900er Maschensieb gehen. Bei dem geforderten Verhältnis von CO : H<sub>2</sub> handelt es sich um eine Gaszusammensetzung, die in unserer Versuchsanlage Rheinpreussen eingehend durchexerziert wurde. Von Seiten des Treibstoffwerkes wurden bei diesem Gas ergänzende Versuche über kondensierbare Kohlenwasserstoffe sowie über die Schwefelzusammensetzung durchgeführt. Aufgrund dieser Versuchsergebnisse waren wir in der Lage, bereits genaue Angaben zu machen, auf die sich die Weiterprojektierung stützen kann und zwar wurde inbezug auf die erreichbaren Werte folgendes mitgeteilt:

Rohstaub: .....	Wasser	1,95	%
	Asche	8,75	%
	fl. Best.	22,3	% tr.
	Tiegel	77,7	% tr.
	Hu =	7650	WE/kg

---

Verhältnis CO : H<sub>2</sub> im erzeugten Gas 1,6 : 1

---

Analyse des erzeugten Gases:	CO <sub>2</sub>	11,0	%
	CO	54,0	%
	H <sub>2</sub>	34,0	%
	N <sub>2</sub>	1,0	%

---

Konzentration CO : H<sub>2</sub> 38,0 %

---

Unterer Heizwert	je Nm <sup>3</sup> Sy-Gas	2505 WE
Gazmenge	je kg Rohstaub	2,10 Nm <sup>3</sup>
O <sub>2</sub> Verbrauch	je kg Rohstaub	0,57 Nm <sup>3</sup>
	je Nm <sup>3</sup> Sy-Gas	0,27 Nm <sup>3</sup>
CO <sub>2</sub> -Verbrauch	je kg Rohstaub	0,14 Nm <sup>3</sup>
Unterfeuerung	je kg Rohstaub	350 WE
Dampferzeugung 16 ata; 350° C	je kg Rohstaub	0,71 kg
Dampfverbrauch 3 ata Sattedampf	je kg Rohstaub	0,40 Kg

Wir wählen unsere No malausführung. Die Erhitzeranlage ist aber für diese Gaszusammensetzung und bei Anwendung eines Vergasers zu gross, sodass wir einer Erhitzeranlage 2 Vergaser mit nachgeschaltetem Kessel und Kühler sowie Desintegratoren zuordnen. Eine derartige Anlage würde 20 000 cbm des oben angegebenen Gases erzeugen.

Einen breiten Raum nahm die Erörterung über die Anzahl der anzuordnenden Aggregate ein. Wir einigten uns darauf, dass insgesamt 6 Aggregate zu lauen sind, von denen eins als Reserve bzw. als in Reparatur befindlich anzusehen ist. Als Preis wurden je Aggregat 2,7 Millionen Reichsmark genannt. Das sind für 6 Aggregate 16,2 Millionen Reichsmark. Als Gaskosten wurden je cbm 1,7 Pfg. angegeben, unter Zugrundelegung nachstehender Einzelkosten (unser Angebot Rheinpreussen vom 29. Juli 1942)

1)	1 t gemahlene Staubkohle frei Staubbunker	RM. 14.--
2)	1 Nm <sup>3</sup> 95 %iger Sauerstoff	RM. 0,025
3)	1 Achtstunden-Arbeiterschicht	RM. 10.--
4)	1 kWh Kraftstrom	RM. 0,02
5)	1 m <sup>3</sup> geklärtes und gekühltes Umlaufwasser	RM. 0,025
6)	1 m <sup>3</sup> Frischwasser	RM. 0,025
7)	1 m <sup>3</sup> Kesselspeisewasser	RM. 0,25
8)	1 x 10 <sup>6</sup> Kcal Heizgas	RM. 4,75

9) 1 t Dampf 16 ata	RM. 3.--
10) 1 t Dampf 3 ata	RM. 1,50
11) Amortisation und Verzinsung	12 %
12) Unterhaltung und Reparatur	2 %

Aufgrund der vorstehenden Angaben ist die I.Z. in der Lage, das Vorprojekt aufzustellen. Wir sind gebeten, das schriftliche Angebot möglichst umgehend einzureichen und nach Möglichkeit noch zu ergänzen zum mindesten mit Angaben über die Kohlenaufbereitung und Wasseraufbereitung (Anhaltzahlen hierüber sollen wir am Mittwoch, dem 19. Mai Herrn Lackner telefonisch durchgeben). Gleichfalls wollen wir Angaben über den Schwefelgehalt und die Zusammensetzung des Schwefelgehaltes im Gase machen. Zugrunde legen werden wir die Angaben, welche bei den Versuchen Rheinpreussen gefunden wurden.

To/Zi.

Abt. I./O.S.

*[Handwritten signature]*



6350 Kcal je kg. Dieser Koks wird in unseren Drehrostgeneratoren mit einem Wirkungsgrad von 75 % vergast. Um die oben errechneten 875 Mill. WE aus Steinkohlenkoks zu erzeugen, müssen also täglich

$$\frac{875\ 000\ 000}{6350 \times 0,75} = 184\ 000\ \text{kg}$$

Steinkohlenkoks vergast werden.

Außer Steinkohlenkoks kommt für die Heizgaserzeugung in normalen Drehrostgeneratoren auch die Vergasung von Braunkohlen-Hartkoks (Schwelkoks aus Ringwalzen-Briketts) infrage. Der Heizwert von Hartkoks beträgt 5800 - 5900 Kcal je kg, sodaß bei einem Vergasungswirkungsgrad von 75 % zur Erzeugung der oben errechneten 875 Mill. Kcal

$$\frac{875\ 000\ 000}{5850 \times 0,75} = 200\ 000\ \text{kg}$$

Hartkoks vergast werden müssen.

Es war nun festzustellen, zu welchem Preise 1000 Kcal Heizgas aus diesen drei verschiedenen Brennstoffen erzeugt werden können. Die Preisgrundlage ist folgende:

1. 1 t Trocken-Feinkoks	RM 2,--
2. 1 t Steinkohlenkoks	RM 30,--
3. 1 t Braunkohlenhartkoks	RM 20,--
4. 1 kWh Kraftstrom	RM 0,02
5. 1 Arbeiterschicht	RM 12,--
6. 1 t Niederdruckdampf	RM 2,50.

#### Anlagekosten

der Staubvergasungsanlage für Feinkoks unter Einschluß der verwendeten Anlagenteile aus der Schmalfeldt-Anlage RM 6 000 000,--;

der Drehrostgeneratorenanlage bei Steinkohlenkoksvergasung (10 Generatoren 2,6 m Ø) RM 2 100 000,--;

der Drehrostgeneratorenanlage bei Vergasung von Braunkohlenhartkoks (12 Generatoren 2,6 Ø) RM 2 400 000,--.

Überschläglich ergibt sich dann folgende Betriebskostenberechnung:

#### A) Staubvergasung.

Ausgaben im Tag:

1. 300 t Trockenkoks à RM 2,--	=	RM 600,--
2. 12000 kWh Kraftstrom à RM 0,02	=	RM 240,--
3. 30 Schichten à RM 12,--	=	RM 360,--
4. 20 % der Lohnkosten für Aufsicht	=	RM 72,--
5. 5 % des Anlagekapitals für Reparatur	=	RM 860,--
6. 15 % Amortisation und Verzinsung	=	RM 2 570,--
Ausgaben im Tag insgesamt:	=	<u>RM 4 702,--</u>

Einnahmen im Tag:

510 t Niederdruckdampf à RM 2,50	=	RM 1 275,--
Betriebskosten im Tag:	=	<u>RM 3 427,--</u>

Betriebskosten je 1000 Kcal:

$$\frac{342\ 700 \times 1000}{875\ 000\ 000} = \underline{\underline{\text{Pfg. } 0,39.}}$$

**B) Steinkohlenkoksvergasung.**

**Ausgaben im Tag:**

1. 184 t Koks	à RM 30,--	=	RM 5 520,--
2. 12 000 kWh Kraftstrom	RM 0,02	=	RM 240,--
3. 24 Arbeitsschichten	à RM 12,--	=	RM 288,--
4. 20 % der Lohnkosten für Aufsicht		=	RM 58,--
5. 5 % des Anlagekapitals für Reparatur		=	RM 286,--
6. 15 % Amortisation und Verzinsung		=	RM 860,--
Ausgaben im Tag insgesamt:			<u>RM 7 252,--</u>

**Einnahmen im Tag:**

74 t Niederdruckdampf	à RM 2,50	=	RM 184,--
Betriebskosten im Tag:			<u>RM 7 068,--</u>

**Betriebskosten je 1000 Kcal:**

$$\frac{706\ 800 \times 1000}{875\ 000\ 000} = \text{Pfg. } 0,81.$$

**C) Braunkohlenhartkoksvergasung.**

**Ausgaben im Tag:**

1. 200 t Hartkoks	à RM 20,--	=	RM 4 000,--
2. 12 000 kWh Kraftstrom	RM 0,02	=	RM 240,--
3. 30 Arbeitsschichten	à RM 12,--	=	RM 360,--
4. 20 % der Lohnkosten für Aufsicht		=	RM 72,--
5. 5 % des Anlagekapitals für Reparatur		=	RM 330,--
6. 15 % Amortisation und Verzinsung		=	RM 990,--
Ausgaben im Tag insgesamt:			<u>RM 5 992,--</u>

**Einnahmen im Tag:**

74 t Niederdruckdampf	à RM 2,50	=	RM 184,--
Betriebskosten im Tag:			<u>RM 5 808,--</u>

**Betriebskosten je 1000 Kcal:**

$$\frac{580\ 800 \times 1000}{875\ 000\ 000} = \text{Pfg. } 0,66.$$

Durch die geringe Bewertung des Feinkokes in Schwarzheide als Abfallprodukt liegen die Betriebskosten je 1000 Kcal Heizgas trotz des hohen Kapitaldienstes 0,27 Pfg. niedriger als bei Hartkoksvergasung und 0,42 Pfg. niedriger als bei Steinkohlenkoksvergasung

Nun steht Hartkoks als Brennstoff für die Heizgaserzeugung nicht zur Verfügung, sodaß Schwarzheide auf den Bezug von Steinkohlenkoks angewiesen ist. Gegenüber der möglichen Vergasung des Feinkokes nach unserem Staubvergasungs-Verfahren entsteht der Brabag in Schwarzheide ein täglicher Verlust von

$$\frac{0,42 \times 875\ 000\ 000}{1000 \times 100} = \text{RM } 3\ 670,--$$

oder ein jährlicher Verlust von RM 1 300 000,--.

Diese Feststellung ist der Grund dafür, daß die Brabag zunächst in Schwarzheide die Heizgaserzeugung durchführen will.

Herr Dr. Pistor wollte nun wissen, ob wir bereit sind, die der obigen Wirtschaftlichkeitsberechnung unterlegten Betriebszahlen zu garantieren, worauf wir ihm antworteten, daß ja bekannt sei, daß wir nach Durchführung der Versuche auf Rheinpreußen zunächst eine Großanlage errichten wollen. Wir empfahlen, mit dem infragekommenden Feinkoks einen Vergasungsversuch auf der Anlage Rheinpreußen durchzuführen, damit sich die Brabag selbst davon überzeuge, welche Betriebszahlen erreichbar sind. Im übrigen müßten wir die Abgabe von Garantien mit der Zahlung einer Lizenz in Verbindung bringen, wenn die Brabag auch für die erste Großanlage Garantien von uns verlange.

Die Herren wollen nun feststellen, wie sie uns den gemahlten Feinkoks zur Durchführung von Versuchen nach Rheinpreußen schaffen können, wobei wir einen täglichen Durchsatz von 5 t angegeben haben. Es soll ein Versuch über mindestens 3 x 24 Stunden gefahren werden, sodaß mindestens 15 t gemahlener Feinkoks nach Rheinpreußen versandt werden müssen. Wir erhalten Nachricht, wann der Feinkoks, der in eisernen Fässern versandt werden muß, zur Absendung gelangt, damit wir den Versuch einschalten können. An den Versuchen nehmen voraussichtlich Herr Dr. Pistor und Herr Dipl. Ing. Bieger teil.

Zwischenzeitig sollen wir ein ausführliches Angebot auf ein Aggregat und auf drei Aggregate einreichen und hierbei die Kosten spezifizieren in:

- Bauarbeiten,
- ff. Material einschl. Verarbeitung,
- Eisenteile und Armaturen einschl. Montage.

Wir haben bei Lage der Verhältnisse zum Schlusse der Verhandlungen unsere Bereitwilligkeit erklärt, die Anlage in Schwarzheide auch dann zu bauen, wenn keine Sauerstoffanlage zur Verfügung steht.

Abteilung I/Projekte.

*[Handwritten signature]*

Essen, den 13. April 1942.

Streng vertraulich!Herrn Direktor Gapp.

Durchschlag: Herrn Dir. Bönemann  
 " Dr. Koppers  
 " Totzek  
 " Daniels

Betrifft: Staubvergasung Brabag-Zeitz.

Am 8. und 9. April fanden in Böhlen in obiger Angelegenheit Verhandlungen statt, an denen teilnahmen:

am 8.4. von Brabag-Böhlen	Herr Dr. Mott
" " -Zeitz	" Dr. Schairer
am 9.4. " " -Zeitz	" Dr. Wille
" " -Böhlen	" Dipl. Ing. Lackner,
von Koppers:	Herr Dir. Bönemann
	" Totzek
	Unterzeichneter.

Herr Lackner hatte uns am 7.4. telefonisch mitgeteilt, daß er am 8. zu der Verhandlung leider nicht zur Verfügung stehen könne, da er mit Herrn Dr. Wille nach Berlin müße. Da wir aber unsere Reisedisposition nicht ändern konnten, hatte er die Herren Dr. Mott und Dr. Schairer gebeten, die Verhandlungen mit uns aufzunehmen.

Es wurde am 8. zunächst über Schwarzheide gesprochen, worüber separat berichtet wird.

Soweit der Bau einer Staubvergasungsanlage zur Erzeugung von Wassergas in Zeitz infrage kommt, wird die Durchführung dieses Projektes infrage gestellt durch die voraussichtliche Zurückstellung der Erweiterung Zeitz aufgrund des Speer-Programmes, wonach alle Neubauten, deren Inbetriebnahme Ende 1943 nicht gesichert ist, zurückgestellt werden müssen. Es ergab sich aber Gelegenheit, über die grundsätzlichen Fragen eingehend zu diskutieren.

Wir hatten als Verhandlungs-Grundlage in einer internen Aktennotiz den Kohlen- und Sauerstoffbedarf unseres Verfahrens dem Kohlen- und Sauerstoffbedarf des Winkler-Verfahrens gegenübergestellt und benutzten diese Gegenüberstellung zur Diskussion über die Wirtschaftlichkeit unseres Verfahrens gegenüber derjenigen des Winkler-Verfahrens.

Durch diese Diskussion erhielten wir von Herrn Dr. Mott vertraulich die Betriebszahlen des Winkler-Verfahrens in Gegenüberstellung mit den Betriebszahlen unseres Verfahrens bei Vergasung von Braunkohlenstaub aus seinem Bericht an den Vorstand der Brabag. Es sei hier ausdrücklich bemerkt, daß diese Gegenüberstellung, soweit das Winkler-Verfahren infrage kommt, nur theoretische Bedeutung hat, weil in den Winkler-Generatoren kein Braunkohlenstaub zu Wassergas vergast werden kann wegen der verfahrensbedingten niedrigen Vergasungs-Temperatur.

Andererseits war Herr Dr. Mott darauf angewiesen für den Vergleich der beiden Verfahren die Vergasung von Braunkohlenstaub zu unterlegen, da wir nur hierfür Betriebszahlen für unser Verfahren angegeben hatten. In der Anlage zu diesem Bericht sind die Betriebskosten bei Rohstaubvergasung aus dem Bericht von Herrn Dr. Mott gegenübergestellt. Hiernach liegen die Selbstkosten je  $\text{Nm}^3 \text{CO} + \text{H}_2$

nach dem Winkler-Verfahren auf Pfg. 2,11,  
nach dem Koppers-Verfahren auf " 1,82.

Die Ersparnis beträgt also nach unserem Verfahren Pfg. 0,29 je  $\text{Nm}^3 \text{CO} + \text{H}_2$ , was bei der im Bericht zugrundegelegten Leistung von täglich 646 000  $\text{Nm}^3 \text{CO} + \text{H}_2$  einer täglichen Ersparnis von RM 1870,- und einer jährlichen Ersparnis von RM 682 000,- entspricht.

In seinem Bericht weist Herr Dr. Mott darauf hin, daß neben der höheren Wirtschaftlichkeit des Vergasungs-Verfahrens von Koppers noch folgende betriebswirtschaftlichen Vorteile in der Gasaufarbeitung und in der Gasverwendung zu beachten sind:

1.  $\text{CO} + \text{H}_2$ -Konzentration bei Koppers 85 % gegenüber 72,5 % bei Winkler, daher geringere Kompressionskosten in der Gasaufarbeitung;
2. das Gas aus der Koppers-Anlage ist frei von Kohlenwasserstoffen, während das Winkler-Gas 1,2 - 1,5 % Methan enthält, wodurch erhebliche Ersparnisse in der Hydrieranlage erwachsen in bezug auf den Wasserstoffverbrauch je t Hydrier-Produkt.

Dann weist Herr Dr. Mott in seinem Bericht noch auf die erhebliche Kohlenersparnis hin, weil nach dem Koppers-Verfahren die C-Ausbeute über 90 % liegt, während beim Winkler-Verfahren nur eine C-Ausbeute von ca. 69 % erreicht wird.

In seiner Zusammenfassung sagt Herr Dr. Mott, daß das Koppers-Verfahren allen bisher bekannten Staubvergasungs-Verfahren betriebstechnisch und wirtschaftlich überlegen ist.

Am 9. April fand im I.Z. eine Besprechung mit den Herren Dr. Wille und Dipl. Ing. Lackner statt. Sie berichteten zunächst, daß der Ausbau Zeitz infrage gestellt sei, abschließendes könne man jedoch erst in etwa 14 Tagen sagen, da man bemüht sei, die Genehmigung zum Teilausbau zu erhalten, weil für den Ausbau Zeitz bereits Anlagen von über 50 Millionen Reichsmark zur Vergebung gelangt seien. Herr Dr. Wille strebt aber auch dann, wenn der Ausbau Zeitz zurückgestellt werden muß, den Bau unseres Vergasungs-Verfahrens in Zeitz an und will zu diesem Zwecke zunächst ein Vergasungs-Aggregat zur Aufstellung bringen, erweiterungsfähig auf vier Aggregate wie von uns projektiert. Er betonte, daß es für die Brabag von außerordentlicher Wichtigkeit sei unser Verfahren auch hinsichtlich der Wassergaserzeugung zu erproben, wenn dies in Schwarzheide im Hinblick auf die notwendige Beschaffung einer Sauerstoffanlage nicht möglich sei.

Wir haben mit unserem Angebot vom 16.3. unter Projekt B) die Staubvergasungsanlage Zeitz mit einem Vergaser-Aggregat und einer der Leistung dieses Aggregates entsprechenden kleinen Cowper-Gruppe zum Preise von RM 1 480 000,- angeboten.

Herr Dr. Wille glaubt nun, daß die vorläufige Erstellung der kleinen Cowper-Gruppe nicht vertreten werden kann und macht den Vorschlag, die für vier Aggregate vorgesehene große Cowper-Gruppe in zwei kleinere Cowper-Gruppen aufzuteilen, sodaß eine Anlage mit

zwei Vergaser-Aggregaten und einer der Leistung dieser Aggregate entsprechenden Cowper-Anlage entsteht. Dann würde man zu dieser Cowper-Anlage zunächst ein Vergaser-Aggregat aufstellen, dieses ausprobieren und dann nach Bewährung das zweite Aggregat und gegebenenfalls eine zweite Gruppe mit zwei Vergaser-Aggregaten und zugehöriger Cowper-Anlage erstellen. Er bittet, diesen Vorschlag zu prüfen und ein Preis-Angebot einzureichen.

Wir kamen dann, ohne auf die vertraulichen Angaben des Herrn Dr. Mott zu basieren, nochmal auf die Wirtschaftlichkeit zu sprechen. Hierbei wurde von den Herren festgestellt, daß es schwer sei, eine einwandfreie Gegenüberstellung der Betriebskosten unseres Verfahrens mit dem Winkler-Verfahren anzustellen, weil wir nur die Betriebszahlen bei Braunkohlenstaubvergasung angegeben haben, die Vergasung eines derartigen Brennstoffes in Winkler-Generatoren aber nicht möglich sei. Eine einwandfreie Gegenüberstellung sei nur dann möglich, wenn wir die Betriebszahlen bei Vergasung von Grudekoks bekanntgeben würden. Die ungefähre Zusammensetzung des Grudekokes wurde von Herrn Lackner wie folgt angegeben:

Wasser	ca.	3 %
Asche	"	20 %
C	"	71 %
H	"	2 %
O + N + S	"	4 %

Herr Lackner machte noch darauf aufmerksam, daß beim Grudeverbrauch je Nm<sup>3</sup> Wassergas beim Winkler-Verfahren berücksichtigt werden müsse, daß ca. 250 g Multiklon-Staub mit 50 % C-Gehalt und einem Heizwert von 4200 Kcal je kg als Brennstoff für Kesselanlagen zur Verfügung stehen, der mit RM 5,- je t in der Wirtschaftlichkeit bewertet werden müsse.

Wir sind also aufgefordert, für Zeitz ein Projekt und Angebot auszuarbeiten für eine Anlage mit einem Vergaser-Aggregat, ausbaufähig auf zwei Aggregate, mit Cowper-Anlage für zwei Aggregate und mit diesem Angebot die Betriebszahlen bei Vergasung von Grudestaub bekanntzugeben.

Nach der Besprechung mit den Herren Dr. Wille und Dipl. Ing. Lackner kamen wir nochmal mit Herrn Dr. Mott zusammen, den wir über die Besprechung unterrichteten. Dieser gab uns dann wieder vertraulich die Betriebszahlen der Winkler-Generatoren bei Vergasung von Grudestaub bekannt.

Zusammensetzung des Grudestaubes:

Wasser	2,09 %
Asche	24,68 %
C	69,63 %
H	2,52 %
O + N + S	1,08 %
	<u>100,00 %</u>

(Ich habe erst nachträglich festgestellt, daß die Summe von O + N + S mit 1,08 % nicht den Tatsachen entsprechen kann.)

Gaszusammensetzung:

CO <sub>2</sub>	24,39 %
CO	28,81 %
H <sub>2</sub>	44,42 %
CH <sub>4</sub>	1,25 %
N <sub>2</sub>	0,54 %
H <sub>2</sub> S	0,59 %

Unterer Heizwert	2151 Kcal je Nm <sup>3</sup>
Grudeverbrauch je Nm <sup>3</sup> Rohgas obiger Zusammensetzung	0,561 kg
C-Ausbeute	68,58 %
Vergasungs-Wirkungsgrad	58,05 %
Sauerstoffverbrauch	0,237 Nm <sup>3</sup> je Nm <sup>3</sup> Rohgas
Dampfverbrauch	0,608 kg je " "
Rostasche	12,1 g je " " mit 54,1 % C
Multiklon-Staub	180 - 200 g je Nm <sup>3</sup> Rohgas mit 43,1 % C
Heizwert	4041 Kcal pro kg
Dampferzeugung (20 atü)	0,622 kg je Nm <sup>3</sup> Rohgas
Kraftverbrauch	28,44 kWh je 1000 m <sup>3</sup> Rohgas
Wasserverbrauch (Rückkühlwasser)	17 Liter je Nm <sup>3</sup> " "

In der Betriebskostenberechnung sollen wir für Fremdgas mit RM 2,50 je 1 Mill.Kcal rechnen. Es ist dies das Restgas, welches uns für die Beheizung der Cowper zur Verfügung gestellt wird.

Im Anschluß an die Besprechung mit Herrn Dr.Mott gab uns dieser Gelegenheit, die Winkler-Anlage zu besichtigen.

Auf Böhlen stehen drei Generatoren mit einer Solleistung von 30 000 m<sup>3</sup> Rohwassergas je Stunde. Die Anlage kann aber nicht ganz ausgefahren werden und wird normalerweise nur mit 25 000 m<sup>3</sup> je Generator betrieben. Die Anlage macht in ihrem Aufbau einen sehr guten Eindruck. Jedenfalls ist es begreiflich, daß die Winkler-Anlage, bezogen auf den m<sup>3</sup> Wassergas weniger als die Hälfte unserer Anlage kostet. Bemerkenswert ist folgendes:

Das Sauerstoff-Dampfgemisch wird unter die feststehende Rosthaube gegeben, die aus einzelnen Platten zusammengesetzt ist. Über die Rosthaube rotiert ein Rührarm mit verhältnismäßig großer Geschwindigkeit (etwa 2 Umdrehungen je Minute). Der Brennstoff wird durch zwei Schnecken auf einer Seite des Generators bis an die Peripherie der Schachtausmauerung geführt. Im Schacht selbst erfolgt also keinerlei mechanische Verteilung des Staubes. Die Einführung des Brennstoffes erfolgt etwa 700 mm über dem Rost. Ca. 500 mm oberhalb der Brennstoffzufuhr erfolgt die zweite Zuführung von Sauerstoff mit geringem Dampfzusatz (Kühldampf) für die Düsen). Im Brennstoffbett unterhalb der zweiten Sauerstoffzuführung herrscht eine Temperaturlage von 800°. Auf die Einhaltung dieser Temperatur wird scharf geachtet, da sonst Verschlackungen eintreten. In der Kuppel des Vergasers, also oberhalb der zweiten Sauerstoffzuführung, beträgt die Temperaturlage 900° und tritt das erzeugte Wassergas mit dieser Temperatur aus dem Generator aus. Die Rostasche wird durch den Rührarm in zwei zwischen Rosthaube und Mantelbegrenzung angeordnete Fallrohre gefördert. Aus diesen beiden Fallrohren, die einander gegenüber angeordnete sind, wird die Rostasche durch zwei Schnecken in eine Schleuse gefördert,

aus der in periodischen Zeitabständen die Asche mit einer Temperatur von ca. 800°C in Wagen abgezogen wird. Trotzdem diese Asche 50 % Kohlenstoff enthält, brennt sie im Wagen nicht. Die Körnung der Asche ist etwa 2 mm und ziemlich gleichmäßig.

Das erzeugte Wassergas tritt in einen Doppelzug-Steilrohrkessel oben ein, geht von oben nach unten, tritt über die Zwischenwand in den zweiten Zug, verläßt den zweiten Zug am oberen Ende, um mit einer Temperatur von ca. 400°C in den Dampfüberhitzer und anschließend in den Ekonomiser einzutreten. Unter dem Dampfkessel und unter dem Ekonomiser sind Staubsammelbunker angeordnet, aus welchen der Staub mit einer Temperatur von 350 bzw. 300°C abgezogen wird. Vom Ekonomiser aus geht das Gas in den Multiklon-Staubabscheider. Hier werden 80 % des im Wassergas noch enthaltenen Staubes abgeschieden. Die Temperaturlage im Multiklon beträgt ca. 250°C. Vom Multiklon tritt das Gas in eine Wasservorlage als Sicherheitsabschluß, um aus dieser über eine Sammelleitung für alle drei Generatoren in einen mit Holzhornden besetzten Schlußkühler einzutreten, in dem eine Kühlung des Gases bis auf ca. 30°C erfolgt. Die Feinreinigung des Gases erfolgt in Theisenwäschern.

Die Druckverhältnisse in der Anlage sind folgende: unter dem Rost des Generators wird mit einem Druck von 2000 bis 3000 mm WS gefahren.

Im Generatorschacht beträgt der Druck ca. 1500 mm WS. Der Druckverlust in der anschließenden Apparatur beträgt ca. 500 mm WS, die Vorlage nimmt weitere 200 mm WS weg, dann folgt der Schlußkühler mit 30 mm Druckverlust, sodaß der Gasdruck vor dem Desintegrator noch 600 mm WS beträgt, d.h. die Anlage arbeitet ohne Gasgebläse vom Desintegrator direkt auf den Wassergasbehälter.

Der Brennstoff wird von der ASW mit Kohlensäure zum Betriebsbunker der Generatoren gefördert. Der Betriebsbunker für jeden Generator faßt ca. 200 t Grude. Es wird Wert darauf gelegt, daß die Grude möglichst wenig Feinkorn unter 0,5 mm enthält, weil dieser sich der Vergasung entzieht und mit dem Gas aus dem Generator in die nachgeschaltete Apparatur getragen wird. Je nach dem Staubgehalt des Brennstoffes beträgt der Staubgehalt im Gas 200 - 300 g je Nm<sup>3</sup>. 80 % dieses Staubes mit ca. 50 % C-Gehalt werden als Brennstoff für die Kesselanlage wieder gewonnen. Die restlichen 20 % gehen in das Waschwasser des Schlußkühlers und des Desintegrators.

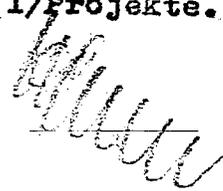
Der Aufbau der Anlage ist sehr gedrungen, ohne dadurch unübersichtlich zu sein, d.h. auf den qm Baugrundfläche ist eine relativ große Vergasungsleistung unterzubringen. Die Schalt- und Kontrollapparate sind für alle drei Generatoren in einem gemeinsamen Schalthaus, welches etwa 5 m über Fluß angeordnet ist, untergebracht.

Die Bedienung der Anlage, mit Ausnahme der Staub- und Rostasche-Beseitigung, beschränkt sich auf die Überwachung der Kontroll- und Meßinstrumente. Sobald die Instrumente eine Unregelmäßigkeit in der Brennstoffzufuhr, der Sauerstoffzufuhr oder der Dampfzufuhr anzeigen, wird der Generator von der Produktionsgasleitung abgehängt und eine Ausblasefackel geöffnet, bis die Störungen beseitigt sind. Der Bedienungsaufwand für die Anlage ist außerordentlich gering.

Es muß jedenfalls festgestellt werden, daß das Verfahren, die Konstruktion und der Aufbau der Anlage eine technische Tat darstellt.

Wir machten anschließend mit Herrn Dr. Mott noch einen Gang durch die von uns in Böhlen errichteten Destillationsanlagen und durch die Linde-Fränkelluftzerlegungsanlage. Letztere Anlage, die nur der Sauerstofferzeugung für die Winkler-Generatoren dient, hat praktisch die gleiche Baugrundfläche wie die Vergasungsanlage selbst. Aus dem Umfange der Apparate und Maschinen der Luftzerlegungsanlage ist zu erkennen, daß ein 98 %iger Sauerstoff mindestens 3 Pfg. je Nm<sup>3</sup> kostet, wenn mit einem Strompreis von 1,5 Pfg. je kWh gerechnet wird.

Abteilung I/Projekte.



Anlage: I Betriebskosten-Gegenüberstellung.

Vergleichende Betriebskosten-Gegenüberstellung  
des Staubvergasungs-Verfahrens von Koppers und des Winkler-Verga-  
sungs-Verfahrens  
je Nm<sup>3</sup> Rohwassergas.

Anlagekosten für eine Anlage mit 645 000 Nm<sup>3</sup> CO + H<sub>2</sub> in 24 Stunden  
entsprechend 760 000 Nm<sup>3</sup> Rohwassergas bei Koppers und  
840 000 " " " " Winkler,

Koppers-Anlage einschl. Reserve-Cowper ..... RM 5 300 000,--  
Winkler-Anlage ..... RM 3 000 000,--.

Koppers-Anlage.

1. Amortisation und Verzinsung 15 %	=	Pfg. 0,2870 je Nm <sup>3</sup>
2. 0,16 Nm <sup>3</sup> Sauerstoff à Pfg. 3,1	=	" 0,4960 " "
3. 0,539 kg Kohle mit RM 9,- je t	=	" 0,4770 " "
4. 24 Arbeitsschichten täglich à RM 2,-/Std. incl. Aufsicht	=	" 0,0560 " "
5. 0,120 kg Fremddampf mit RM 1,50 je t	=	" 0,0180 " "
6. 0,035 kWh Kraftstrom à Pfg. 1,5	=	" 0,0525 " "
7. 20 Liter Umlaufwasser je m <sup>3</sup> Pfg. 2,0	=	" 0,0400 " "
8. 0,53 " Speisewasser je m <sup>3</sup> " 20,0	=	" 0,0105 " "
9. 650 Kcal Fremdwärme mit RM 1,- je 1 Mill. WE	=	" 0,0650 " "
10. 2,5 % Reparaturkosten, bezogen auf Anlagekapital	=	" 0,0477 " "
Gesamt-		<hr/>
= Pfg. 1,82 je Nm <sup>3</sup> CO + H <sub>2</sub> .		Pfg. 1,5497 je Nm <sup>3</sup>

Winkler-Anlage.

1. Amortisation und Verzinsung 15 %	=	Pfg. 0,1470 je Nm <sup>3</sup>
2. 0,237 Nm <sup>3</sup> Sauerstoff à Pfg. 3,1	=	" 0,7350 " "
3. 0,561 kg Kohle mit RM 9,- je t	=	" 0,5050 " "
4. 18 Arbeitsschichten täglich à RM 2,-/Std. incl. Aufsicht	=	" 0,0343 " "
5. 0,028 kWh Kraftstrom à Pfg. 1,5	=	" 0,0420 " "
6. 17 Liter Umlaufwasser je m <sup>3</sup> Pfg. 2,0	=	" 0,0340 " "
7. 0,622 Liter Speisewasser je m <sup>3</sup> " 20,0	=	" 0,0125 " "
8. 3 % Reparaturkosten bezogen auf Anlagekapital	=	" 0,0294 " "
Gesamt-Selbstkosten	=	<hr/>
= Pfg. 2,11 je Nm <sup>3</sup> CO + H <sub>2</sub> .		Pfg. 1,5392 " "

Obwohl uns in den Verhandlungen mit Herrn Dr. Mott gesagt wurde, daß der Vergleich der Betriebskosten zwischen dem Koppers-Verfahren und dem Winkler-Verfahren nur theoretische Bedeutung haben könne, da für beide Verfahren die Vergasung von Braunkohlenstaub vorgesehen sei, was im Winkler-Generator nicht möglich ist, stelle ich bei Überprüfung der Zahlen fest, daß Herr Dr. Mott bei Ermittlung der Selbstkosten je  $m^3$  Wassergas bzw. je  $m^3$   $CO + H_2$  bei Koppers die Braunkohlenstaubvergasung, dagegen bei Winkler die Grudekoks-Vergasung unterlegt hat. Er hat aber für Braunkohlenstaub und für Braunkohlengrude den gleichen Preis, also RM 9,- je t in die Rechnung eingesetzt.

Der Vergleich ist also nicht nur theoretisch, sondern auch tatsächlich falsch, da er von verschiedenen Brennstoffen beim Vergleich ausgegangen ist

Abteilung I/Projekte.

000227

Essen, den 24. März 1942.

Herrn T o t z e k.

Durchschlag: H. Dir. Gapp  
H. Dir. Bönnemann  
H. Dr. Koppers  
H. Daniels

Betrifft: Staubvergasung Schwarzheide-Zeitz.

Ich erkundigte mich heute telefonisch bei Herrn Lackner nach unserem Angebot vom 16. d. M.

Herr Lackner antwortete zunächst, daß er das Angebot nur flüchtig habe studieren können, weil dasselbe erst am 21. d. M. bei ihm eingegangen sei. Im übrigen habe er festgestellt, daß unsere Preise noch höher geworden wären als früher und s. B. bei derartigen Anlagekosten kein Anreiz gegenüber der Winkler-Gaserzeugung bestehe. Man habe sich im übrigen bemüht, für Schwarzheide eine Sauerstoffanlage zu bekommen. Wie aber zu vermuten war, ist eine derartige Anlage zeitlich nicht zu beschaffen. Ich frag dann, warum er die Anlage nicht in Zeitz bauen wolle, worauf er mir antwortete, daß man keinen Mut habe ohne bindende Garantien eine Großanlage in Zeitz zu bauen, denn eine Versuchsanlage hätte für Zeitz keinen Sinn.

Ich gab ihm zur Antwort, daß wir uns schon überlegt hätten, ob und in welchem Ausmaße wir aufgrund der letzten Versuche in der Lage wären, Garantien zu übernehmen und daß wir hierüber mit ihm noch sprechen würden, wenn man grundsätzlich bereit sei, eine Anlage in Zeitz zu errichten.

Er meinte, wir müßten uns aber auch klar darüber sein, daß wir im Falle wir die erwarteten Leistungen erreichen, mit dem Winkler-Gas kaum konkurrieren können, weil angeblich die hohen Anlagekosten den geringeren Sauerstoffverbrauch und den höheren Vergasungswirkungsgrad wieder kompensieren. Er sei aber gerne bereit, ganz offen mit uns die wirtschaftliche Seite klarzustellen und möchte ich zu diesem Zwecke nach Böhlen kommen.

Ich habe Herrn Lackner gesagt, daß auch wir uns bezüglich der Errichtung der ersten Großanlage entscheiden müßten und wir bald Klarheit darüber schaffen müssen, ob wir die Anlage nun mit der Brabag bauen können oder nicht.

Wir haben uns dahin verständigt, daß wir Mittwoch, den 8. April in Böhlen zusammenkommen, um gemeinsam festzustellen, ob aufgrund evtl. von uns zu gebender Garantien der Bau der Anlage in Zeitz wirtschaftlich verantwortet werden kann oder nicht.

Abteilung I/Projekte.

Essen, den 24. Februar 1942.

Herrn Direktor Gapp.

Durchschlag: H. Dir. Bönnemann  
 H. Dr. Koppers  
 H. Totzek  
 H. Daniels

Betrifft: Staubvergasungsanlage Brabag-Zeitz.

Aufgrund der Aufforderung der Brabag fand am 19. d. M. eine Besprechung in Böhlen statt, an der teilnahmen:

von Ingenieurtechn. Zentralbüro: Herr Lackner  
 " Riedl  
 " Dr. Mott  
 zeitweilig " von Felbert

von Brabag-Schwarzheide: Herr Dr. Pistor  
 " Bieger

von Brabag-Zeitz: zeitweilig Herr Dr. Wille.

Herr Lackner wiederholte eingangs, daß der Vorstand der Brabag sich für unser Verfahren zur Staubvergasung sehr interessiere, daß man aber nicht gewillt sei, für eine erste Großversuchsanlage allein für den von uns angebotenen Lieferungsumfang RM 4 600 000,— aufzuwenden, abgesehen von den Kosten, die der Brabag selbst noch durch den Bau der Anlage entstehen. Es sei daher in der Vorstandssitzung beschlossen worden, uns aufzufordern, ein Projekt und Angebot auf den Umbau der Schmalfeldt-Anlage Schwarzheide auszuarbeiten und einzureichen. Zweck der Besprechung sei nun, gemeinsam festzustellen, ob dieser Umbau möglich sei und mit welchen Mitteln er bewerkstelligt werden könnte.

Wir haben zunächst erklärt, daß wir im Interesse der Verwendung von Teilen der Schmalfeldt-Anlage zu keinerlei Kompromißlösung bereit seien, und daß nach den bisherigen Überlegungen ausschließlich die Regeneratoren mit den zugehörigen Rekuperatoren beim Einbau unseres Staubvergasungs-Verfahrens in die Schmalfeldt-Anlage Verwendung finden könnten. Hierbei stellte sich sogleich heraus, daß die Regeneratoren nicht betriebsbereit sind, d. h. daß der Besatz und die Ausmauerung einschließlich der Cowper-Kuppeln zum Teil oder gänzlich erneuert werden müßten. An den Austrittsstützen der Regeneratoren müssen wassergekühlte Heißgasschieber anstelle der Dampfsperren eingebaut werden. Die Lage der Stützen und der Abstand des ersten Vergasers der Schmalfeldt-Anlage von den Regeneratoren zwingt uns zur Verwendung des ersten Vergasers als Gasleitung. An diesem Vergaser muß dann in entsprechender Höhenlage ein Austrittsstutzen für die Gase angebracht werden, sodaß der Unterteil des Vergasers unterhalb dieses Austrittsstutzens aufgestellt bzw. abgemauert werden muß. An diesen Austrittsstützen schließen wir dann unsere normale Vergaser-Apparatur an. Es soll zunächst ein Aggregat bestehend aus: Vergaser, Abhitzekeessel, Vorkühler, Theisenwascher, Schlußkühler, Gebläse, zur Aufstellung gelangen. Die Brabag ist mit uns einig, daß diese Apparatur geschlossen nach unseren Konstruktionen gebaut werden muß, bittet uns aber zu überlegen, ob nicht ein vorhandener Winkler-Abhitzekeessel Verwendung finden kann. Dieser Abhitzekeessel liegt demontiert in Schwarzheide und glauben die Herren von Schwarzheide, daß die Rohre vollständig neu beschafft werden müssen, sodaß voraussichtlich die Verwendung dieses Abhitzekeessels teurer ist als

als der von uns projektierte stehende Rauchröhrenkessel für Niederdruck. Herr v. Felbert äußerte die Ansicht, daß man bei der wahrscheinlich geringen Kostendifferenz zwischen der Verwendung des vorhandenen Kessels und eines neuen Kessels auf die Verwendung des Winkler-Kessels keine Rücksicht nehmen sollten, abgesehen davon, daß dieser Kessel eine größere Baugrundfläche beansprucht als der von uns projektierte Rauchröhrenkessel und für den Einbau der Vergasungs-Apparatur ohnedies sehr wenig Platz zur Verfügung steht. Es wurde weiter in Erwägung gezogen, die vorhandenen Gebläse für Gas und Luft aus der Schmalfeldt-Anlage zu benutzen, obwohl die Leistung dieser Gebläse ein Vielfaches der für ein Aggregat benötigten Leistung beträgt. Bei dieser Überlegung spielt aber die Beschaffungszeit für die neuen Gebläse mit Motoren die Hauptrolle.

Es wurde dann anhand der zur Verfügung stehenden Unterlagen festgestellt, an welcher Stelle zweckmäßig die Vergasungs-Apparatur zur Aufstellung gelangt, wobei man Wert darauf legt, die Disposition so zu treffen, daß 3 bis 4 Vergaser-Aggregate entsprechend der Leistung der Regeneratoren der Schmalfeldt-Anlage aufgestellt werden können. Da diese Unterlagen nicht ausreichten, wurde Schwarzheide aufgefordert, uns einen Lageplan einzusenden, der zwischenzeitlich hier eingetroffen ist.

Die Aufstellung der Anlage in Schwarzheide hat den Vorteil, daß die Anlagen zur Förderung und Aufbereitung der Kohle vorhanden sind und sich nach Angabe der Herren von Schwarzheide auch in einem betriebsfähigen Zustande befinden. Die Abwasserklärung soll in den in Schwarzheide vorhandenen bzw. zu erweiternden Kläranlagen erfolgen.

Die Aufstellung der Staubvergasungsanlage in Schwarzheide in Verbindung mit der Schmalfeldt-Anlage kommt auch nach Ansicht des Vorstandes der Brabag nur infrage, wenn zur Erprobung des Verfahrens auf die Erzeugung von Wassergas die hierfür notwendige Sauerstoffmenge zur Verfügung steht. Herr Dr. Hochschwender hatte angegeben, daß aus der Luftzerlegungsanlage Schwarzheide stündlich 150 m<sup>3</sup> Sauerstoff zur Verfügung gestellt werden könne. In der Besprechung wurde aber klargestellt, daß stündlich nur 50 m<sup>3</sup> zur Verfügung stehen gegenüber einem stündlichen Sauerstoffbedarf einer Vergasungseinheit von ca. 1300 m<sup>3</sup> beim Vollbetrieb mit 100 t täglichem Durchsatz an Rohbraunkohlenstaub. Man dachte nun daran, die beiden in der Nähe stehenden Gasbehälter je 12 500 m<sup>3</sup> Inhalt für die Speicherung des Sauerstoffes zu benutzen. Bei einer stündlichen Sauerstoffmenge von 50 m<sup>3</sup>, müßten dann 500 Stunden = 21 Tage in den Behälter eingespeist werden, um mit den vollen Behältern 19 Stunden lang mit Sauerstoff fahren zu können. Abgesehen von diesen zeitlichen Verhältnissen, lehnte Herr Dr. Mott die Verwendung der vorhandenen Gasbehälter für die Sauerstoffspeicherung ab, weil es garnicht möglich sei, die Behälter so spurefrei von Kohlenwasserstoffen bzw. Ölen zu machen, um Explosionen zu vermeiden. Man kam dann auf die Speicherung des Sauerstoffes in Fesselballone. Da der größte Fesselballon aber nur 2000 m<sup>3</sup> Sauerstoff aufnehmen kann, kommt auch diese Speicherung nicht infrage, da soviel Ballons wie zur Durchführung von einigermaßen brauchbaren Versuchen erforderlich sind, garnicht beschafft werden können. Nach Ansicht von Herrn Dr. Mott ist aber auch bei Anwendung von Fesselballons noch keine Sicherung gegen Explosionen bzw. Verbrennungen gegeben. Nach dieser Feststellung, daß also über den Weg der Speicherung der Sauerstoff zur Erzeugung von Wassergas nicht beschafft werden kann, entsann sich Herr Riedl, daß vor längerer Zeit vom RWM Luftzerlegungsanlagen aus Russenlieferungen angeboten worden sind. Herr Riedl setzte sich sofort mit der zuständigen Stelle in Verbindung, mußte aber feststellen, daß die letzte Anlage vor 14 Tagen verkauft worden war. Nachdem sich beide Parteien darüber klar sind, daß die Aufstellung

der ersten Anlage nur dann in Schwarzheide infrage kommt, wenn Sauerstoff in genügender Menge beschafft werden kann, hat es das Ingenieurtechnische Zentralbüro übernommen festzustellen, ob und welche Mengen Sauerstoff durch Vorgriff auf eine im Bau befindliche Luftzerlegungsanlage, die dann in Schwarzheide Aufstellung finden müßte, zur Verfügung gestellt werden kann. Durch vorläufige Rückfrage bei Linde wurde aber schon die Unwahrscheinlichkeit der schnellen Beschaffung einer Sauerstoffanlage festgestellt. Man will sich aber noch weiter umhören. Jedenfalls soll das Projekt Schwarzheide unabhängig von der Beschaffung des Sauerstoffes bearbeitet werden, um dem Vorstand den guten Willen auch der Firma Koppers zu zeigen.

Für den nunmehr wahrscheinlichen Fall, daß in Schwarzheide kein Sauerstoff zur Verfügung gestellt werden kann, soll in Zeitz eine Vergasereinheit zur Aufstellung gelangen. Hierfür sollen nun zwei Projekte ausgearbeitet werden und zwar:

- Projekt 1) Regeneratoren, Desintegratoren, Schlußkühler und je ein Gebläseaggregat für Gas und Luft für eine Vergasereinheit;
- Projekt 2) erster Ausbau einer Großanlage für 30 000 m<sup>3</sup> Stundenleistung, jedoch mit nur einem Vergaser, einem Vorkühler, einem Desintegrator, einem Schlußkühler und je einem Gebläse für Gas und Luft.

Hier erhalten dann die Regeneratoren mit Rekuperatoren, der Desintegrator, der Schlußkühler und die Gebläse für Gas und Luft bereits die für den Ausbau auf vier Aggregate erforderliche Größe.

Nach Ausarbeitung der Projekte und Angebote soll dann eine nochmalige Besprechung in Böhlen oder in Berlin stattfinden, an der dann auch Herr Dr. Hochschwander teilnimmt, um den endgültigen Aufstellungsort festzulegen.

In der abschließenden Besprechung betonte Herr von Felbert, daß es möglicherweise einfacher sei, den Beschluß zum Bau der Anlage in Zeitz zu fassen, wenn Koppers bereit sei, bindende Garantien für die Staubvergasung abzugeben.

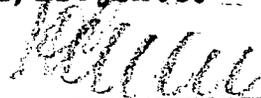
Wir erklärten, daß wir möglicherweise in der Lage wären, bindende Garantien über die Gasausbeute, die Gaszusammensetzung, den Sauerstoffverbrauch, den Wärmeverbrauch, den Dampfverbrauch und die Dampferzeugung zu geben, nicht aber für die Durchsatzleistung. Hierauf antwortete Herr von Felbert, ob es uns nicht möglich wäre, eine Mindest-Durchsatzleistung beispielsweise die Hälfte oder Dreiviertel der in Aussicht genommenen Durchsatzleistung zu garantieren. Wir haben geantwortet, daß wir uns diese Frage noch überlegen müßten.

Meine persönliche Ansicht ist aber die, daß es für uns im Augenblick gleichgültig sein kann, ob wir eine Vergasungs-Apparatur oder vier Vergasungs-Apparaturen aufstellen, wenn uns das Garantie-Risiko beim Bau einer Vergasungs-Apparatur von der Brabag abgenommen wird, wir aber beim Bau von vier Vergasungs-Apparaturen das Garantie-Risiko übernehmen müßten, denn das was wir durch die Aufstellung der Apparatur feststellen wollen, können wir genau so gut in einem Vergaser-Aggregat als in vier Aggregaten ermitteln.

Bei den Entscheidungen spielen die I.G.-Interessen keine untergeordnete Rolle. Dies ließ man bereits in den Verhandlungen durchblicken. Als ich später mit Herrn Lackner unter vier Augen zusammen war, sagte er mir offen, allerdings vertraulich, daß mit dem Nachweis der Bewährung unseres Staubvergasungs-Verfahrens aufgrund der zwar nicht garantierten, aber angegebenen Betriebszahlen der Winkler-Generator

für die Wassergaserzeugung ausgespielt habe. Das habe der Vorstand der Brabag, in dem auch I.G.-Interessen vertreten sind, ganz klar erkannt. Er betone aber ausdrücklich, daß Herr Dr. Hochschwender, Herr von Felbert, Herr Dr. Wille, Herr Dr. Mott und er hinter unseren Verfahren stehen, und daß sich alle diese Herren dafür einsetzen, daß sobald als möglich eine Großversuchsanlage entweder in Schwarzhelde oder in Zeitz erstellt werde. Herr Lackner empfiehlt, "das Eisen zu schmieden, solange es noch warm ist", d.h. die neuen Projekte und Angebote sobald als möglich vorzulegen, damit acht Tage später die abschließende Besprechung stattfinden kann.

Abteilung I/Projekte.



000232

~~Mrs. Kottel am 12. Februar~~  
~~mit Herrn Dr. Kopberg~~  
~~Regeneratoren~~  
Essen, den 12. Februar 1942.

Herrn Direktor Gapp.

Durchschlag: H. Dir. Bönemann  
~~H. Dr. Kopberg~~  
~~H. Totzek~~  
H. Daniels.

Betrifft: Staubvergasung Brabag-Zeitz.

Ich erhielt heute nachmittag den Anruf von Herrn Laoner vom Ingenieur-technischen Zentralbüro Böhlen.

Herr Lackner erklärte, daß man unser Angebot erhalten und studiert habe und wegen der Errichtung der Anlage eingehende Besprechungen mit dem Vorstand gehabt hätte. Auch der Vorstand der Brabag habe sich für unser Verfahren sehr interessiert und aus unseren Ausarbeitungen den Fortschritt gegenüber der bisherigen Vergasungstechnik festgestellt. Trotz dieses grundsätzlichen Interesses habe man aber im Vorstand der Brabag die Ansicht vertreten, daß es kaum zu verantworten sei, aufgrund der Ergebnisse einer immerhin kleinen Versuchsanlage sofort eine Großanlage mit einer gegenüber der Versuchsanlage achtzigfach höheren Durchsatzleistung zu bauen.

Herr Lackner bittet uns, im Einvernehmen mit dem Vorstand, zu einer eingehenden Besprechung im Laufe der nächsten Woche nach Böhlen zu kommen, da man mit uns überlegen wolle, ob man nicht als ersten Schritt den Umbau der Schmalfeldt-Anlage Schwarzheide durchführen solle; jedenfalls sollten wir uns zu einer eingehenden Aussprache über dieses Thema vorbereiten. Ich habe Herrn Lackner gesagt, daß ich bis Mitte der nächsten Woche in Berlin sei und gegebenenfalls Donnerstag, den 19. d. M. vormittags mit Herrn Totzek nach Böhlen kommen würde. Herr Lackner hat den Termin notiert und bittet, sofern eine Änderung eintritt, ihm spätestens bis Montag, den 16. d. M. Nachricht zu geben, weil zu den Besprechungen in Böhlen mehrere Herren, u. a. auch von Schwarzheide hinzugezogen werden sollen.

Herr Lackner wurde von mir darauf aufmerksam gemacht, daß die Möglichkeiten, die in Zeitz bestehen, in Schwarzheide nicht vorhanden sind, weil dort kein Sauerstoff zur Verfügung stehe. Herr Lackner erwiderte, daß man in der Besprechung feststellen müßte, welche Betriebsweise man in Schwarzheide fahren könne.

Soweit die Unterredung mit Herrn Lackner.

Aus der Absicht, zunächst die Schmalfeldt-Anlage Schwarzheide in eine Staubvergasungsanlage umzubauen, spricht das Interesse von H. Dr. Hochschwender. Mit dem Bau der Anlage in Zeitz wäre für uns relativ wenig, mit dem Umbau der Schmalfeldt-Anlage in Schwarzheide ist aber eine erhebliche Arbeit verbunden.

Ich habe schon kurz über die Absichten der Brabag mit Herrn Totzek gesprochen und wir sind uns darüber klar, daß wir von der Schmalfeldt-Anlage Schwarzheide praktisch nur die beiden Regeneratoren gebrauchen können, jedenfalls werden wir uns nicht bereiftinden, unsere Konstruktion zugunsten der Verwertung anderer Teile der Schmalfeldt-Anlage zu verlassen bzw. zu ändern. Herr Daniels wird das Projekt Zeitz auf die örtlichen Verhältnisse Schwarzheide umstellen, sodaß wir anhand dieses Projektes dann die Verhandlungen führen können mit dem Ziele, den Umbau der Schmalfeldt-Anlage zu unterbinden durch den Nachweis, daß gegenüber den Anlagekosten für Zeitz nur die Kosten für zwei Regeneratoren (schätzungsweise RM 800 000,-) gespart werden, dabei aber den Nachteil in Kauf nehmen muß, daß man in Schwarzheide nur die Luftvergasung ausprobieren kann.

Abteilung I/Projekte.  
*[Handwritten Signature]*

000233

Essen, den 23. Januar 1942

Herrn Direktor G ap p.

Durchschlag: ~~H. Dr. Koppers~~  
H. Dir. Bönnemann  
H. Totzek  
H. Daniels  
H. Dr. Karl  
H. Linder

Betrifft: Staubvergasungsanlage Zeitz.

Wir hatten gestern den Besuch der Herren Direktor Dr. Wille, Zeitz, Dipl. Ing. Lackner und Dr. Mott von Böhlen und Betriebsingenieur Bieger von Schwarzheide.

Die genannten Herren wurden zur Versuchsanlage Rheinpreußen geführt, wo Herr Totzek einen Vortrag über die Entwicklung und den derzeitigen Stand des Verfahrens als Einführung in die Materie hielt. Infolge von Störungen, verursacht durch den starken Frost, konnte am Vormittag die Besichtigung der Anlage nicht stattfinden, nachmittags wurde nach Beseitigung der Störung zunächst die Erzeugung von Heizgas und anschließend die Erzeugung von Wassergas mit der von Zeitz angestrebten Zusammensetzung demonstriert.

Im Anschluß an die Besichtigung besuchten die Herren Dr. Wille und Dipl. Ing. Lackner in Begleitung von Herrn Dr. Koppers und Unterzeichnetem Herrn Generaldirektor Kost. Herr Kost drückte den Herren sein Vertrauen zu dem Verfahren von Koppers aus und sprach die Hoffnung aus, daß sich die Brabag zum Bau der ersten Großanlage entschließen möge, was ihr um so leichter fallen würde als in der gleichen Apparatur sowohl staubförmiger Brennstoff - im vorliegenden Falle Braunkohlenstaub bzw. Braunkohlengrude - vergast und Hydrierabgase umgeformt werden könnten. Er wies bei dieser Gelegenheit auf die von Koppers erbaute und im August 38 in Betrieb genommene Gasumformungsanlage auf dem Treibstoffwerk Rheinpreußen hin, die seit dem Tage der Inbetriebnahme ohne jede Unterbrechung anstandslos arbeite und nicht nur die vorgesehene, sondern eine um 20 % höhere Leistung im Dauerbetriebe erreiche.

Die Herren bestätigten ihre Zufriedenheit mit dem Gesehenen und Gehörten und baten um beschleunigte Zustellung der Betriebsdaten und der von uns projektierten Anlage mit nominell 400 t täglichem Staubdurchsatz und zwar sowohl für Vergasung von Rohbraunkohle mit 15 - 18 % Wasser als auch bei Vergasung von Grudestaub und bei Umformung von Hydrierrestgasen der uns bekannten Zusammensetzung, damit man anhand der Betriebszahlen nun eine vergleichende Betriebskostengegenüberstellung zur Begründung des Bauvorhabens der Direktion gegenüber anfertigen könne. Eine Besprechung mit der Direktion soll bereits am Dienstag der nächsten Woche in Berlin stattfinden, sodaß die Betriebszahlen noch am Sonnabend dieser Woche abgesandt werden müssen.

Bei der Besprechung des Projektes wurde die Frage der Reserven besonders diskutiert und dabei in Erwägung gezogen, einen dritten Cowper zur Aufstellung zu bringen, damit im Falle der Reparatur an einem Cowper die beiden verbleibenden den Dauerbetrieb der Anlage sicherstellen. Die vorgesehenen Reserven in der Vergasungs- bzw. Umformungs-Apparatur mit angeschlossener Gasreinigung entsprachen den Wünschen der Herren, wobei wir zum Ausdruck gebracht haben, daß, im Falle ein Vergaser-Aggregat mit der hintergeschalteten Gasreinigungsapparatur ausfalle, man erwarten könne, daß die dann noch verbleibenden drei Aggregate bei Vollbelastung die Solleistung von rd. 25 000 m<sup>3</sup> Wasserstoff/Std bei Rohstaubvergasung erreichen werden.

Abteilung I/Projekte.

000234

Essen, den 10. Januar 1942.

Herrn Dir. G a p p.

Durchschlag: H.Dir.Bönnemann  
H.Dr.Koppers  
H.Totzek  
H.Dr.Wiefel

Betrifft: Staubvergasung Brabag-Zeitz.

Wir stehen mit der Brabag bekanntlich wegen des Baues einer ersten Großanlage zur Staubvergasung in Verbindung. Anlässlich der ersten Besprechung mit den Herren Dr. Wille, Dr.Mott und Herr Lackner am 17.Dezember 41 in unserem Hause stellten die Herren den Antrag, die Versuchsanlage auf Rheinpreußen zu besichtigen. Wir haben seinerzeit die Herren vertröstet, weil die Anlage nicht in Betrieb war.

Nun rief am Mittwoch, den 7.d.M. Herr Lackner den Unterzeichneten an und teilte mit, daß er mit Herrn Dr. Wille am 14. und 15. im Ruhrgebiet sei und bei dieser Gelegenheit die Versuchsanlage besichtigen möchten und sie es begrüßen würden, wenn anlässlich der Besichtigung in der Versuchsanlage Wassergas aus Braunkohle erzeugt würde.

Da ich am Telefon nicht sagen konnte, ob wir am 14. oder 15. die Anlage auf Rheinpreußen auf Braunkohlenstaubvergasung umgestellt haben würden, habe ich mit ihm vereinbart, daß ich ihn entweder abends in seiner Wohnung oder am 8. vormittags in Böhlen anrufen würde. Nachdem mit Herrn Totzek festgestellt worden war, daß wir die Steinkohlenvergasungsversuche für Rheinpreußen ohne weiteres unterbrechen können, wurde Herrn Lackner am 8.vormittags mitgeteilt, daß von uns aus die Vergasungsversuche am 14. oder 15. mit Braunkohle durchgeführt werden könnten, vorausgesetzt, daß Rheinpreußen mit der Unterbrechung der Steinkohlenvergasungsversuche einverstanden ist. Dieses Einverständnis könnten wir aber erst am 9. einholen, da erst an diesem Tage Herr Generaldirektor Kost zu sprechen sei.

Herr Dir.Gapp und der Unterzeichnete waren nun gestern nachmittag bei Herrn Kost und haben ihm folgendes vorgetragen:

"Entsprechend der mit ihm (Kost) getroffenen Vereinbarung hätten wir uns mit Brabag-Böhlen wegen des Baues einer ersten Betriebseinheit in Verbindung gesetzt. Brabag habe sofort großes Interesse gezeigt und seien die Herren von Brabag am 17. Dezember bei uns gewesen, um generell über die Angelegenheit zu sprechen. Hierbei habe sich herausgestellt, daß der Bau einer Einheit von nur 100 t Staubdurchsatz in 24 Stunden für die auf Zeitz vorliegenden Verhältnisse zu gering sei, die Anlage würde ein Fremdkörper in der Gesamtanlage sein, usw. Wir hätten dann die Herren darauf aufmerksam gemacht, daß in der gleichen Apparatur, ohne jede Umänderung, Hydrirrestgase in Wassergas umgeformt werden könnten. Es wurde dann die Leistung, soweit die Staubvergasung infrage kommt, mit 300 t in 24 Std. entsprechend der Leistung eines Winkler-Generators festgelegt. Dann können stündlich 22 500 m<sup>3</sup> Wassergas aus Braunkohlenstaub bzw. 27 500 m<sup>3</sup> Wassergas aus Grudestaub erzeugt werden. In der gleichen Apparatur können stündlich 6500 m<sup>3</sup> Restgas in 18 000 m<sup>3</sup> Wassergas umgeformt werden. Diese Kombination ist für Brabag-Zeitz von ganz besonderer Bedeutung und weil die Restgasumformung kein Risiko bedeutet, wird hierdurch das Risiko für den Bau der ersten Großanlage praktisch ausgeschaltet. Wir seien aufgefordert worden, sofort ein Projekt und Angebot auszuarbeiten. Dieses würde im Laufe der nächsten Woche fertiggestellt sein.

Nun habe sich die Brabag mit uns in Verbindung gesetzt, um Vergasungsversuche mit ihrem Braunkohlenstaub in der Versuchsanlage durchzuführen und gleichzeitig den Wunsch geäußert, die Anlage zu besichtigen. Die Durchführung der Vergasungsversuche sei möglich, da die Apparate für die Dauerversuche noch nicht aufgestellt seien, sodaß die nächste Woche für Vergasungsversuche mit Braunkohle zur Verfügung stände. Bezüglich der Besichtigung hätten wir Verständnis dafür, daß der Interessent bei einem Objekt von etwa 4 Millionen sich davon überzeugen wolle, ob das Verfahren grundsätzlich ginge."

Herr Kost begrüßte es, daß wir auf Brabag die Möglichkeit haben eine - man könne wohl sagen - erste Großanlage unter so günstigen Bedingungen hinsichtlich des Risikos zu bauen. Mit der Durchführung der Versuche sei er einverstanden. Bezüglich der Besichtigung habe er Verständnis dafür, daß die Brabag sich von der Arbeitsweise der Anlage überzeugen wolle, daher habe er auch gegen die Besichtigung nichts einzuwenden, wenn wir davon überzeugt seien, daß die Herren, die die Besichtigung durchführen, Vertrauenspersonen seien. Er müsse nur eine Bedingung stellen, daß er bzw. sein Beauftragter später die Großanlage auf Zeitz besichtigen könne und daß Rheinpreußen die Genehmigung erhalte, in dieser Anlage auch Großversuche mit Steinkohlenstaub durchzuführen.

Wir haben Herrn Kost zugesagt, daß wir in einem evtl. Bauvertrag mit Zeitz diese Bedingung einbauen würden.

Bezüglich der Besichtigung der Versuchsanlage durch Interessenten würden wir verlangen, daß diese vor der Besichtigung einen Geheimhaltungs-Revers unterschreiben.

Herr Kost legt Wert darauf, die Herren von Brabag, welche die Besichtigung durchführen, zu sehen. Hierfür kommt Mittwoch, der 14. nachmittags oder Donnerstag, der 15. vormittags infrage. Der letzte Termin ist Herrn Kost angenehmer.

Gestern abend erhielt ich nun den Anruf von Herrn Lackner. Ich habe ihm gesagt, daß wir im Einverständnis mit Rheinpreußen die derzeit laufenden Vergasungsversuche mit Steinkohle unterbrechen könnten und Mitte der nächsten Woche Braunkohlenstaub von Büttner vergasen würden. Herr Lackner teilte mit, daß er am mit Herrn Dr. Wille und H. Dr. Mott am Dienstagabend in Essen eintreffen werde (Reichshof). Es wäre ihm nach dem von Herrn Dr. Wille festgelegten Programm lieb, wenn die Besichtigung am Mittwoch, den 14. stattfinden könne, weil Herr Dr. Wille noch andere Verhandlungen am Donnerstag wahrzunehmen hätte, u.a. eine Verhandlung mit den Büttner-Werken. Ich sagte ihm, daß dies mit der Besichtigung verbunden werden könne, da die Versuchsanlage in der Nähe von Urdingen läge. Er meinte, daß wir den endgültigen Termin der Besichtigung am Mittwoch früh noch vereinbaren könnten, er würde mich vom Reichshof gegen 1/2 9 Uhr anrufen.

Ich bitte nun Herrn Dr. Wiefel, zusammen mit Herrn Totzek den Revers für die Besichtigung der Versuchsanlage Rheinpreußen anzufertigen.

Abteilung I/Projekte.

000237

Essen, den 19. Dezember 1941  
L1/DHHerrn H a h n !

Kopie: Herrn Dir. Gapp  
 Herrn Dr. Hans H. Koppers  
 Herrn Dir. Bönemann  
 Herrn Totzek  
 Herrn Daniels  
 Herrn Malkomes

Betr.: Staubvergasung Anlage Zeitz. Unter Bezugnahme auf Ihr Schreiben vom 18. Dezember 1941.-

Die Anlage soll sowohl dazu dienen, die Vergasung von Grudestaub mittels Sauerstoff-Wasserdampf durchzuführen, als auch im Falle des Versagens der Staubvergasung, die Umformung von Restgasen mittels erhitzten Sauerstoff-Wasserdampf-Gemisches in Wassergas durchzuführen.

### 1. Staubvergasung

Es wird ein Staub aus Grudekoke mit folgender Elementaranalyse zugrunde gelegt:

Wasser	5,0 %
Asche	20,0 %
C	69,0 %
H	2,0 %
N	0,6 %
S	0,5 %
O	2,9 %

ferner ein Sauerstoffgas mit 98% O<sub>2</sub> und 2% H<sub>2</sub>. Erwärmen wir den Wasserdampf auf 1250°, so können wir nach folgender Reaktionsgleichung arbeiten.

1 kg Grude + 0,510 Nm<sup>3</sup> O<sub>2</sub>-Gas + 1,6542 Nm<sup>3</sup> H<sub>2</sub>O D = 2,1859 Nm<sup>3</sup> U-Gas + 1,060 Nm<sup>3</sup> H<sub>2</sub>O D + 0,200 kg Schlacke.

Das U-Gas hätte eine Zusammensetzung von:

CO <sub>2</sub>	18,61 %
CO	40,25 %
H <sub>2</sub>	40,25 %
N <sub>2</sub>	0,73 %
H <sub>2</sub> S	0,16 %

Für eine Anlage, die 300 to Grudestaub je Tag vergasen soll, wäre notwendig:

- 1.) 1 Gaserhitzerpaar, je 5 000 m<sup>2</sup> Heizfläche,
- 2.) 3 Vergaser,
- 3.) 3 Dampfkessel, je 350 m<sup>2</sup> Heizfläche.

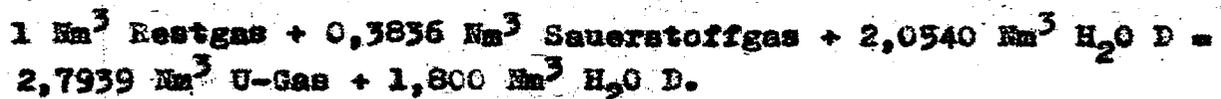
Zwischen Gaser und Dampfkessel wäre die Sicherheitsvorrichtung gegen Staubmangel anzuordnen, die aus einer Stückkoks-schicht bestehen mag, welche in dünner Schicht von den heißen Gasen durchlaufen werden muß. Ein geringer Teil nicht überhitzten Wasserdampfes müßte mit dem Sauerstoffgas dem Brenner zugeführt werden, um die Temperaturhöhe der Flamme zu regulieren, bzw. um den Gehalt von CO : H<sub>2</sub> zu regulieren, da in der Flamme die Umsetzung des Kohlenstoffes durch den Wasserdampf direkt erfolgen kann, während der am Umfang der Reaktionskammer eingeführte überhitzte Wasserdampf, sowohl mit CO, als auch C in unfeststellbarer Weise reagiert.

## 2. Verwendung der gleichen Apparatur für die Umformung eines Restgases in Wassergas.

Es wird das Restgas unseres Angebotes vom 30. August 1941 zugrunde gelegt.

CO <sub>2</sub>	1,82 %
CO	2,58 %
H <sub>2</sub>	38,16 %
CH <sub>4</sub>	31,00 %
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	18,80 %
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	2,35 %
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,24 %
C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,08 %
N <sub>2</sub>	4,95 %

Erwärmen wir das Sauerstoff-Wasserdampf-Gemisch auf 1250° und verbrennen wir dieses Gemisch mit dem Restgas in der Reaktionskammer, sodaß die Endgase bis 1000° ausreagieren, so können wir nach folgender Reaktionsgleichung arbeiten:



Das U-Gas hätte eine Zusammensetzung von:

CO <sub>2</sub>	9,22 %
CO	19,75 %
H <sub>2</sub>	68,99 %
N <sub>2</sub>	2,04 %

Für eine Anlage, die 18 000 Nm<sup>3</sup> U-Gas je Stunde erzeugen soll, würden wir 6 450 Nm<sup>3</sup> Restgas je Stunde benötigen, die mit 2 470 Nm<sup>3</sup> je Stunde umgesetzt werden. Es wäre notwendig:

- 1.) 1 Gaserhitzerpaar, je 4 270 m<sup>2</sup> Heizfläche,
- 2.) 3 Vergaser,
- 3.) 3 Dampfkessel mit zusammen 730 m<sup>2</sup> Heizfläche.

Falls also die in der 1. Berechnung unter Staubvergasung gewählten Abmessungen beibehalten werden, genügen sie weitaus für die Restgasumformung. Die Gegenüberstellung beider Fälle gibt folgenden Vergleich.

	Grundstaub 20% Asche	Restgasumformung
1. CO <sub>2</sub>	18,61 %	9,22 %
2. CO	40,25 %	19,75 %
3. H <sub>2</sub>	40,25 %	68,99 %
4. N <sub>2</sub>	0,73 %	2,04 %
5. H <sub>2</sub> S	0,16 %	-
6. Hu	2 249 kcal	2 361 kcal
7. Konzentration	80,50 %	88,74 %

Betriebszahlen je Stunde:

8. Brennstoff	12 500 kg	Hu 6051 kcal	6 450 Nm <sup>3</sup>	Hu 7 223 kcal
9. O <sub>2</sub> -Gas 98 %	6 380 Nm <sup>3</sup>	0°	2 470 "	" 1 250°
10. H <sub>2</sub> O D	20 700 "	100°/1250°	13 250 "	" 1 250°
11. U-Gas	27 300 "	1350°	18 000 "	" 1 000°
12. H <sub>2</sub> O D	13 250 "	1350°	11 600 "	" 1 000°
13. Schlacke	2 500 kg	1400°	-	-

14. Gaserhitzer	H <sub>2</sub> O D	O <sub>2</sub> + H <sub>2</sub> O D
15. Wärmeübertragung	9,10.10 <sup>6</sup> kcal/h	7,67.10 <sup>6</sup> kcal/h
16. Heizfläche	5 000 m <sup>2</sup>	4 270 m <sup>2</sup>
17. gewählte Heizfläche	5 000 m <sup>2</sup>	5 000 m <sup>2</sup>
18. Heizgas	11,30.10 <sup>6</sup> kcal/h	9,50.10 <sup>6</sup> kcal/h

	Grubstaub 20% Asche	Restgasumformung
19. Dampfkessel	20,15 · 10 <sup>6</sup> kcal/h	10,90 · 10 <sup>6</sup> kcal/h
20. Dampferzeugung	20 150 kg/h	10 900 kg/h
21. Dampfverbrauch	18 000 kg/h	12 000 kg/h
22. erforderliche Heizfläche ges.	1 000 m <sup>2</sup>	730 m <sup>2</sup>
23. gewählte Heiz- fläche ges.	1 050 m <sup>2</sup>	1 050 m <sup>2</sup>
24. gewählte Heiz- fläche ges.	3 x 350 m <sup>2</sup>	3 x 350 m <sup>2</sup>
25. Umlaufwasser für Gaskühlung	500 m <sup>3</sup> /h	400 m <sup>3</sup> /h
26. Frischwasser	50 m <sup>3</sup> /h	40 m <sup>3</sup> /h
Wärmebilanz je Nm <sup>3</sup> G-Gas:		
fühlb. Wärme O <sub>2</sub>	-	62 kcal
fühlb. Wärme H <sub>2</sub> O D	358 kcal	391 "
chem. gebundene Wärme	2780 "	2582 "
	<u>3138 "</u>	<u>3035 "</u>
fühlbare Wärme Gas	474 "	343 "
" " H <sub>2</sub> O D	276 "	264 "
chem. gebundene Wärme	2249 "	2361 "
Verlust	88 "	67 "
Schlacke	51 "	- "
	<u>3138 kcal</u>	<u>3035 kcal</u>
Heisgas	414 kcal	528 kcal
Dampferzeugung	0,738 kg	0,606 kg

Linder

900241

Essen, den 18. Dezember 1941.

Herrn Direktor Gapp.

Durchschlag: Herrn Dr. Koppers -  
" Dir. Bönnemann  
" Totzek  
" Daniels  
" Linder  
" Malkomes.

Betrifft: Staubvergasungsanlage Zeitz.

Wir hatten gestern den Besuch der Herren Direktor Dr. Wille von Zeitz, Dipl. Ing. Lackner und Dr. Mott von Böhlen.

Die Herren waren zu uns gekommen, um sich zunächst über unser Staubvergasungs-Verfahren näher zu informieren. Diese Information übernahm Herr Totzek anhand der Wärmediagramme und der schematischen Darstellung.

Von den Herren wurde festgestellt, daß der Unterschied zwischen unserem Verfahren und dem Verfahren von Winkler sich in folgendem kennzeichnet:

1. höhere Brennstoffausnutzung,
2. günstigere Wasserwirtschaft.

Der Sauerstoffverbrauch wird bei Grudevergasung im Winkler-Generator mit  $0,23 - 0,24 \text{ m}^3$  je  $\text{m}^3$  Wassergas angegeben. Wir rechnen nach der Wärmebilanz bei unserem Verfahren mit einem Sauerstoffverbrauch von  $0,212 \text{ m}^3$ . Die Differenz pro  $\text{m}^3$  Wassergas ist also nicht ausschlaggebend; sie erhöht sich zwar noch etwas, wenn man den Sauerstoffverbrauch auf den  $\text{m}^3 \text{ CO} + \text{H}_2$  bezieht, da der Gehalt des Wassergases an  $\text{CO:H}_2$  nach unserem Verfahren 2 - 3 % höher liegt als beim Winkler-Generator. Hinzukommt aber noch, daß das nach unserem Verfahren erzeugte Gas praktisch frei ist von Methan, während das Winklergas 1 - 1,5 % Methan enthält.

Herr Dr. Mott notierte sich die Betriebszahlen für die Wassergaserzeugung und die Heizgaserzeugung aus Grudekoks nach den Wärmediagrammen.

Wir kamen dann auf die Aufstellung einer Produktionseinheit in Zeitz zu sprechen. Es wurde uns bedeutet, daß eine Anlage mit nur 100 t Tagesdurchsatzleistung für die Betriebsverhältnisse in Zeitz zu klein sei, da bei Braunkohlenstaub-Vergasung nur 7500 m<sup>3</sup>, bei Grude-Vergasung nur 9000 m<sup>3</sup> Wassergas stündlich erzeugt werden könnte, immer vorausgesetzt, daß sich das Verfahren bei Übertragung von der Versuchseinheit mit 4 t Durchsatz auf eine Betriebseinheit mit 100 t Durchsatz bewährt. Hierfür 1,5 Mill. RM Kapital aufzuwenden, sei ein zu großes Risiko, abgesehen davon, daß man es nicht verantworten könne, eine Anlage mit derartig geringer Leistungsfähigkeit im Betriebe Zeitz für sich zu betreiben.

Wir wiesen dann darauf hin, daß, im Falle des Versagens der Staubvergasung, die Apparatur zur Umformung von Restgasen in Wassergas verwandt werden könne.

Hierin sahen die Herren sofort eine Grundlage zur weiteren Verfolgung der Angelegenheit.

Wir haben Mitte dieses Jahres mit dem Ingenieurtechnischen Zentralbüro Böhlen ein Projekt für eine Restgasumformung verfolgt. Nach diesem Projekt sollten 10 000 m<sup>3</sup> Restgas stündlich in 33 800 m<sup>3</sup> Wassergas umgeformt werden. Nun will man für die Umformung nicht 10 000 m<sup>3</sup>, sondern nur die Hälfte zur Verfügung stellen. Wir haben dann folgenden Vorschlag gemacht:

Es wird eine Staubvergasungsanlage für Braunkohlen oder Grudestaub für täglich 300 t Durchsatz errichtet. Diese Anlage liefert bei Braunkohlenstaubvergasung stündlich 22 500 m<sup>3</sup> Wassergas mit 81 % CO + H<sub>2</sub>, also stündlich 18 200 m<sup>3</sup> CO + H<sub>2</sub> und bei Grudevergasung 27 500 m<sup>3</sup> Wassergas mit 82 % CO + H<sub>2</sub>, also stündlich 22 500 m<sup>3</sup> CO + H<sub>2</sub>.

Es war nun festzustellen, wieviel Restgas mit dieser Anlage umgeformt werden kann. Als Restgas-Zusammensetzung war die gleiche anzunehmen wie in unserem Angebot vom 30.8.41 an die Brabag Zeitz. Herr Linder hat die Berechnung durchgeführt unter folgenden Gesichtspunkten:

Der Aufbau der Anlage für die Staubvergasung und die Restgasumformung ist genau gleich.

Die Umformung des Restgases erfolgt im Staubvergaser mit auf ca.  $1250^{\circ}\text{C}$  erhitztem Wasserdampf und Sauerstoff.

Die Rechnung von Herrn Linder hat nun ergeben, daß in der gleichen Apparatur  $6450\text{ m}^3$  Restgas stündlich mit  $2470\text{ Nm}^3$  Sauerstoff und  $13\ 250\text{ Nm}^3$  Wasserdampf in stündlich  $18\ 000\text{ m}^3$  Wassergas etwa folgender Zusammensetzung umgeformt werden können:

$\text{CO}_2$	9,2 %
$\text{CO}$	19,8 %
$\text{H}_2$	69,0 %
$\text{N}_2$	<u>2,0 %</u>
	100,0 %.

Die  $\text{CO} + \text{H}_2$ -Konzentration beträgt also 88,8 %, somit werden stündlich  $16\ 000\text{ Nm}^3$   $\text{CO} + \text{H}_2$  erzeugt. Der größte Sauerstoffbedarf bei Grudevergasung beträgt stündlich  $5730\text{ Nm}^3$ , dem gegenüber steht ein Sauerstoffverbrauch bei Braunkohlenstaub von  $5550\text{ Nm}^3$  und bei Restgasumformung von  $2470\text{ Nm}^3$ .

Diese Sauerstoffmenge kann ohne weiteres zur Verfügung gestellt werden, weil man sie der Winkler-Vergasung entziehen kann dadurch, daß man das Wassergas entweder aus Staubvergasung oder durch Restgasumformung erzeugt und zwar bei geringerem Sauerstoffbedarf als im Winkler-Generator.

Wir sollen auf dieser Grundlage schnellstens ein Projekt und Angebot einreichen. Nach Prüfung dieses Projektes und Angebotes wird sich dann Herr Dr. Wille mit dem Vorstand der Brabag in Verbindung setzen. Herr Dr. Mott sagte mir am Nachmittag noch, daß, wenn sich durch unser Projekt und Angebot herausstellt, daß der Bau der Anlage wirtschaftlich vertreten werden kann, Herr Dr. Wille sich im Vorstand für die Durchführung des Baues einsetzen wird, weil er ein Mann des technischen Fortschrittes ist.

Im Januar nächsten Jahres sollen Vergasungsversuche in der Versuchsanlage Rheinpreußen mit Braunkohlenstaub und Grudestaub durchgeführt werden.

Die Herren Lackner und Dr. Mott wurden von Herrn Dr. Wille aufgefordert, dafür Sorge zu tragen, daß die erforderliche Staubmenge nach Rheinpreußen kommt. Der Staub kommt wahrscheinlich von den Böttner-Werken Ürdingen, da dort mit Rohbraunkohle Mahl-Trocknungsversuche durchgeführt worden sind und nach Ansicht von Herrn Lackner in Ürdingen noch genügende Mengen Staub lagern.

Der Grudestaub kommt wahrscheinlich von Böhlen.

Wir haben 15 t Braunkohlenstaub und 6 - 8 t Grudestaub für die Versuche angefordert.

Die Herren wollten anschließend an die Besprechung hier im Hause die Besichtigung der Anlage Rheinpreußen durchführen. Wir haben aber empfohlen, diese Besichtigung bis zur Durchführung der Vergasungsversuche mit Braunkohlenstaub bzw. Grude zu verschieben, abgesehen davon, daß die Anlage im Augenblick nicht im Betriebe sei und wir sie ~~ab~~ Ende dieser Woche mit Steinkohlenstaub zur Heizgaserzeugung fahren würden.

Abteilung I/Projekte.



000245

Essen, den 4. August 1941.

Herrn Malkomes.

Durchschlag: Herrn Dr. Koppers

" Dir. Gapp

" Dr. H. H. Koppers

" Linder

Betrifft: Gasumformungsanlage für Hydrierwerk Zeitz.

Auf Wunsch der Ingenieurtechnischen Zentralstelle Böhlen fand am 1. d. M. in Böhlen eine Besprechung statt, an der teilnahmen von der I. T. Z. : Herr Dipl. Ing. Lackner

" " Riedl

von Koppers: der Unterzeichnete.

Das Hydrierwerk Zeitz, welches bekanntlich auf Schwelteeer-Hydrierung aufgebaut ist, soll auf unmittelbare Braunkohlen-Hydrierung in einem Sofort-Programm ausgebaut werden. Sobald durch die zuständigen Behörden die Lieferung der Hydrierkohle gesichert ist, erfolgt der entsprechende Ausbau des Werkes. Die Ausbaupläne sind bereits vorbereitet.

Die bei der Kohlehydrierung anfallenden Restgase sollen in hochprozentige Wasserstoffgase umgeformt werden. Die I. T. Z. hatte uns unterm 7. April d. Js. die Gasmengen und die Gaszusammensetzungen für verschiedene Gase angegeben.

In der Besprechung wurde ich von den Herren darauf aufmerksam gemacht, daß sich je nach der Auswertung und Aufarbeitung der Restgase die Menge und Zusammensetzung noch ändern kann, d. h. im Augenblick kann die umzuformende Gasmenge und deren Zusammensetzung nicht genau festgelegt werden. Ich habe erklärt, daß, wenn die Größe einer Gasumformungsanlage festgelegt sei, man von der Heizflächen-Dimensionierung im Gasumformer und im Regenerator ausgehend feststellen könnte, wieviel von einer bestimmten Zusammensetzung dann umgeformt werden kann. Wenn man also zurzeit auf die uns angegebenen Gaszusammensetzungen basiere und dabei aus beispielsweise 10 000 m<sup>3</sup> dieses Gases 33 800 m<sup>3</sup> umgeformtes Gas bestimmter Zusammensetzung erreicht, man bei einer anderen Zusammensetzung des Ausgangsgases die

Gasmenge bestimmen könne, die man in der gleichen Apparatur umzuformen in der Lage sei,

Unser Verfahren wird dem katalytischen Verfahren der I.G., welches von der Bamag gebaut wird, gegenübergestellt. Nach den bisherigen Feststellungen der I.T.Z. liegen die Kosten für die Gasumformung bei unserem Verfahren günstiger, wenn die von uns angegebenen Betriebszahlen und die Anlagekosten den wirklichen Verhältnissen entsprechen.

Man hat uns früher eine umzuformende Gasmenge von 8750 Nm<sup>3</sup>/Stunde bestimmter Zusammensetzung (Mischung aus drei Gasen) genannt. Später hatte man die umzuformende Gasmenge auf 10 000 Nm<sup>3</sup>/Stunde erhöht. Hierfür gab es nun zwei Möglichkeiten und zwar:

1. eine Apparatur mit 54 800 qm Heizfläche (Neukonstruktion) oder
2. zwei Apparaturen Rheinpreußen je 27 400 qm Heizfläche (Vorhandene Zeichnung, ausgenommen Besatz).

Nachdem ich die Preise dieser beiden Anlagen mit RM 4 052 000,- für die große Anlage bzw. RM 4 458 000,- für die beiden kleineren Anlagen genannt hatte, war man erst geneigt, auf Grundlage der größeren Anlage weiter zu verhandeln. Die Herren erkannten aber schnell, daß bei der größeren Anlage nicht die geringste Reserve besteht bzw. daß zur Schaffung einer Reserve bei der großen Anlage verhältnismäßig hohe Kosten aufzuwenden sind. Es wurde dann aufgrund dieser Feststellung über zwei Aggregate Größe Rheinpreußen verhandelt.

Wie bereits oben gesagt, liegt die Gasmenge, die für die Umformung frei wird, noch nicht fest. Abgesehen davon ist aber bei der Kohlehydrierung die Gasmenge schwankend. Wir sollen aber für die Gasumformungsanlage möglichst konstante Gasmengen erhalten. Aus dieser Erwägung heraus wurde überlegt, ob es nicht möglich ist, zunächst mit einem Aggregat Rheinpreußen anzufangen. Dem stand entgegen, daß dann wieder nicht die geringste Reserve zur Verfügung stand. Ich habe dann empfohlen, zur Schaffung einer Reserve in der Apparatur 1 1/2 Anlagen Rheinpreußen zu errichten, d.h. drei Umformer mit zugehörigen Brennschächten und Regeneratoren, und diese im regelmäßigen Turnus so zu schalten, daß man beim Betrieb mit allen drei Cowpern auf eine Leistung von 7500 Nm<sup>3</sup> und beim Betrieb mit

zwei Umformern auf 5000 Nm<sup>3</sup> umzuformendes Gas kommen kann. Dieser Vorschlag sagte den Herren sehr zu und wurde auf dieser Grundlage versucht festzustellen, welche Betriebskosten je Nm<sup>3</sup> umgeformtes Gas bzw. je Nm<sup>3</sup> CO + H<sub>2</sub> im umgeformten Gas sich ergeben.

Die Baukosten der Anlage mit 3 Umformertürmen, einschließlich der zusätzlichen Schalteinrichtungen, wurden von mir mit überschläglich mit RM 3 851 000,- ermittelt. Hiervon wurde zunächst abgezogen die Einrichtung der Kühlwasserrückgewinnungsanlage mit RM 401 000,-, es blieb dann für die eigentliche Gasumformungsanlage eine Preis von RM 3 450 000,-. Auf dieser Grundlage ergaben sich folgende Umwandlungskosten:

1. Heizgas					
21,3 x 10 <sup>6</sup> Kcal	à RM 4,—	=	RM	85,20	
2. Kraftstrom					
600 kwh	à RM 0,02	=	RM	12,—	
3. Fremddampf					
17,3 t	à RM 2,—	=	RM	34,60	
4. Frischwasser					
45 cbm	à RM 0,03	=	RM	1,35	
5. Gereinigtes Wasser					
3 cbm	à RM 0,30	=	RM	0,90	
6. Bedienung					
3 Mann	à RM 1,25/Std.	=	RM	3,75	
7. Gehälter, etc.					
25 % der Lohnkosten		=	RM	0,95	
8. Unterhaltung					
2 % von RM 3 450 000,-		=	RM	8,05	
9. Betriebsmittel (Putz- u. Schmiermaterial, Beleuchtung, etc.)		=	RM	8,05	
10. Kapitaldienst					
14 % von RM 3 450 000,-		=	RM	56,30	
Umwandlungskosten je Stunde		=	RM	211,15	
<hr/>					
Umgeformte Gasmenge	25 350 Nm <sup>3</sup> /Stunde				
Umwandlungskosten je m <sup>3</sup> umgeformtes Gas			$\frac{21\ 115}{25\ 350}$	=	Pfg. 0,833
<hr/>					
CO + H <sub>2</sub> im umgeformten Gas	90,96 %				
Umwandlungskosten je Nm <sup>3</sup> CO + H <sub>2</sub>					<u>Pfg. 0,916.</u>

Die gleiche Rechnung wurde dann noch aufgemacht, wenn zwei vollständige Aggregate Rheinpreußen zur Aufstellung gelangen, die aber so geschaltet werden, daß bei Reparaturnotwendigkeit an einem Gasumformerturm, die übrigen Gasumformertürme voll betrieben werden können. Die Anlagekosten, ohne Kühlwasserrückgewinnungsanlage wurden für diese Anlage mit überschläglich RM 4 103 000,- festgestellt. Es ergaben sich dann folgende Umwandlungskosten:

1. Heizgas			
28,4 x 10 <sup>6</sup> Kcal	à RM 4,--	=	RM 113,60
2. Kraftstrom			
800 kWh	à RM 0,02	=	RM 16,--
3. Fremddampf			
23 t	à RM 2,--	=	RM 46,--
4. Frischwasser			
60 m <sup>3</sup>	à RM 0,03	=	RM 1,80
5. Gereinigtes Wasser			
4 m <sup>3</sup>	à RM 0,30	=	RM 1,20
6. Bedienung			
4 Mann	à RM 1,25/Std.=	=	RM 5,--
7. Gehälter, etc.			
25 % der Lohnkosten		=	RM 1,25
8. Unterhaltung			
2 % von RM 4 103 000,-		=	RM 9,40
9. Betriebsmittel (Putz- und Schmiermaterial, Beleuchtung, etc.)		=	RM 9,40
10. Kapitaldienst			
14 % von RM 4 103 000,-		=	RM 66,--
Umwandlungskosten je Stunde		=	<u>RM 269,65</u>

Umgeformte Gasmenge 33 800 Nm<sup>3</sup>/Stunde

Umwandlungskosten je m<sup>3</sup> umgeformtes Gas  $\frac{26\ 965}{33\ 800} = \underline{\underline{\text{Pfg. 0,798}}}$

CO + H<sub>2</sub> im umgeformten Gas 90,96 %.

Umwandlungskosten je Nm<sup>3</sup> CO + H<sub>2</sub>  $\underline{\underline{\text{Pfg. 0,885}}}$

Aus der Differenz der Umwandlungskosten dieser beiden Rechnungen ergibt sich eine Einsparung von rd. RM 96 000,- im Jahr. Die Differenz in den Anlagekosten beträgt RM 653 000,--.

Die jährliche Ersparnis entspricht also 14,7 % der Differenz in den Anlagekosten. Da der Kapitaldienst ohnedies mit 14 % gerechnet ist, besteht, abgesehen von betrieblichen Vorteilen, kein großer Anreiz, sofort zwei vollständige Aggregate zu errichten, wenn man nicht mit Sicherheit diese Aggregate voll ausnutzen kann, d.h. dauernd mehr als  $7500 \text{ m}^3$  Gas je Stunde für die Umformung zur Verfügung hat.

Um nun bei der Projektierung der Gesamtanlage sämtliche Möglichkeiten erfassen zu können, haben wir uns darauf geeinigt, daß wir folgenden Aufbau unseres Angebotes durchführen:

- I. Ausgangsgas  $10\ 000 \text{ m}^3$  je Stunde, umgeformt in zwei vollständigen Aggregaten Rheinpreußen, jedoch von vornherein mit einer derartigen Schaltapparatur versehen, daß auch drei Umformertürme zusammenarbeiten können, zufolge einer Reparaturnotwendigkeit an einem Turm, (also  $7500 \text{ m}^3$  Mindestleistung).
- Ia. Minderpreis, wenn nur drei Umformertürme Größe Rheinpreußen für  $7500 \text{ m}^3$  Normalleistung und  $5000 \text{ m}^3$  Minimalleistung zur Aufstellung gelangen.
- Ib. Ein vollständiges Aggregat Rheinpreußen für  $5000 \text{ m}^3$  Stundenleistung, ausbaufähig um 1 oder 2 Umformertürme.

Die Kosten für die Bauarbeiten sollen überschläglich aufgrund der Preisverhältnisse im Ruhrgebiet angegeben werden, da man möglicherweise zu der Vereinbarung kommen kann, daß Zeitz die Bauarbeiten (Fundamente, Gebäude, etc.) nach unseren Zeichnungen selbst ausführt (Ausschaltung eines Risikos für uns).

Die Kühlwasserrückgewinnungsanlage soll ganz selbständig angeboten werden und zwar getrennt für den mechanischen Teil und die überschläglichen Kosten für die Bauarbeiten. Die Kühlwasserrückgewinnungsanlage soll aber gleich von vornherein für die Volleistung der Anlage von  $10\ 000 \text{ m}^3$  Ausgangsgas gebaut werden.

Anstelle einer vollständig neuen Kühlwasserrückgewinnungsanlage für die Gasumformungsanlage kommt evtl. folgender Weg infrage:

Aus dem Kühlwasserkreislauf des Werkes müssen stündlich mehrere  $100 \text{ m}^3$  in die Kanalisation abgeführt werden. Man will uns aus diesem Kreislauf  $700 \text{ m}^3$  Kühlwasser stündlich mit einer Temperatur von  $10^\circ$  über Lufttemperatur zur Verfügung stellen. Das Wasser ist absolut sauber, weil es aus indirekten Kühlern kommt. Das Schmutzwasser ( $700 \text{ m}^3/\text{Stunde}$ ) soll wie bei den Winkler-Generatoren einer Kläranlage zugeführt werden, evtl. gemeinsam

mit dem Winkler-Wasser und aus dieser Kläranlage wird das Schmutzwasser dann in die Kanalisation abgeleitet.

Diese Frage studiert aber die I.T.Z. und das ist der Grund, weshalb wir die Kosten für die Kühlwasserrückgewinnungsanlage für Bauarbeiten und mechanischen Teil getrennt abgeben sollen.

Für alle drei obigen Fälle müssen zu den Baukosten die Betriebszahlen genannt werden.

Im Angebot haben wir zu bestätigen, daß auch Gase anderer Zusammensetzung mit der angebotenen Anlage umgeformt werden können.

Wir haben in der Betriebskostenberechnung mit 2 % des Anlagekapitals für die Unterhaltung der Anlage (Reparaturen) gerechnet. Man will evtl. einen Unterhaltungsvertrag mit uns abschließen. In diesem Falle fordern wir aber neben den 2 % des Anlagekapitals, die Kosten für die Beistellung eines Kontrollbeamten auf die Dauer des Unterhaltungsvertrages.

Es wurde mir in den Verhandlungen bestätigt, daß für die Beheizung der Gasumformungsanlage stickstoffhaltiges Restgas mit einem unteren Heizwert von 2300 - 2400 Cal zur Verfügung gestellt werden kann. Eine Beheizung mit Schwachgas (Generatorgas) kommt also nicht infrage.

Aus der Betriebskostenberechnung geht hervor, daß die Ausgaben für den Fremddampf nicht unbedeutend sind. Auf Zeit stehen genügende Mengen Kohlensäure zur Verfügung. Da ohnedies das umgeformte Gas konvertiert werden muß, spielt das Verhältnis  $\text{CO}:\text{H}_2$  im umgeformten Gas keine Rolle.

Nachdem die Herren der I.T.Z. aus früheren Verhandlungen mit uns wissen, daß wir die Umformung von kohlenwasserstoffhaltigen Gasen außer mit Dampf, auch mit Kohlensäure durchführen, will man wissen, welche Dampfmenge eingespart werden kann, wenn man uns die erforderliche Menge Kohlensäure zur Verfügung stellt.

Den einzelnen Angeboten ist das Schaltschema beim Betrieb mit 4, 3 und 2 Umformertürmen beizufügen.

000251

- 7 -

Man erwartet unser Angebot in etwa 4 Wochen, da man hofft,  
zwischenzeitig die Kohlengrundlage des Hydrierwerkes zu sichern.

Abteilung I/Projekte.

*Wolff*