

3499-30/6.08-20

000061

Beschreibung einer Anlage zur Erzeugung von 550.000 Nm<sup>3</sup>

Synthese-Idealgas/Tag

nach dem LURGI-Druckvergasungsverfahren.

Mit unserem Angebot SGA 1358 vom 18.10. überreichten wir die technischen Unterlagen und die Beschreibung einer Anlage zur Erzeugung von 1,1 Mill. Nm<sup>3</sup> Synthese-Idealgas/Tag.

Seitens der anfragenden japanischen Gesellschaft besteht der Wunsch, die Anlage zunächst nur für die halbe Leistung auszubauen. Die nachfolgende Beschreibung befasst sich dementsprechend mit der Zusammenfassung der Gesichtspunkte, die für die Bemessung der Synthesegaserzeugungsanlage kleinerer Leistung (550.000 Nm<sup>3</sup>/Tag) massgebend waren und die dem weiteren Angebot SGA 1358a zugrunde gelegt wurden.

Das LURGI Druckvergasungsverfahren wurde in den Unterlagen zu dem grösseren Projekt eingehend beschrieben, und insbesondere wurden seine Vorteile gegenüber anderen Gaserzeugungsverfahren, vor allem für die Mitteldruck-Benzinsynthese dargestellt. Es erübrigt sich mit dem Hinweis auf diese Unterlagen, die Arbeitsweise des Verfahrens für die kleinere Anlage nochmals zu beschreiben.

Gesamtanordnung der Anlage.

Die Synthesegaserzeugungsanlage besteht aus folgenden Anlageteilen:

1. Sauerstoffherstellungsanlage,
2. Gaserzeugungsanlage,
3. Gaskühl- und -reinigungsanlage,
4. Benzingewinnungsanlage,
5. Druckwasserwaschanlage,
6. Aktivkohle-Anlage,
7. Feinreinigungsanlage,
8. Nebenanlagen.

Die Zeichnung 200.493a zeigt den Gesamtanlageplan der Anlage. In dieser sind die beim ersten Ausbau fertigzustellenden Anlagenteile besonders gekennzeichnet. Ferner sind die Teile angegeben, die bei Erweiterung der Anlage auf die volle Leistung von 1,1 Mill. Nm<sup>3</sup> Synthesegas/ Tag zusätzlich errichtet werden müssen. Zur Bemessung dieser vorgenannten Anlagenteile Folgendes:

#### Sauerstoffherstellungsanlage.

Für den vollen Ausbau waren 4 Trennapparate für die Luftzerlegung vorgesehen. Mit Rücksicht auf den späteren Ausbau und die Wirtschaftlichkeit des Betriebes im ersten Ausbau sollen 2 Trennapparate aufgestellt werden. Hierbei wird der Sauerstoffbedarf der Gaserzeugung durch die beiden in Betrieb befindlichen Apparate gedeckt, so dass diese mit rd. 75 - 80 % normal belastet sind. Für den Fall des Auftauens der Trennapparate, das in Abständen von rd. 3 Monaten eintreten wird, ist 1 Trennapparat bei geringer Überlastung im Stande, 75 % des normalen Sauerstoffbedarfs zu decken. Der hierdurch entstehende Betriebsstundenausfall macht sich, wie aus den beigefügten Jahresproduktionsziffern hervorgeht, nur in geringem Masse bemerkbar. Die übrigen Maschinen sind mit entsprechender Reserve vorgesehen. Das Gleiche gilt für die Turbo-Verdichter für Luft und Sauerstoff. Der Sauerstoffgasbehälter soll bereits in der Größe aufgestellt werden, die für den Endausbau in Frage kommt.

#### Gaserzeugungsanlage.

Die Gaserzeugungsanlage wird mit 6 Gasern ausgerüstet, von denen 5 in Betrieb und 1 in Reserve zu halten sind. Bei dem Gaserngebäude entfällt zunächst der Bau des einen Flügels. Neben den 3 Gebäudefeldern, in denen die 6 Gasern aufgestellt sind, muss das Treppenhaus bereits errichtet werden, da über dieses die Zufuhr der Rohkohle und die Abgabe des Gases zur Rohrbrücke erfolgt. Von den Dampf-Überhitzern wird vorläufig nur 1 mit dem Kamin für den späteren Ausbau errichtet. Die zur Druckwasserwäsche führende Rohrbrücke wird zweckmässig bereits im Erstausbau fertiggestellt.

Gaskühlungs- und -reinigungsanlage und Druckwasserwaschanlage.

Hier kann im wesentlichen die Zahl der Apparate, insbesondere die der Gaskühler und der Druckwasserwaschtürme, entsprechend der Gaserzeugungleistung auf die Hälfte reduziert werden. Eine andere Unterteilung ist jedoch für die Pumpen erforderlich. Es wäre unzweckmässig, Pumpen kleinerer Leistung aufzustellen. Waren bei der grösseren Anlage je 3 Pumpen bzw. Turbinen mit 50 % Reserve aufgestellt, so sollen beim Erstaubau je 2 Pumpen bzw. Turbinen installiert werden, so dass für die Maschinen dann eine 100 %ige Reserve besteht. Das Gebäude ist deshalb etwas grösser als es der Hälfte der Anlage entsprechen würde. Von den Belüftungstürmen sollen 2 aufgestellt werden.

Benzingewinnungsanlage.

Für diese war bei der grösseren Anlage keine Reserve vorgesehen. Eine Unterteilung der Apparate ist daher nicht möglich und die Aufstellung von 2 Anlagen halber Leistung würde den späteren Betrieb erschweren und verteuern. Es ist in den Projektunterlagen deshalb die Errichtung der Leichtöldestillation gleicher Grösse wie beim endgültigen Ausbau vorgeschlagen.

Aktivkohle-Anlage.

Die Aktivkohle-Anlage konnte in der Anordnung der Apparate auf die Hälfte reduziert werden; doch ist der Anteil der Rohrleitungen und der Eisenkonstruktion naturgemäss etwas grösser als bei dem Vollausbau.

Feinreinigungsanlage.

Hier gilt Gleiches. Es sollen 3 Feinreiniger einschl. eines Gaserzeugers und eines Wärmeaustauschers aufgestellt werden. Die dazugehörigen Nebenlieferungen wurden eingemäss reduziert. Der Anteil der Letzteren ist relativ höher, da für die Beschickung der Feinreiniger die Errichtung der Stahlkonstruktion in grösserem Umfang und ausserdem der Einbau einer Führerstandslaufkatze gleicher Leistung wie bei der grösseren Anlage notwendig ist.

Nebenanlagen, Tankanlage.

Die Tankanlage wurde in dem in dem Lageplan 200.493a gegebenen Umfang verkleinert.

Hinsichtlich der Betriebsweise der Gesamtanlage wird auf die Ausführungen des Projektes SGA 1358 verwiesen.

Dem Angebot der LURGI, das in Deutschland- und Japanlieferung unterteilt die Maschinen und Apparate der Rohgas-erzeugung, Gasreinigung und Gaskühlung umfasst, sind beigelegt die zur Ermittlung der Gesamtbaukosten erforderlichen Angaben über die zusätzlichen Arbeiten, wie Montage und Bauarbeiten.

Für die Bemessung der Sauerstofferzeugungsanlage, der Aktivkohle-Anlage und der Feinreinigungsanlage wurden zunächst keine neuen Angebote eingeholt; die Baukosten dieser Anlageteile wurden aus den für das grössere Projekt vorliegenden Angebotsunterlagen zusammengestellt.

Die in Japan auszuführenden Lieferungen und Arbeiten, insbesondere Bau- und Montagearbeiten, wurden in ihren Kosten aufgrund deutscher Verhältnisse schätzungsweise ermittelt.

Technische Projektunterlagen einer Synthesegasanlage nach dem  
LURGI-Druckvergasungsverfahren für eine Leistung von 550 000 Nm<sup>3</sup>  
Idealgas/Tag aus Runtskohle.

I.) Beschaffenheit der Kohle.

1. Immediatanalyse:

Feuchtigkeit	9,2 %
Asche	13,0 %
Fixer Kohlenstoff	34,7 %
Flücht. Bestandteile	<u>43,1 %</u>
	100,0 %

2. Elementaranalyse:

Kohlenstoff	59,30 %
Wasserstoff	4,95 %
Gesamtschwefel	0,32 %

3. Schwelanalyse:

Teer	11,1 %
Schmelzwasser	6,9 %
Feuchtigkeit	9,2 %
Koks	<u>63,9 %</u>
Gas + Rest	<u>8,9 %</u>
	100,0 %

4. Oberer Heizwert: 5910 kcal/kg.

II.) Beschaffenheit des Synthesegases.

1. Gaszusammensetzung:

CO <sub>2</sub>	1,0 %
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,6 %
O <sub>2</sub>	0,1 %
CO	28,3 %
H <sub>2</sub>	56,5 %
CH <sub>4</sub>	12,0 %
N <sub>2</sub>	<u>1,5 %</u>
	100,0 %

2. <u>Idealgasanteil:</u>	84,8 %
3. <u>Oberer Heizwert:</u>	3800 kcal/Nm <sup>3</sup>
4. <u>Spez.Gewicht:</u> (Luft = 1)	0,413

### III.) Produktions- und Verbrauchsziffern.

#### 1. Gaserzeugung:

Idealgas	550 000 Nm <sup>3</sup> /Tag
Synthesegas	650 000 Nm <sup>3</sup> /Tag
= " "	27 050 Nm <sup>3</sup> /h

#### 2. Gasaussteute:

1 100 Nm<sup>3</sup>/t Kohle

#### 3. Rehkohlebedarf:

590 t/Tag

#### 4. Bedarf an Reinsauerstoff:

0,195 Nm<sup>3</sup>/Nm<sup>3</sup> Sy-Gas  
127 000 Nm<sup>3</sup>/Tag  
= 5 300 Nm<sup>3</sup>/h

#### 5. Dampfbedarf:

2 atü            70 atü - 13 atü

##### a) für Vergasung:

1,12 kg/Nm<sup>3</sup> Sy-Gas

Dampf wird mit 70 atü erzeugt, geht durch Gegendruckturbine zur Krafterzeugung, dann zu den Gaserzeugern

30,5 t/h

##### b) für Destillation

1,0 t/h

##### c) für Aktivkohleanlage:

1,4 t/h

##### d) für übrige Anlageteile:

0,2 t/h

2,6 t/h

30,5 t/h

#### 6. Strombedarf am Schaltbrett.

##### a) O<sub>2</sub>-Erzeugung

(ausser Turbokomp.)

300 kWh/h

##### b) O<sub>2</sub>-Verdichtung

940 "

##### c) CO<sub>2</sub>-Verdichtung

895 "

##### d) Druckwasserläsche u. Kühlung

2 740 "

##### e) Maschinen im Gaserzeugergebäude, Benzindestillation, Feinreinigungsanlage, Beleuchtungsanlage, Kühlwasserpumpe

150 "

5 025 kWh/h

7. Kühlwasserbedarf.

	15° C	30° C (rückgekühlt)
a) O <sub>2</sub> -Erzeugung (einschl. Turbow.)	39 m <sup>3</sup> /h	315 m <sup>3</sup> /h
b) O <sub>2</sub> -Verdichtung	12 m <sup>3</sup> /h	100 m <sup>3</sup> /h
c) CO <sub>2</sub> -Verdichtung	12 m <sup>3</sup> /h	45 m <sup>3</sup> /h
d) Benzindestillation	3 m <sup>3</sup> /h	35 m <sup>3</sup> /h
e) Aktivkohle-Anlage	15 m <sup>3</sup> /h	45 m <sup>3</sup> /h
	<u>81 m<sup>3</sup>/h</u>	<u>540 m<sup>3</sup>/h</u>

8. Gaswasseranfall:425 m<sup>3</sup>/Tag9. Teer-, Öl- und Benzinanfall

a) Teer + Öl	42,0 t/Tag
b) Benzin aus Destillation	10,5 t/Tag
c) Benzin u. Gasöl aus AK-Anlage	1,0 t/Tag

IV.) Jahresproduktions- und Verbrauchszahlen (8600 Std. je Jahr)

1. Synthesegaserzeugung		233 000 000 Nm <sup>3</sup> /Jahr
2. Kohlebedarf		212 000 t/Jahr
3. Dampfbedarf	70 atü	253 000 t/Jahr
	2 atü	22 400 t/Jahr
4. Strombedarf		43 200 000 kWh/Jahr
5. Frischwasserbedarf (15° C)		696 000 m <sup>3</sup> /Jahr
6. Gaswasseranfall		192 000 m <sup>3</sup> /Jahr
7. Teer- und Ölanfall		15 000 t/Jahr
8. Benzinanfall (+ Gasöl)		4 120 t/Jahr
9. Heizgasverbrauch (2500 WE)		15 800 000 Nm <sup>3</sup> /Jahr

V.) Bemessung der Gesamtanlage.1. Sauerstoffherzeugung.

Trennapparate	in Betrieb	2
		(mit je 75% der Vollenleistung)

2. Sauerstoffverdichtung.

Kompressoren	in Betrieb	1
	in Reserve	1

3. CO<sub>2</sub>-Rückführung.

Kompressoren	in Betrieb	1
	in Reserve	1

<u>4. Rohgaszerzeugung.</u>			
Gaserzeuger	in Betrieb		5
	in Reserve		1
<u>5. Gaskühlung.</u>			
Kühler	in Betrieb		3
<u>6. Benzingerinnungsanlage.</u>			
Benzinwäscher	in Betrieb		1
<u>7. Druckwasserwäsche.</u>			
Waschtürme	in Betrieb		5
<u>8. Wasserbelüftungsanlage.</u>			
Belüftungstürme	in Betrieb		2
<u>9. Aktivkohle-Anlage.</u>			
Adsorber			3
<u>10. Feinreinigungsanlage.</u>			
Hochdruckfeinreiniger			3

VI.) Personalbedarf.

Betriebsleiter		1
Betriebsingenieure		2
Chemiker		1
Laboranten		4
Kaufm. Angestellte		2
Meister für Betrieb		4
Meister für Reparaturen		-
Meister für Kraftanlage und elektr. Anlagen	}	1
<u>Gelernte Arbeiter</u>		
Maschinen für O <sub>2</sub> -Anlage	8	
Maschinen für Gaserzeuger	6	
Maschinen für Gaskühlung u. Wäsche	4	
Maschinen für Destillation	4	
Maschinen für AK-Anlage u. Feinreinigungsanlage	4	
Schlosser für Reparaturen	7	
Elektriker	4	
Mechaniker	3	
		<u>40</u>



Angelernte Arbeiter:

Helfer für O <sub>2</sub> -Anlage	8	
Helfer für Gaserzeuger	18	
Helfer für Gaskühlung u. Waschung	4	
Wärter für Tankanlage	2	
Helfer für AK-Anlage u. Feinreinigung	4	
Helfer für Reparaturen	6	
Helfer für Hof und allgem. Arbeiten	<u>3</u>	45

Frankfurt/Main, den 25.10.1959.  
Dr. Dan/Wa.

000070

Baukosten der betriebsfertigen Anlage.

<u>I.) Sauerstofferzeugungs- und Verdichtungsanlage.</u>		
a.) Maschinen und Apparate	2.310.000,-	RM.
b.) Bauarbeiten	<u>350.000,-</u>	2.660.000,-
<u>II.) Gaserzeugungsanlage.</u>		
It. Angebot LURGI SGA 1358a vom 23.10.39.		
a.) Maschinen und Apparate	4.583.400,-	
b.) Bauarbeiten	<u>542.000,-</u>	5.125.400,-
<u>III.) Aktivkohle-Anlage.</u>		
a.) Maschinen und Apparate	750.000,-	
b.) Bauarbeiten	<u>45.000,-</u>	795.000,-
<u>IV.) Feinreinigungsanlage.</u>		
a.) Maschinen und Apparate	470.000,-	
b.) Bauarbeiten	<u>40.000,-</u>	510.000,-
<u>V.) Hauptverbindungsleitungen (geschätzt)</u>		
a.) Rohrleitungen, Armaturen, Stützen	300.000,-	
b.) Bauarbeiten	<u>35.000,-</u>	335.000,-
Gesamtbankkosten :		9.425.400,-
rd.		9.450.000,-

Von den Gesamtbaukosten entfallen folgende Beträge  
auf Lieferungen aus Deutschland:

I.) Sauerstofferzeugungs- u. Verdichtungsanlage	RM	900.000,-
II.) Gaserzeugungsanlage	"	1.952.000,-
III.) Aktivkohle-Anlage	"	560.000,-
IV.) Feinreinigungs-Anlage	"	<u>214.000,-</u>
Gesamtbetrag der Lieferungen aus Deutschland:	RM	3.626.000,-
	rd.	RM 3.650.000,-

Projektunterlagen einer Synthesegaserzeugungsanlage nach dem  
WURGI-Druckvergasungs-Verfahren für eine Leistung von 81800 Nm<sup>3</sup>

Idealgas/n (Druckvergasung mit Gasspaltung)

Projekt F a l k e n a u.

A.) Technische Unterlagen.

I. Beschaffenheit der Kohle.

	1) Rohkohle	2) Trockenkohle
Feuchtigkeit	40,1%	15,0 %
Asche	7,1%	10,0 %
Brennbare Substanz	52,8%	75,0 %
Teergehalt	10,2%	14,5 %
Oberer Heizwert der Kohle Kcal/kg	4120	5350

II. Beschaffenheit des Ausgangsgases. (Vergasungsdruck 20 atü)

1.) Gaszusammensetzung:

CO <sub>2</sub>	2,0 %
C <sub>n</sub> H <sub>m</sub>	0,9 %
CO	24,8 %
H <sub>2</sub>	49,8 %
CH <sub>4</sub>	21,0 %
N <sub>2</sub>	1,5 %

2.) Oberer Gasheizwert Kcal/Nm<sup>3</sup> 7450

III. Produktions- und Verbrauchsziffern.

1.) Gaserzeugung - 1 965 000 Nm<sup>3</sup> Idealgas/Tg

Gaszusammensetzung bei Spalten des Restgases und  
 Mischung des Spaltgases mit dem Ausgangsgas:

	Sy-Gas	Restgas	Spaltgas
CO <sub>2</sub>	3,9	15,4	6,0
C <sub>n</sub> H <sub>m</sub>	0,5	1,1	-
CO	27,0	9,3	29,5
H <sub>2</sub>	54,0	11,0	58,6
CH <sub>4</sub>	11,8	52,9	2,0
N <sub>2</sub>	2,8	10,3	4,1

Idealgasanteil des Sy-Gases:		81,0 %	
<u>Sy-Gasmenge:</u>	Nm <sup>3</sup> /h	101.000	
<u>Restgas:</u>	Gesamt Nm <sup>3</sup> /h	29.400	130 + 10% = 35,000
	zur Heizung "	8.900	- 145 + 10%
	zum Spalten "	20.500	
<u>Spaltgas:</u>	Nm <sup>3</sup> /h	48.800	
<u>Durch Vergasung zu erzeugen:</u>	Nm <sup>3</sup> /h	52.200	
2.) <u>Gasausbente:</u>			
	Nm <sup>3</sup> /t Trockenkohle durch Vergasung	858	
	Nm <sup>3</sup> /t Trockenkohle einschl. Spaltgas	1560	
3.) <u>Trockenkohlebedarf:</u>			
	t/Tag	1460	
4.) <u>Bedarf an Reinsauerstoff:</u>			
	Nm <sup>3</sup> /Nm <sup>3</sup> Ausgangsgas	0,16	
	Nm <sup>3</sup> /h für Vergasung	8350	
5.) <u>Dampfbedarf:</u>			
✓ a)	für Vergasung t/h	60,0	(1,15 kg/Nm <sup>3</sup> Reinsauerstoff)
b)	Benzindestillation t/h	4,0	
c)	Uebrigere Anlageteile t/h	1,5	
		65,5	
d)	Ueberschuss aus Spaltung t/h	10,0	
	Gesamtdampfbedarf t/h	55,5	
6.) <u>Strombedarf:</u>			
a)	Sauerstofferzeugung	Kwh/h	5600
b)	Sauerstoffverdichtung	"	1600
c)	Druckwasserwäsehe	"	2900
d)	Spaltanlage	"	280
e)	Gasentspannung u. Verdichtung	"	6000
	von 17,5 2 atü	"	
	von 0 18,5 "	"	
f)	für übrige Anlageteile		
	einschl. CO <sub>2</sub> f. Aschenschleusen		520
		Kwh/h	16900

Frischwasser Rückkühlwasser

7.) Kühlwasserbedarf:

a) Sauerstofferzeugung	m <sup>3</sup> /h	(290) <sup>x</sup>	-
b) Sauerstoffverdichtung	"	(80) <sup>x</sup>	-
c) Gaskühlung	"	100	1800
d) Benzindestillation	"	10	80
e) Spaltenanlage	"	10	60
		<u>120</u>	<u>1940</u>

8.) Teer-Oel- und Benzinerzeugung:

a) Teer u. Oel	t/Tag	136,0
b) Benzin	"	34,0
c) Restbenzin u. Gasöl	"	<u>3,2</u>
		37,2

9.) Gaswasseranfall:(einschl. Kondensat der  
Benzindestillation)1100 m<sup>3</sup>/TagIV.) Jahresproduktions- und Verbrauchsziffern (8600 h/Jahr)

1. Synthesegaserzeugung	Km <sup>3</sup> /Jahr	868.000.000
2. Kohle	t/Jahr	522.000
	Rohkohle	742.000
3. Dampf	t/Jahr	477.000
4. Strom	kWh/Jahr	145.300.000
5. Frischwasser	m <sup>3</sup> /Jahr	1.032.000
6. Gasreinigungsmasse (für CO <sub>2</sub> -Gas)	t/Jahr	8
7. Gasreinigungsmasse	t/Jahr	112
8. Spaltkatalysator	kg/Jahr	8.200
9. Gaswasseranfall	m <sup>3</sup> /Jahr	394.000
10. Teer + Oel	t/Jahr	48.700
11. Benzin + AK-Benzin u. Gasöl	t/Jahr	13.320

( ) <sup>x</sup> in O<sub>2</sub>-Anlage in Kreislauf  
gekühlt.

V.) Preise:

1.) Trockenkohle	10,- RM/t
2.) Dampf	1,80 RM/t
3.) Strom	0,015 RM/kWh
4.) Frischwasser	0,05 RM/m <sup>3</sup>
5.) Reinigungsmasse (grob)	20,- RM/t
6.) Reinigungsmasse (fein)	100,- "
7.) Katalysator	3,50 RM/kg
8.) Wasserreinigung	0,80 RM/m <sup>3</sup>
9.) Teer + Gal	70,- RM/t
10.) Benzin	190,- RM/t

VI.) Löhne und Gehälter:

100 Mann + 25% für Gehälter = rd. 600.000 RM/Jahr

B.) Anlagekosten der betriebsfertigen Gesamtanlage.

1.) Sauerstoffherzeugung- u. Verdichtung einschl. Gebäude	3.500.000,- RM
2.) Druckvergasungsanlage einschl. Gasreinigung u. Druckwasserwäsche lt. Angebot SGA 1372a	7.572.100,- "
3.) Zusätzliche Anlagen lt. Angebot SGA 1372a	3.517.500,- "
4.) Spaltanlage einschl. Bauarbeiten	4.500.000,- "
5.) Gasverdichtung einschl. Gebäude	1.000.000,- "
6.) CO <sub>2</sub> -Reinigung	150.000,- "
Gesamtkosten:	20.239.600,- RM
	rd. 20.300.000,- RM

C.) Betriebskosten.I. AUSGABEN:

1. Kohle	5.220.000,- RM
2. Dampf	859.000,- "
3. Strom	2.180.000,- "
4. Frischwasser	52.000,- "
5. Gasreinigungsmasse (grob)	200,- "
6. Gasreinigungsmasse (fein)	11.200,- "
7. Katalysator	28.700,- "
8. Wasserreinigung	315.000,- "
9. Dampf für Gasaufheizung	150.000,- "
10. Gehälter und Löhne	600.000,- "
11. Reparatur u. Material	507.500,- "
2,5% von 20.300.000,- RM	
12. Kapitaldienst	3.045.000,- "
15% von 20.300.000,- RM	
Gesamtausgaben:	12.968.600,- RM

II. EINNAHMEN:

1. Teer + Oel	5.410.000,- RM
2. Benzin	2.000.000,- "
Gesamteinnahmen:	5.410.000,- RM

III. Ausgaben - Einnahmen: 7.558.600,- RM

IV. Gaserzeugungskosten:

1. 1 Nm <sup>3</sup> Sy-Gas auf 18,5 atü verdichtet	0,87 Pfg/Nm <sup>3</sup>
2. 1 Nm <sup>3</sup> I-Gas auf 18,5 atü verdichtet	1,075 Pfg/Nm <sup>3</sup>

Betrifft:

S.G. Synthesegasprojekt Falkenau  
Besprechung in Berlin am 8.2.40.

L.W.—A.K.

Eingang

Nr.

Exemplar für:

Anwesend:

die Herren:

Obering. Fischer	}	Ölbau
Blümel		
Dr. Oetken	}	Lurgi
Dr. Hubmann		
Dr. Danulat		
Schmalfeld (zeitweise)		

Dorschner

Kopien an:

Dr. Oe., Dr. Hu., Dr. Dan., Dr. Hg., Dsch., Dr. Hr./Eng.

Am 20.1.40. überreichten wir der Ölbau unser abgeändertes Angebot 30A 1372a auf eine Synthesegas-Erzeugungsanlage. Diesem Angebot lagen unsere neuen Vorschläge zugrunde, die zwecks Herabsetzung des Kapitalbedarfs, der Energiebedarfszahlen und der Verbrauchsziffern eine Arbeitsweise vorschauen, bei der etwa die Hälfte der Synthesegasmenge primär durch Vergasung erzeugt wird. Dieses Gas wird vor Eintritt in die Synthese etwa mit der gleichen Menge Spaltgas gemischt, das aus Restgas der Synthese erzeugt wird. Dieser Arbeitsgang ist in dem "Flussbild der Gaserzeugung", Zeichnung 200.545, dargestellt. Nach Überreichung unseres Angebotes fand am 25.1. eine weitere Besprechung zwischen Herrn Dr. Oetken und den Herren der Ölbau bzw. der Reichswerke statt. In dieser Besprechung wurden einige Ergänzungen unserer Angebotsunterlagen gewünscht, insbesondere war von Prof. Martin der Ölbau nahe gelegt worden, auch die Möglichkeiten der Herstellung CO-reicher Gase nach dem gleichen Verfahren zu untersuchen. Zur Vorbereitung der Besprechung vom 8.2. hatten wir verschiedene Wege rechnerisch verfolgt, mittels der Druckvergasung und anschließenden Spaltung bis auf ein H<sub>2</sub>-CO-Verhältnis von 0,66 = 6 Teile CO und 4 Teile H<sub>2</sub> herunterzufahren. Es wurde hierbei sowohl der ursprünglich vorgeschlagene Weg der Beeinflussung der Gasezusammensetzung durch die Spaltung und durch die Druckvergasung als auch die Rohgasspaltung untersucht. In den schematischen Darstellungen - Zeichnung Nr. 200.545, 200.545a, 200.545b und 200.545c - sind die sich bei Restgasspaltung bietenden Möglichkeiten enthalten. Die Berechnungen haben gezeigt, dass sich bei Unterschreitung eines Wertes H<sub>2</sub> : CO = 1,25 gewisse Schwierigkeiten einstellen, in der Spaltanlage ein CO-reiches Gas zu erzeugen, weil man in das Gebiet der Russbildung kommt. Man wird diese Schwierigkeiten umgehen können, wenn man mit einem CO-reicheren Spaltgas fährt. Dies bedingt allerdings, dass Kohlensäure aus dem Spaltgas ausgewaschen werden muss. Ein abschließendes Urteil über die Rohgasspaltung liegt noch nicht vor. Vorläufige Berechnungen haben gezeigt, dass bei Verwendung von Sauerstoff zur direkten Spaltung die Anlagekosten zwar wesentlich erhöht werden, doch dürfte der Gaspreis etwa in gleicher Größenordnung wie bei der Restgasspaltung mit Aussenbeheizung unter atmosphärischem Druck bleiben unter der Voraussetzung, dass die Rohgasspaltung mit Sauerstoff unter Druck erfolgt. Es muss weiter



festgestellt werden, dass die technischen Möglichkeiten der Rohgasspaltung an sich günstig liegen, weil es leichter als bei der Restgasspaltung möglich ist, aus dem Russbildungsgebiet herauszubleiben. Zu der Besprechung vom 8.2. wurden zunächst Herrn Obering. Fischer die von uns ausgearbeiteten Arbeitspläne für den Betrieb der Synthese auf Gase verschiedenen  $H_2$ -CO-Verhältnisses (siehe Zeichnungen Nr. 200.545, 200.545a, b und c) vorgelegt. Herr Fischer wurde darauf aufmerksam gemacht, dass bei Unterschreitung des  $H_2$ -CO-Verhältnisses von 1,25, also bei Erzeugung CO-reicher Gase, weiter nachgeprüft werden muss, ob die von uns für das Spaltgas genannten Gaszusammensetzungen gehalten werden können, da man sich unter diesen Voraussetzungen ins Russbildungsgebiet begibt. Es wurde angedeutet, dass ein Betrieb mit  $CO_2$ -reicherem Spaltgas denkbar ist, dass jedoch in diesem Falle mit einer Kohlensäurewäsche gearbeitet werden müsste. Wir werden die von uns als kritisch bezeichneten Fälle,  $H_2 : CO = 1,25$  weiteruntersuchen. Die Basag wurde aufgrund einer Besprechung vom 8.2. vormittags (siehe Notiz Dr. Dan.) darum gebeten, sich ebenfalls zu der Frage der Herstellung CO-reicher Spaltgase zu äussern, ausserdem wird Herr Fischer sich mit den zuständigen Stellen der J.C., von denen die Basag Lizenz besitzt, in Verbindung setzen, um weiterzuklären. Unsere Ausführungen scheinen Herrn Obering. Fischer zunächst zu genügen.

Anschliessend wurden die von uns vorgeschlagenen Gewährleistungen besprochen, die in einem Entwurf vom 6.2. niedergelegt sind und der Ölbauf bei der Besprechung überreicht wurden. In wesentlichen konnte bezüglich der Gewährleistungen eine Übereinstimmung erzielt werden, mit Einschluss geringerer Änderungen, die sich aus dem Wunsch der Ölbauf ergaben, unbedingt für die Synthese den Betriebsdruck von 20 atü vorzusehen. Wir wiesen darauf hin, dass wir einstweilen für den Bau der Gaserzeuger auf einen höchst zulässigen Betriebsdruck von rd. 20 atü eingestellt sind, ferner dass der Nennbetriebsdruck zwar 27,5 atü beträgt, dies mit Rücksicht auf die für die Druckbehälterböden geltenden behördlichen Vorschriften. Die Spanne von 7,5 atü zwischen tatsächlichem und Nennbetriebsdruck ist von uns mit Rücksicht auf eine zusätzliche Betriebssicherheit vorgesehen. Wir einigten uns, dass diese Spanne in Anspruch genommen werden kann und dass wir mit einem normalen Betriebsdruck von 21 atü in der Gaserzeugung arbeiten werden. Mit Sicherheit kann dann damit gerechnet werden, dass der Gasdruck vor der Synthese auf 19,5 atü liegen wird. Von Ölbauf wurde weiter gewünscht, dass die Anlage auch bei niedrigerem Druck betrieben werden kann. Unsererseits wurde darauf hingewiesen, dass hier Schwierigkeiten in der Dimensionierung der Rohrleitungen und, vor allem, Apparate vorliegen, dass z.B. die Druckwasserwäsche kaum für beliebige Drücke zwischen 10 und 20 atü ausgelegt werden könnte. Man gab sich damit zufrieden, dass der untere Betriebsdruck bei 18 atü liegen soll. Dementsprechend wurde in Abänderung des Entwurfs der Gewährleistungen vom 6.2.40. folgendes vereinbart:

### 1) Gaserzeugungszleistung.

Diese beträgt  $5\ 500\ \text{Nm}^3$  Reingas je Gaserzeuger und Std. bei 21 atü und  $5\ 200\ \text{Nm}^3$  Reingas je Gaserzeuger und Std. bei 18 atü.

### 2) Gaszusammensetzung.

Das Verhältnis  $\text{CO} : \text{H}_2$  kann in dem Gaserzeuger ohne Kohlenäuresatz zwischen  $\text{CO} : \text{H}_2 = 1 : 1,85$  bis  $1 : 2,05$  bei Drücken zwischen 18 - 21 atü geregelt werden.

Schliesslich sind die Zusagen bezüglich der Reinheit des Gases nach der Druckwasserwäsche exakter zu fassen in: Der Gehalt des Reingases (des Gases hinter der Druckwasserwäsche) an Gesamtschwefel (organ. Schwefel) beträgt weniger als  $5\ \text{gr}/100\ \text{Nm}^3$  Reingas.

Im Übrigen gilt für die Gewährleistungen der Entwurf vom 6.2.40.

Über die Beschaffenheit des Teeres werden ergänzende Angaben, Siedeanalysen u. dergl. gewünscht. Wir müssen diese von den Stellen einholen, an die wir seinerzeit die Proben aus den Versuchen mit der Falkenauer Kohle in Hirschfelde geschickt haben. Dies wurde der Ölbau zugesagt. Unsere neuen, dem Angebot SGA 1372a entsprechenden Vorschläge haben eine wesentliche Erhöhung der erzielbaren Kohlenmengen bzw. eine Verminderung der einzusetzenden Kohlenmengen für das Gesamtprojekt gebracht. Es besteht zur Ausnutzung der bereitgestellten Kohlenvorräte der Wunsch, die Kapazität der Syntheseanlage um ca. 30 % zu erhöhen. Das Angebot soll demnach auf eine Gesamtanlage bestehend aus 16 Gaserzeugern im Umfang erhöht werden. Da man normalerweise annimmt, dass 15 der Gaserzeuger in Betrieb gehalten werden können, sollen die verbindenden Rohrleitungen so ausgelegt werden, dass mit einer Spitzenleistung entsprechend der Leistung von 15 Gaserzeugern gerechnet werden kann. Die Rohrleitungen sind also für  $15 \times 5\ 500 = 82\ 500\ \text{Nm}^3$  Vergasungsgas/Std. auszulegen.

Bis zum 17.2. soll das neue Angebot vorgelegt werden, bei dem mit der gleichen Preisbasis wie SGA 1372a zu rechnen ist; doch soll der von Ölbau erwartete Nachlass in dem Angebot getrennt mitangegeben werden. An dem allgemeinen Aufbau des Angebotes wird sich wesentlich nichts ändern. Geringere Änderungen betreffen Pos. A, I, 3: Die Bänder sind durch Redler zu ersetzen. Die Pos. A, I, 8 wird aus dem Angebot herausgenommen, da die Messinstrumente, wie üblich, von Ölbau selbst bearbeitet werden. Für die Pos. A, II, 7 wird ein getrennter Preis gewünscht. Es wird nebenbei von dem Unterzeichneten darauf aufmerksam gemacht, dass die Aufstellung von 2 Destillierapparaten (zur Reserve) wünschenswert wäre. Bemerkungen zur Druckwasserwäsche siehe im Folgenden.

Für die Kohletrocknung sind Büttner-Trockner vorgesehen. Diese sollen mit im Kreislauf geführtem Inertgas, das indirekt mit Dampf aufgeheizt wird, betrieben werden. Man sprach über die anzustrebende Restfeuchtigkeit der Trockenkohle

und war sich einig darüber, mit Rücksicht auf den Zerfall mit den Anforderungen nicht zu weit zu gehen. Herr Dr. Allner von den Hermann Göring Werken hat in Falkenau Kohlenproben genommen. Diese könnten über Herrn Dr. Mischenborn angefordert werden, um bezüglich des Wassergehaltes der Trockenkohle Näheres festlegen zu können.

Am 9.2. nachmittags wurde mit Herrn Dipl. Ing. Ringst über den Aufbau der Druckwasserwäsche gesprochen. Für die Synthese Falkenau hatten wir eine zweistufige Wäsche vorgeschlagen. Seitens der Olbau bzw. der J.G. liegen durch den Bau der grossen Hydrierwerke besondere Erfahrungen vor. Man wendet gegen unsere Druckwasserwäsche ein, dass für den zweistufigen Betrieb Schwierigkeiten dadurch zu erwarten sind, dass man getrennte Turbinen benötigt, und ausserdem für die Oberstufe nicht im gleichen Masse wie bei der Unterstufe ein ausreichendes Wasservolumen zur Verfügung steht, das bei Ausfall der Hochdruckpumpen gegen Gasdurchschlag sichert. Eine Reserve in den Türmen hält man nicht für unbedingt erforderlich. Weiter hat man eine Vorliebe für grössere Unterteilung in den Pumpen-Turbinen-Aggregaten. (Mit Rücksicht auf den Betrieb). Die J.G. bzw. Olbau hat eine Arbeitsweise entwickelt, die man der unseren für überlegen ansieht. Man arbeitet in den Türmen einstufig, entspannt jedoch das Wasser nach Durchgang durch die Turbine zweistufig auf zwei in verschiedener Höhe aufgestellte Entspannungsbehälter. Hierdurch entsteht bei der Entspannung auf den höheren Sogdruck ein CO<sub>2</sub>-reiches und H<sub>2</sub>S-armes Entspannungsgas, welches zum Belüften des auf den niedrigeren Druck nach-entpannten Wassers verwendet werden kann. Es scheint möglich zu sein, auf diesem Wege den gleichen Effekt wie den von uns vorgesehene zu erreichen. Wir vereinbarten, den Vorschlag der Olbau nochmals zu prüfen und uns dazu zu äussern. Es könnte erforderlich sein, die Höhenlage der beiden Entspannungsbehälter in Abänderung der Vorschläge von Olbau anders aufeinander abzustimmen, wenn man die von uns gewünschte Wirkung erzielen will.

Die Aussichten auf eine Auftragserteilung liegen günstig. Pintsch scheint nach Aeusserung von Herrn Blümel noch keine endgültigen Vorschläge überreicht zu haben und Hoppers ist aus den bekannten Gründen in den Hintergrund getreten. Es wurde uns mitgeteilt, dass voraussichtlich bis zum 20.2. spätestens eine Entscheidung gefällt wird. Unter der Voraussetzung, dass zu diesem Datum eine mündliche Zusage erfolgt, ist für die Fertigstellung der Anlage mit folgenden Terminen zu rechnen:

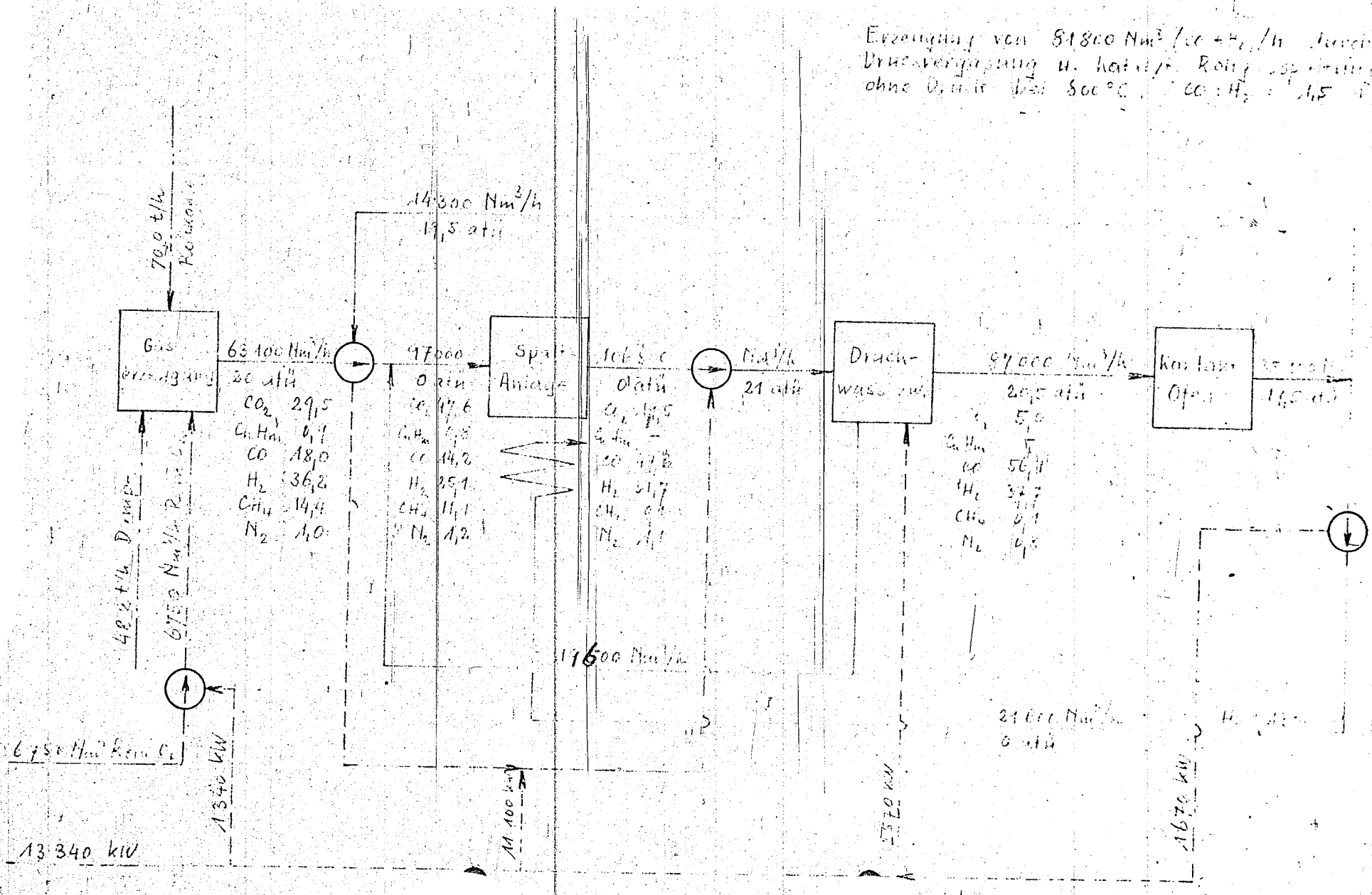
Die Anlage soll mit 10 Gaserzeugern in Betrieb gehen zum 1. Dezember 1941. Die restlichen 6 Gaserzeuger sind bis zum 15. April 1942 fertigzustellen.

Über den Bau der Synthese ist noch nichts entschieden. Die Zeichnungen der Ruhrchemie über die neue Ofenkonstruktion liegen noch nicht vor. Man führt zurzeit in Holten einen Versuch mit einem Ofen, der die Brauchbarkeit der neu verwendeten Konstruktionselemente beweisen soll. Von Witkowitz ist eine Mitteilung eingegangen, dass dieses Werk ein Angebot auf die von uns vorgeschlagene Ofenkonstruktion nicht abgeben kann. Es sollen deshalb unsere Unterlagen an Pintsch weitergegeben werden. Herrn Fischer wurde unsere Zeichnung Nr. 200.554 "Aufbau einer Syntheseanlage" überreicht.

gez. Danulat.

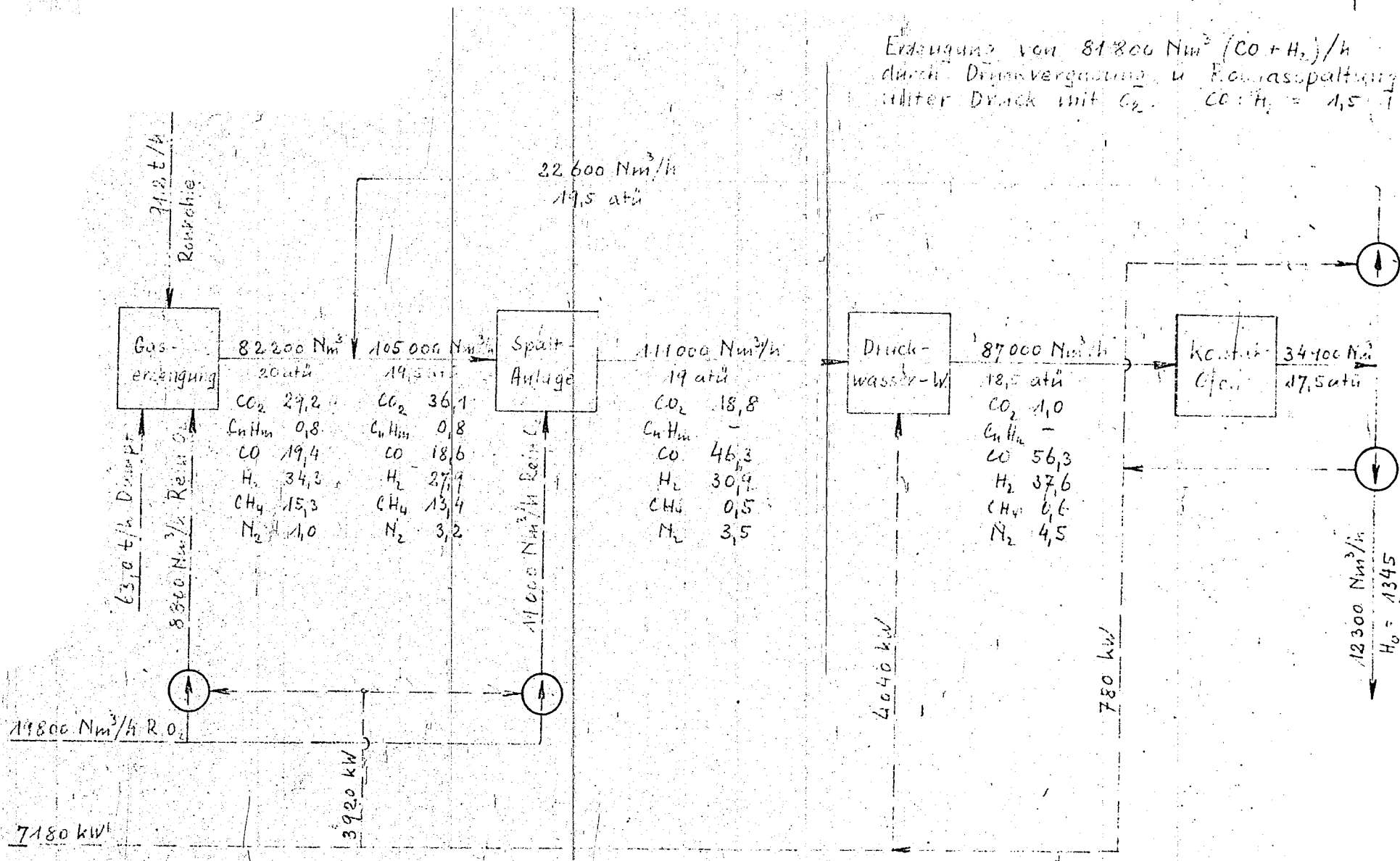
Luchmans  
 Vorl. Nr. 201  
 53 Heft 8 10 Bl.  
 9.31.1918

Erzeugung von  $81800 \text{ Nm}^3 (\text{CO} + \text{H}_2) / \text{h}$  durch  
 Druckvergasung u. kat. Spaltung  
 ohne Damp bei  $500^\circ\text{C}$   $\text{CO} : \text{H}_2 = 1,15$

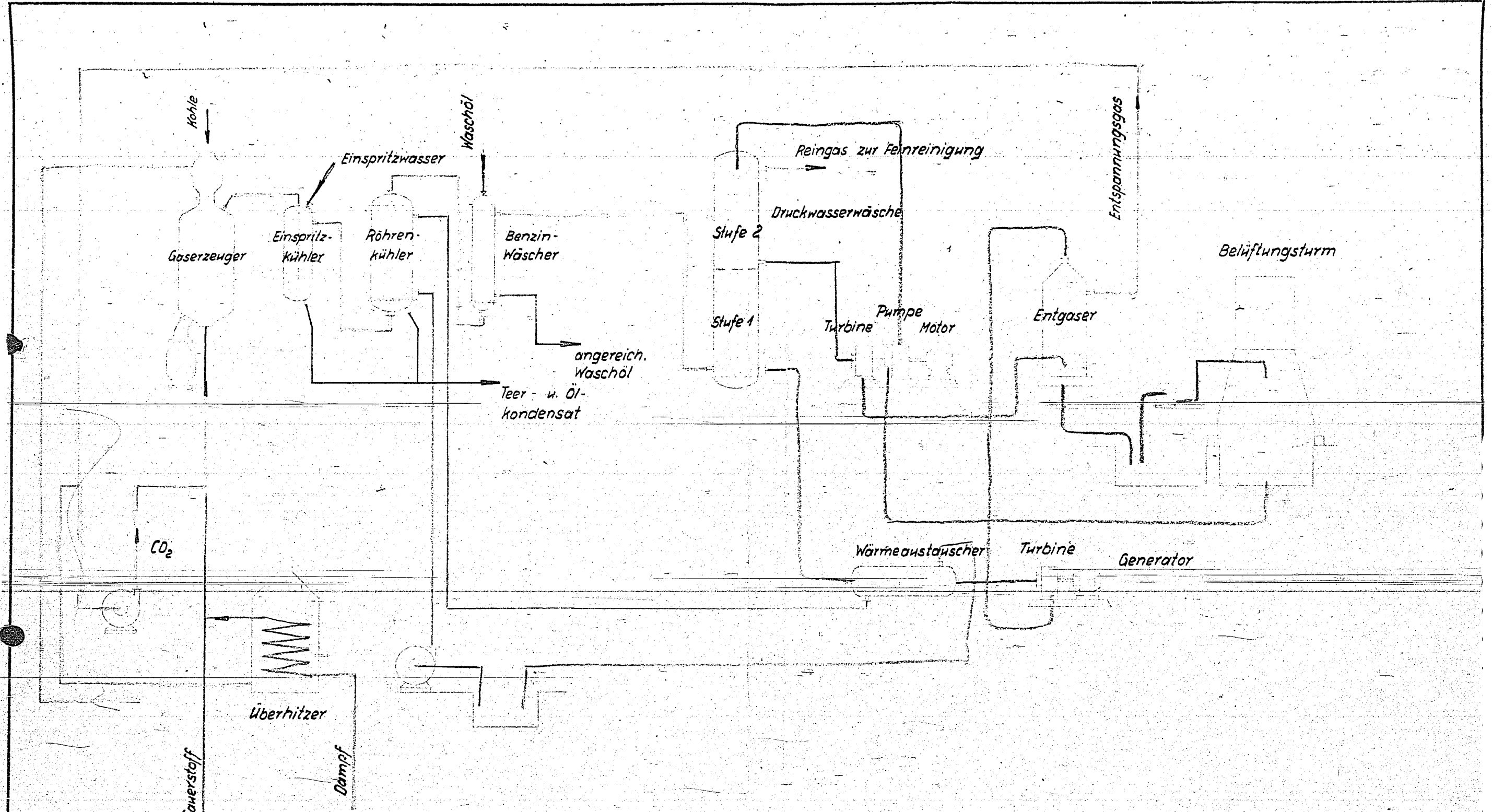


Linghaus  
 Vater Nr. 201  
 53 Heft 3 50 Br  
 9.37 W 9

Erzeugung von  $81800 \text{ Nm}^3 (\text{CO} + \text{H}_2)/\text{h}$   
 durch Dampfergasung u. Feinaspaltung  
 unter Druck mit  $\text{CO}_2$ .  $\text{CO}:\text{H}_2 = 1,5:1$







Das Urheberrecht an dieser Zeichnung und sämtlichen Beilagen verbleibt uns. Sie sind dem Empfänger nur zum persönlichen Gebrauch anvertraut, 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 der Nichtbestellung sofort zurückzugeben.

Lurgi Gesellschaft für Wärmetechnik m.b.H.  
Frankfurt am Main

Datum		Name		LURGI Gesellschaft für Wärmetechnik m. b. H. Frankfurt a. Main	
Gezeichnet		22.12.39			
Geprüft		Kupper			
Normgepr.					
Maßstab:				Schema	
				200-527	
				Ersatz für:	
				Ersetzt durch:	

Schema einer Druckvergasungsanlage

## Restgasverwertung (Projekt P a l k o n a u)

### A.) Druckvergasung ohne CO<sub>2</sub>-Rückführung.

#### Gaszusammensetzung:

		Synthesegas	Restgas	Spaltgas	Stadtgas (1 Rg + 2 Spg)
CO <sub>2</sub>	%	1,0	5,9	8,2	7,4
C <sub>n</sub> H <sub>m</sub>	%	0,9	3,1	0,0	1,0
CO	%	26,9	7,7	17,4	14,0
H <sub>2</sub>	%	52,7	6,0	71,4	50,0
CH <sub>4</sub>	%	17,0	72,1	1,5	24,9
N <sub>2</sub>	%	1,5	5,2	1,5	2,7

Ho = 7740 kcal

Ho = 4500 kcal

#### Gasmenigenverhältnis:

Restgasmenge = 28,7 % der Synthesegasmenge

Spaltgasmenge = 338% der Restgasmenge

### B.) Druckvergasung mit CO<sub>2</sub>-Rückführung.

#### Gaszusammensetzung:

		Synthesegas	Restgas	Spaltgas	Stadtgas (1 Rg + 2 Spg)
CO <sub>2</sub>	%	1,0	7,1	8,6	8,1
C <sub>n</sub> H <sub>m</sub>	%	0,9	3,6	0	1,2
CO	%	28,3	9,1	17,8	14,8
H <sub>2</sub>	%	55,3	7,1	70,5	49,4
CH <sub>4</sub>	%	13,0	67,2	1,3	23,3
N <sub>2</sub>	%	1,5	5,9	1,8	3,2

Ho = 7430

4400

#### Gasmenigenverhältnis:

Restgasmenge = 25,2 % der Synthesegasmenge

Spaltgasmenge = 327 % der Restgasmenge

### C.) Eisenkontakte.

#### Gaszusammensetzung:

		Synthesegas	Restgas
CO <sub>2</sub>	%	1,0	31,4
C <sub>n</sub> H <sub>m</sub>	%	0,9	2,6
CO	%	38,0	8,6
H <sub>2</sub>	%	45,6	7,4



000085

- 2 -

		Synthesegas	Restgas
CH <sub>4</sub>	%	13,0	45,7
H <sub>2</sub>	%	1,5	4,3

H<sub>0</sub> = 5200 kcal

Restgasmenge = 35 % der Synthesegasmenge.

Stadtgasmenge bei völliger Restgasverwendung.

	A) ohne CO <sub>2</sub> Rückführung	B) CO <sub>2</sub> Rückführung
Restgasmenge : Nm <sup>3</sup> /h	29 600	24 700
" für Spalt- ofenheizung "	3 000	2 500
" zu spalten "	10 000	8 500
Spaltgasmenge "	33 800	27 700
+ Restgas "	<u>16 600</u>	<u>13 700</u>
Stadtgasmenge : Nm <sup>3</sup> /h	50 400	41 400

Betrifft:

Ferngasversorgung Sudetengau.Besprechung bei den Hermann-Göring-Werken,  
Berlin, am 28.11. nachmittags.

L.W.—A. K.

Eingang

Nr.

Exemplar für:

Anwesend:

die Herren:

Dr. D a m m , (H.G.Werke)

Dr. M ü c h e n b o r n (H.G.Werke)

Dr. Getken,

Dr. Danulat.

Kopien an:

Dr. Ge.

Dr. Hu.

Hei.,

Dr. Dan.

Dsch.

Die Besprechung fand im Anschluss an das von uns am 9.11.39. abgegebene Angebot SGA 1365a auf eine Anlage zur Erzeugung von jährlich 40 Mill. m<sup>3</sup> Starkgas statt. Für die Verarbeitung war ursprünglich eine aschenreiche Kohle vorgesehen, da man hoffte, dass man wegen der geringeren Kohlekosten zu geringeren Gaspreisen komme. Herr Dr. D a m m hat zur Feststellung der geeignetsten Kohlensorte Berechnungen angestellt, die zeigen, dass die Verarbeitung der aschenreichen Kohle gegenüber der einer aschenarmen Kohle keine wirtschaftlichen Vorteile verspricht. Es wäre also nicht zweckmäßig, die Nachteile, die der hohe Aschengehalt beim Durchsatz in der Druckapparatur mit sich bringt, in Kauf zu nehmen. Für den späteren Betrieb kann damit gerechnet werden, dass eine aschenarme "Hedwig"-Kohle folgender Beschaffenheit zur Verfügung steht:

Immediatanalyse:

Wasser	30,0 %
Asche	8,0 %
Brennb. Subst.	62,0 %

Schwelanalyse:

Teer	12,0 %
Schwelwasser	4,5 %
Koks	45,0 %
Feuchtigkeit	30,0 %
Gas + Rest	8,5 %

Oberer Heizwert : 4460 kcal/kg

oberer Heizwert der Reinkohle : 7200 kcal/kg.

Da der Wassergehalt der Reinkohle bis zu 30 % betragen kann, muss voraussichtlich eine Vortrocknung vorgesehen werden, bei der es zweckmäßig sein wird, bis auf einen Endwassergehalt von 10 - 15 % zu arbeiten. Für die Trocknung kommen Röhrentrockner (Zeitzer oder Buckauer Maschinenfabrik) oder Turbinentrockner (Büttner) in Frage. Wir werden gebeten, mit den vorgenannten Firmen Verbindung aufzunehmen. Man ist bereit, diesen Firmen Kohlenproben zur Verfügung zu stellen. Bei der Bearbeitung des Falkenauer-Projektes hat uns die Zeitzer Maschinenfabrik bereits vorgeschlagen, Röhrentrockner mit grösseren Rohrdurchmessern zu verwenden, so dass eine Körnung bis zu 20 mm verarbeitet werden könnte; sie riet demgegenüber von der Verwendung von Teller-trocknern ab. Unseren Vorschlag, in Hirschfelde Vergasungsversuche

mit vorgetrockneter Kohle durchzuführen, um endgültig die Garantien festlegen zu können, nimmt man an. Aufgrund der vorgenannten Angebote für die Trocknungsanlage von Zeitz und Buckau wird man sich für eine der beiden Firmen entschliessen und diese bitten, gleichzeitig die Trocknung für die Versuchskohle durchzuführen.

Unser Angebot war bereits auf weitgehende Lieferung der Anlagedurch Lurgi eingestellt. (Pos. A des Angebotes). Dies schien Herrn Dr. Dahulat jedoch noch nicht ausreichend, da er eine gewisse Garantie für die von uns unter den zusätzlichen Lieferungen und Bauarbeiten (Pos. B) genannten Kosten wünscht. Gewünscht wurde zunächst das Angebot der schlüsselfertigen Anlage. Wir führten aus, dass es im allgemeinen üblich wäre, dass der Bauherr die elektrischen Anlagen und Bauarbeiten selbst durchführt. Es ist deshalb notwendig, die unter Pos. B genannten Leistungen und Lieferungen zu spezifizieren, damit eine Überprüfung dort möglich ist, wobei unsere Zahlen mit einer gewissen Zusicherung für die Richtigkeit genannt werden müssten.

Die Feststellung der zusätzlichen Kosten unter Pos. C (Geländeerwerb, Gleisanschluss usw.) wird Sache der Mineralölbau sein, die auch weitgehend deshalb zu Rate gezogen wird, weil sie die Energieversorgung der Anlage mitprojektieren muss. Von dieser Seite würden auch sämtliche Zuleitungen für die Betriebsmittel bis zur Anlage erfasst. Die Gasanlage soll in der Nähe der Winkler-Generatoren aufgestellt werden, wo nach Einsicht des Lageplans ausreichend Platz zur Verfügung steht.

Eingehend wurde über die evtl. von uns zu gebenden Garantien gesprochen und hierfür, vorbehaltlich der Ergebnisse des Versuchs in Hirschfelde, folgende Zahlen genannt:

oberer Gasheizwert	4300 ± 100 kcal/nm <sup>3</sup>
Wirkungsgrad der Vergasung einschliesslich der Teergewinnung:	82,5 % des oberen Brennstoffwertes.
Sauerstoffbedarf:	0,16 nm <sup>3</sup> Reinsauerstoff/ nm <sup>3</sup> Reingas. Voraussetzung ist, dass Sauerstoff mit bis zu 95 % Reinheitsgrad zur Verfügung gestellt werden kann.
Wasserdampfbedarf: der Vergasung	1,1 kg/nm <sup>3</sup>
Strombedarf:	Dieser soll von uns für die Sauerstoffverdichtung und Druckwasserwäsche garantiert werden, soweit die Unterlieferanten dies übernehmen.
Kühlwasserverbrauch:	Von einer diesbezüglichen Garantie kann abgesehen werden, da die Kühlwasserkosten bedeutungslos sind.
Teerausbeute:	80 % der bei der Schmelzung üblichen Fischer-Hempel-Analyse.

## Gaserzeugung:

bei 2 - 10 mm Korn;  
2500 nm<sup>3</sup> Reingas je Std. und Gas-  
erzeuger.

Es ist bekannt, dass bei der Ver-  
arbeitung des Brüxer Kokes in  
Winkler-Generatoren beträchtliche  
Schwierigkeiten wegen Verschlackung  
aufgetreten sind, die nur durch Um-  
wälgas bei relativ hohem Sauer-  
stoffverbrauch beherrscht werden  
konnten. Bei unseren Synthesegas-  
versuchen mit der Brüxer Kohle in  
Hirschfelde wurde dieses nicht fest-  
gestellt, doch eine gewisse Vorsicht  
am Platze. Es sollte bei den Garan-  
tien festgelegt werden, in welchen  
Grenzen der Aschenschmelzpunkt liegen  
darf bzw. dass bei Unterschreitung  
dieser Werte mit einem höheren  
Sauerstoffbedarf gerechnet werden  
muss.

Für das Material wird von uns eine entsprechende Formu-  
lierung der Garantien gewünscht, bei der für die Verwendung  
nichtlegierter Stähle, die durch die Zeitumstände bedingt  
wird, Einschränkungen zu machen sind.

Der Vorschlag, die Destillation des Waschöls in der  
zur Schwelenlage gehörigen Destillationsanlage vorzunehmen,  
konnte mit der Begründung abgelehnt werden, dass der Kosten-  
aufwand für Hin- und Rückleitung des Waschöls einschliesslich  
der Beheizungsleitungen und der erforderlichen Rohrbrücken  
wahrscheinlich mindestens ebenso hoch wie der für eine eigene  
Waschöldestillation sein wird. Die Aussichten für eine Ver-  
wirklichung des Projektes stehen weiter günstig. Es laufen  
Verhandlungen mit den zuständigen Stellen des Sudetengebietes  
über den Gaspreis. Von diesen erhofft man auch die Bereit-  
stellung von Geldmitteln und des Eisenkontingents.

Herrn Dr. Dana wurden in zweifacher Ausfertigung die  
von Herrn Dorschner ausgearbeiteten Unterlagen über die Anwen-  
dung des Gasentgiftungs-Verfahrens überreicht. Die Herren  
zeigten sich sehr interessiert. Man wird unsere Vorschläge in  
Erwägung ziehen, hält es jedoch für zweckmässig, zunächst mit  
der ASW Verbindung aufzunehmen, um die Aufstellung einer Ver-  
suchsanlage beim Gaswerk Böhlen durchzusetzen. Man glaubt sich  
dann zu einem späteren Zeitpunkt immer noch rechtzeitig ent-  
schliessen zu können, um das Verfahren gegebenenfalls beim wei-  
teren Ausbau anzuwenden.

Wir berichteten über den Stand unserer Projektarbeiten  
für die Synthesegasanlage Falkenau. Nach Angabe von Herrn  
Dr. Dana kann mit grösster Wahrscheinlichkeit damit gerechnet  
werden, dass der Bau dieser Anlage - sollte er endgültig be-  
schlossen werden - von den Hermann Göring-Werken durchgeführt  
wird.

In Verbindung mit dem Vorstehenden wurden die Herren weiter über unsere Arbeiten auf dem Synthesegebiet unterrichtet. Diesem brachte man reges Interesse entgegen. Für die Verarbeitung der Brückner Feinkohle war unsererseits die Anwendung des T.U.-Verfahrens vorgeschlagen und entsprechende Wirtschaftlichkeitsberechnungen aufgestellt worden. Diese Unterlagen wurden kurz besprochen. Die H.G. Werke werden nicht dahin können, den neuen Borsig-Versuchssofen in Brück aufzustellen, da sie von Borsig als Konzernwerk einem gewissen Druck ausgesetzt sind. Es wird noch einiges Bemühen notwendig sein, um die Herren von der Richtigkeit unserer Vorschläge, eine T.U.-Versuchsanlage mit Ringwalzenpresse in Brück aufzustellen, überzeugen zu können.

gez. Danulat.

-V-

Projektunterlagen Synthesewerk Falkenau.

Vergleich zwischen Restgasspaltung und Restgasverfeuerung.

Kohlenmenge: t/Jahr 1,200 000

a.) Restgasspaltung Restgasverfeuerung  
Kohlemenge/Krafterzeugung 360 000 Jato (Restgas)

Technische Unterlagen:

Kohlezusammensetzung: Rohkohle

	Mischung 28,6 : 71,4	Mischung 20 : 80 %
Teer	11,7	10,9 %
Koks	37,0	37,3
Wasser	39,1	39,7
Asche	6,3	6,7
Schwelwasser	5,9	5,4
Reinkohle	54,6	53,6
H <sub>0</sub>	4160	4100

Getr. Kohle

Teer	15,3	14,5 %
Koks	48,6	49,5
Wasser	20,0	20,0
Asche	8,3	8,8
Schwelwasser	7,8	7,2
Reinkohle	71,7	71,2
Heizwert H <sub>0</sub>	5480	5430

- 2 -

## Gaszusammensetzung:

Druckvergasungsgas:	für Spaltung	für Restgasverb.
CO <sub>2</sub>	1,0	1,0 %
CnHm	1,2	1,2
CO	33,0	27,0
H <sub>2</sub>	47,0	53,0
CH <sub>4</sub>	16,8	16,8
N <sub>2</sub>	1,0	1,0
Idealgasanteil	80%	80%
Ho	4200 kcal	4200 kcal

## Produktions- und Verbrauchsziffern:

Synthesegasausbeute:	Nm <sup>3</sup> /t	820	825
Trockenkohlemenge	t/Jahr	640 000	906 000
Synthesegasmenge	Nm <sup>3</sup> /h	61 000	87 000

## a.) Berücksichtigung der Spaltung.

Mischgaszusammensetzung:		
CO <sub>2</sub>	3,8 %	
CnHm	1,3	
CO	27,2	
H <sub>2</sub>	54,0	81,2 % I-Gas
CH <sub>4</sub>	12,2	
N <sub>2</sub>	1,5	

## Restgaszusammensetzung:

(ca 90% (CO+H<sub>2</sub>)-160 g Ausbeute einschl. Gasol u. Verlust)

CO <sub>2</sub>	13,3 %
CnHm	4,4
CO	11,6
H <sub>2</sub>	4,0
CH <sub>4</sub>	52,0
N <sub>2</sub>	5,1

Restgasmenge = 29,4 % der Synthesegasmenge = 18 000 Nm<sup>3</sup>/h  
 davon werden verwendet: 12% für Heizzwecke = 2 200 "  
                                   30% für Spaltofen-  
   heizung = 5 400 "  
                                   verbleiben zur Spaltung = 10 400 Nm<sup>3</sup>/h

Spaltgaszusammensetzung:

CO <sub>2</sub>	11,2 %
CnHm	0,5
CO	17,2
H <sub>2</sub>	67,8
CH <sub>4</sub>	1,4
N <sub>2</sub>	1,9

Spaltgasmenge 277% der zu spaltenden Restgasmenge = 29 000 Nm<sup>3</sup>/h  
 wird gemischt mit Druckvergasungsgas = 61 000 "  
                                   gesamte Synthesegasmenge = 90 000 Nm<sup>3</sup>/h

Für Kraft u. Dampferzeugung 360 000 Jato Rohkohle = 41 800 kg/h  
 bei H<sub>u</sub> = 4000 = 167 · 10<sup>6</sup> kcal/h

b.) mit Restgasverbrennung.

Restgaszusammensetzung  
 (90% (CO+H<sub>2</sub>) 160 g einschl. Gasol u. Verlust)

CO <sub>2</sub>	3,7 %	
CnHm	3,7	
CO	11,5	
H <sub>2</sub>	12,1	H <sub>u</sub> = 6700
CH <sub>4</sub>	63,2	
N <sub>2</sub>	4,8	



Restgasmenge = 31,1 % v. 87 000 Nm <sup>3</sup> =	27 000 Nm <sup>3</sup> /h
für Heizzwecke der Synthese	<u>2 200 "</u>
für Dampf u. Krafterzeugung	24 800 Nm <sup>3</sup> /h
	<u>= 168. 10<sup>6</sup> kcal/h</u>

## Anfallende Produkte:

	a) Restgas- spaltung	b) Restgas- verbrennung
Aus Synthese ( 130 g/Nm <sup>3</sup> I-Gas Fischerpr. )		
a) 90000.0,812.130.8600	Jato 81 600	77 800
b) 87000.0,80 .130.8600		
<u>Aus Druckvergasung:</u>		
Teer + Oel		
a) 640000.15,3.0,64	62 700	84 000
b) 906000.14,5.0,64		
Gasbenzin		
a) 640000.15,3.0,16	15 700	21 000
b) 906000.14,5.0,16		
Gesamtprodukte :	Jato 160 000	182 800 Jato

## Einnahmen aus den Produkten:

81600 . 220,-	RM 17,900 000,-	77800 . 220,-	17,100 000
62700 . 70,-	" 4,400 000,-	84000 . 70,-	5,900 000
15700 . 200,-	" 3,100 000,-	21000 . 200,-	4,200 000
	<u>RM 25,400 000,-</u>		<u>RM 27,200 000</u>
	=====		=====

12/9/39. Do/Wa.

000094

Anlagekosten einer Druckvergasungsanlage für eine Leistung  
von 2.350 000 Nm<sup>3</sup> Sy-Gas/Tag.

1.) <u>Sauerstofferzeugungsanlage</u>	
betriebsfertig	RM 5.500.000,-
2.) <u>Gaserzeugungsanlage</u>	
Masch. u. Apparate, montiert	" 6.984.840,-
3.) <u>Gaskühlung und Reinigung</u>	
Masch. u. Apparate, montiert	" 8.394.580,-
4.) <u>Elektr. Einrichtung zu 3 und 4</u>	" 300.000,-
5.) <u>Bauarbeiten</u>	" 2.000.000,-
6.) <u>Feinreinigung</u>	" 1.600.000,-
7.) <u>A-Kohle-Anlage</u>	" 2.340.000,-
8.) <u>Hauptverbindungsleitungen</u>	" 550.000,-
	<hr/>
	RM 27.669.000,-
	=====

Abchrift

z Wa.

*M. J. ...*  
000095

Mineralöl-Baugesellschaft m.b.H., Berlin SW 61, Belle-Alliancestr. 7/10

Firma  
LURGI Ges. f. Wärmetechnik mbH.,  
Frankfurt a/M.  
Gervinusstr. 17/19

Maschinentechn. Abt.

MTA/G.

6. Dezember 1938.  
Fi/Pae.

Betrifft: Treibstoffanlage Falkenau.

Wir beziehen uns auf die kürzlich stattgefundenen Besprechung mit Ihren Herren Direktor Dr. O e t k e n und Dr. H u b m a n n und bitten Sie unter Zugrundelegung unserer beiliegenden Einkaufs- und Montagebedingungen um Ihr für uns kostenloses und unverbindliches Angebot auf folgende Anlagen:

- 1.) 1 Lurgi-Spülgasschwelanlage;
- 2.) Koksalterung, Mahl- und Siebanlage;
- 3.) Lurgi-Druckvergasungsanlage einschliesslich CO<sub>2</sub>- und H<sub>2</sub>S - Wäsche;
- 4.) Feinreinigungsanlage;
- 5.) CO<sub>2</sub>-Wäsche.

Bezüglich der Ausbildung der einzelnen Anlagen geben wir Ihnen folgende Unterlagen:

Zu 1). Schwelanlage:

Unter der Voraussetzung einer mittleren jährlichen Betriebszeit von 8 200 Stunden ist die Anlage zu bemessen für die Erzeugung einer täglichen Produktion von 390 t Teer + Leichtbenzin.

Zur Verschwelung gelangt Rohbraunkohle aus dem Falkenauer Gebiet, und zwar "Neu-Agnes" und "Antoni" im Verhältnis 1 : 4. Die Analysen dieser Braunkohlen sind Ihnen bekannt.

Nach Ihren bisherigen Angaben werden 16 Schweler benötigt, wobei die Reserve eingeschlossen ist.

Ihr Angebot soll umfassen:

Schwelanlage einschliesslich Teerkondensation und Benzingewinnungsanlage, Kohlen- und Koksförderanlage im Schwelerhaus, Rückkühlwerk einschliesslich Pumpen, jedoch ohne Zwischentanklager und ohne Rohkohleaufbereitung.

Es sind uns anzugeben die für die Schwelung notwendige Aufbereitung der Rohkohle (Brechen, Sieben, u.U. Trocknen), Menge und Beschaffenheit der anfallenden Produkte (Grude, Teer, Leichtbenzin, Schwelgas, Schwelwasser) sämtliche Verbrauchszahlen für Strom, Gas, Wasser, Dampf, Bedienungspersonal.

Der Teer muss möglichst staub- und wasserfrei und für die Hochdruckhydrierung geeignet sein. Die Grude soll geeignet sein für Vergasung in einer Lurgi-Druckvergasungs- bzw. Winkleranlage. Der Rest der Grude wird in einem Kraftwerk verbrannt.

Die Schwelwasseraufarbeitung ist nur anzubieten, falls Sie hierfür geeignete Verfahren besitzen. Anderenfalls erbitten wir Ihre Vorschläge.

Zu 2), Koksalterung, Mahl- und Siebanlage:

Es wird damit gerechnet, etwa 3 000 t Grudekoks zu lagern. Ihr Angebot soll die Verwendung des Grudekoks für die Synthesegaserzeugung nach Ihrem Druckverfahren vorsehen. Es sind die hierfür u.U. notwendigen Alterungs- und Mahl- und Siebanlagen anzubieten sowie die Transporteinrichtungen von Schwelanlage zu Koks-bunker und von Koks-bunker zu Gaserzeugungsanlage. Für die Ausführung des Bunkers wollen Sie uns bitte entsprechende Vorschläge machen.

Da voraussichtlich nur etwa 60 - 70% der anfallenden Grude für die Vergasung benötigt werden, wird der Rest im Kraftwerk verfeuert.

Falls § die für die Gaserzeugung benötigte Grude angefeuchtet werden soll, wäre es u.E. zweckmässig, hierfür Schwelwasser vorzusehen. Es wäre ferner zu prüfen, ob der restliche Teil des Schwelwassers über die zum Kraftwerk gelangende Grude geleitet wird und wie gross die Wasseraufnahme der Grude in diesem Fall ist.

Der Bedarf an Strom, Dampf und Wasser sowie an Bedienungspersonal ist anzugeben.

Zu 3). Druckvergasungsanlage:

Die Gaserzeugungsanlage ist zu bemessen für die Vergasung der Grude aus der Schwelerei und eine Erzeugung von 61 500 Nm<sup>3</sup>/h CO + H<sub>2</sub>. Verlangt wird ein Verhältnis CO : H<sub>2</sub> wie 1 : 2 sowie ein möglichst niedriger Gehalt an CH<sub>4</sub> und H<sub>2</sub>. Nach der dazugehörigen Druckwasserwäsche dürfen noch bis zu 2% CO<sub>2</sub> im Gas enthalten sein, jedoch soll der Gehalt an organischem und anorganischem Schwefel möglichst gering sein.

In Ihren bisherigen Angaben sehen Sie 13 + 2 = 15 Gaserzeuger vor. Der Vergasungsdruck kann 10 - 12 atü betragen.

Ihr Angebot soll umfassen die gesamte Gaserzeugungsanlage einschliesslich CO<sub>2</sub>- und H<sub>2</sub>S-Wäsche, jedoch ohne Sauerstoff-erzeugung und Sauerstoffkompression.

Es sind anzugeben:

die genaue Zusammensetzung des Synthesegases, der ausgegasteten Kohlensäure und der für die Belüftung des Waschwassers verwendeten Luft, Staubgehalt des Synthesegases sowie alle Verbrauchszahlen und der Personalbedarf.

Die ausgegaste Kohlensäure sowie die für die Wasserregeneration benötigte Luftmenge sollen in der Gaserzeugungsanlage bzw. in der Schwelanlage verbrannt werden, so dass keinerlei Geruchsbelästigungen zu befürchten sind. Soweit aus dem Kühlwasserkreislauf Wasser abgezogen wird, ist dieses so zu behandeln, dass es den behördlichen Vorschriften entspricht.

Zu 4). Feinreinigungsanlage:

Die Feinreinigungsanlage soll für die getrennte Reinigung von 46 000 Nm<sup>3</sup> CO + H<sub>2</sub> und 3 000 Nm<sup>3</sup> H<sub>2</sub> dienen. Die Reinigung ist so auszulegen, dass der restliche Gehalt an organ. und anorgan. Schwefel entfernt wird und das Gas für die Fischer-Tropsch-Synthese verwendbar ist.

Als Heizgas steht Restgas aus der Fischer-Tropsch-Synthese zur Verfügung. Die gesamten Verbrauchszahlen sind anzugeben.

Betriebsdruck: 10 - 12 atü.

Zu 5). CO<sub>2</sub>-Wäsche:

Eine Druckwasserwäsche für einen Betriebsdruck von 10 - 12 atü ist zur Entfernung der Kohlensäure aus dem Konvertgas der Wasserstofferzeugung für die Teerhydrierung vorzusehen. Es ist aus etwa 25 000 Nm<sup>3</sup>/h Konvertgas mit der Zusammensetzung von

23 % CO<sub>2</sub>  
 3 % CO  
 70 % H<sub>2</sub>  
 3 % CH<sub>4</sub>  
 1 % N<sub>2</sub>

die Kohlensäure bis auf einen Endgehalt von unter 1,5% im Reingas auszuwaschen. Die Zusammensetzung der ausgewaschenen Kohlensäure ist anzugeben, insbesondere der Gehalt an CO, H<sub>2</sub> und H<sub>2</sub>S, ferner sämtliche Verbrauchszahlen.

Das Belüftungswerk gehört mit zu Ihrem Angebot und - falls es zweckmässig ist - kann die Anlage mit der ersten CO<sub>2</sub>-Wäsche zusammengebaut werden.

Ihre küsserst gestellten Preise sind uns aufzugeben für die betriebsfertige Anlage, fertig montiert, einschliesslich Fracht und Verpackung, jedoch ohne Grund- und Fertiganstrich, unterteilt nach Fundamenten, Eisenkonstruktionen, sonstigen Bauarbeiten, Apparaten, Anmauerungsmaterial, Messinstrumenten und elektrischer Ausrüstung.

Soweit es Schwierigkeiten machen sollte, in kurzer Zeit für alle Teile verbindliche Angebote zu erhalten, sind wir auch vorläufig mit Schätzpreisen, insbesondere für die Bauarbeiten, Messinstrumente und die elektrische Ausrüstung einverstanden.

Bei der Auslegung wollen Sie vorläufig den beiliegenden Ausschnitt des Lageplans sowie möglichst die beiliegenden Vorschläge für die Normen berücksichtigen.

An Strom steht zur Verfügung:

Drehstrom: Hochspannung 6000 Volt, Kraft 500 Volt, Licht 220/380,

Dampf: Mitteldruck 18 atü, 250 - 300°  
 Niederdruck 2-2,5 atü, 140-170°

Rückkühlwasser von 20-30° C.

Im Gesamtwerk wird ein zentrales Kraftwerk und ein zentrales Rückkühlwerk aufgestellt. Ihre Anlagen können an das zentrale Rückkühlwerk angeschlossen werden, soweit hierdurch nicht eine Beeinträchtigung des Rückkühlwassers entsteht ( $H_2S$ , Schmutz, saure Bestandteile, Phenole).

Sämtliche Antriebe sind elektrisch vorzusehen. Drehzahl 1 000, 1 500, 3 000.

Die dauernde Ueberlastbarkeit aller Einzelanlagen ist anzugeben. Des weiteren ist uns der Platzbedarf aller Anlagen anzugeben sowie Verfahrensschemata und Aufstellungspläne zu übersenden.

Wir bitten Sie um möglichst baldige Zustellung Ihrer Angebote und halten eine Rücksprache mit Ihnen, nachdem Sie sich über die Gesamtplanung im Klaren sind, für zweckmässig. Einen entsprechenden Termin bitten wir uns hierfür vorzuschlagen.

Sofern Sie interessiert sind, die Anlagen zur Gewinnung der Primärprodukte aus den Restgasen der zweistufigen Fischer-Tropsch-Synthese anzubieten, bitten wir um entsprechende Vorschläge, damit wir Ihnen die Anfrage zuleiten können.

Die Lieferzeit für die mit diesem Schreiben angefragten Anlagen ist uns ebenfalls anzugeben.

H e i l F i t l e r !  
MINERALÖL-BAUGESELLSCHAFT M.B.H.  
gez. Unterschriften

Anlagen:

- Einkaufs- und Montage-  
bedingungen,  
+) Normen, Lageplan,  
"Allg. Bedingungen für  
die Ausführung von Bau-  
arbeiten".  
+) Normen werden nachgesandt.

Projekt Falkenau.Projektunterlagen unter Berücksichtigung  
der Restgasverwendung.Technische Unterlagen.Kohle:

	Rohkohle	vorgetrocknete Kohle
Teer	11,77	15,5
Koks	37,3	49,7
Wasser	39,3	20 %
Asche	6,4	8,4
Heizwert	4000 kcal/kg	5300 kcal/kg

Gaszusammensetzung.

Druckvergasungsgas	CO <sub>2</sub>	1,0	
	CnHm	1,2	
	CO	33,0	
	H <sub>2</sub>	47,0	80% Idealgas
	CH <sub>4</sub>	16,8	Ho 4200 kcal/kg
	N <sub>2</sub>	1,0	
Syntheserestgas aus Mischgas	CO <sub>2</sub>	6,2	
	CnHm	4,2	
	CO	6,2	
	H <sub>2</sub>	7,7	
	CH <sub>4</sub>	69,5	
	N <sub>2</sub>	6,2	
Spaltgas	CO <sub>2</sub>	9,2	
	CnHm	1,5	
	CO	16,3	
	H <sub>2</sub>	67,4	
	CH <sub>4</sub>	3,4	
	N <sub>2</sub>	2,4	



Synthesegas (Mischgas): 2 Teile Druckvergasungsgas auf  
1 Teil Spaltgas

CO <sub>2</sub>	3,7	
CnHm	1,3	
CO	27,2	
H <sub>2</sub>	54,0	81,2 % Idealgas
CH <sub>4</sub>	12,3	
N <sub>2</sub>	1,5	

Produktions- u. Verbrauchsziffern:

Synthesegasausbeute	780 Nm <sup>3</sup> /t Reingas
	630 Nm <sup>3</sup> /t Idealgas
Teerausbeute	12,4 % auf getr. Kohle
Sauerstoffverbrauch	0,165 Nm <sup>3</sup> /Nm <sup>3</sup> Reingas
Dampfverbrauch	1,12 kg/Nm <sup>3</sup> Reingas

1.) Ohne Restgasspaltung:

Gaserzeugung	90 000 Nm <sup>3</sup> Sy Gas /h
Kohlebedarf (getr.)	115 t/h = 965 000 t/Jahr
O <sub>2</sub> -Bedarf	15 000 Nm <sup>3</sup> /h
Dampfbedarf f.Vg	100 t/h
f.Heizung	15 t/h    115 t/h

Strombedarf

O <sub>2</sub> Erzeugung	KW	6000
O <sub>2</sub> Verdichtung	"	2000
Gaserzeugung-Kohle-transport	"	300
Druckwasserwäsche	"	7700
	KW	18000

Bedarf an Feinreinigungswasser	t/Jahr	200
Kühlwasserbedarf (Frischwasserzusatz)	m <sup>3</sup> /h	300
Gaswasseranfall	m <sup>3</sup> /h	80
Zahl der Gaserzeuger		18
Reserve		2
		20 Gaserzeuger
Personalbedarf		120 Mann in 4 Schichten
Anlagekosten: (geschätzt)		RM 19,500.000.-

000102

- 3 -

## Benzin u. Gasausbeute:

Gasbenzin	2,5% der Kohlemenge	2,9 t/h
Teer + Oel	10,0% " "	11,5 t/h

## Preisgrundlagen:

		a)	b)	c)
Kohle (getrocknet)	RM	6,-	8,-	10,-
Strom (Gegendruckbetr)	Pfg/KwH	1,2	1,4	1,6
Dampf "	RM/t	1,6	1,85	2,1
Kühlwasser	RM/m <sup>3</sup>		0,05	
Feinreinigungsmesse	RM/t		100	
Gaswasseraufbereitung	RM/m <sup>3</sup>		0,80	
Löhne	RM/h		1,-	
			+ 25% für Gehälter	
Gasbenzin	RM/t		150,-	
Teer + Oel	RM/t		70,-	

Betriebskostenberechnung.

	a)	b)	c)
Kohlekosten 965 000 t	5,780 000,-	7,720 000,-	9,650.000,-
Stromkosten 18 000 · 8400	1,820 000,-	2,120 000,-	2,420 000,-
Dampfkosten 115 × 8400	1,550 000,-	1,790 000,-	2,130 000,-
Kühlwasserkosten 300 · 8400 · 0,05	130 000,-	130 000,-	130 000,-
Feinreinigungsmasse 200 · 100	20 000,-	20 000,-	20 000,-
Gaswasserreinigung 80 · 8400 · 0,8	536 000,-	536 000,-	536 000,-
Gehälter u. Löhne 960 · 350 · 1,- + 25%	420 000,-	420 000,-	420 000,-
Reparaturen u. Mat. 3,5 % von 19 500 000,-	682 000,-	682 000,-	682 000,-
Kapitaldienst u. Verzinsung 15% von 19 500 000,-	2,920 000,-	2,920 000,-	2,920 000,-
	<hr/>	<hr/>	<hr/>
Einnahmen aus Teer: 11,5 × 8400 × 70,-	13,858 000,-	16,338 000,-	18,908 000,-
Einnahmen aus Benzin: 2,9 × 8400 × 150,-	6,750 000,-	6,750 000,-	6,750 000,-
	<hr/>	<hr/>	<hr/>
	3,650 000,-	3,650 000,-	3,650 000,-
	<hr/>	<hr/>	<hr/>
	3,458 000,-	5,938 000,-	8,508 000,-

Erzeugungskosten  
für 1 Nm<sup>3</sup> Sy Gas

$$a) \frac{3,458\ 000,-}{90\ 000 \times 8400} = 0,46 \text{ Pfg/Nm}^3$$

$$b) \frac{5,938\ 000,-}{90\ 000 \times 8400} = 0,79 \text{ Pfg/Nm}^3$$

$$c) \frac{8,508\ 000,-}{90\ 000 \times 8400} = 1,12 \text{ Pfg/Nm}^3$$

Erzeugungskosten für 1 Nm<sup>3</sup> I-Gas

$$a) 0,58 \text{ Pfg/Nm}^3$$

$$b) 0,99 \text{ Pfg/Nm}^3$$

$$c) 1,4 \text{ Pfg/Nm}^3$$

A.) Verwendung des Restgases für Unterfeuerung.

Restgasmenge	Nm <sup>3</sup> /h		26 000	
Heizwert des Restgases	H <sub>u</sub> /kcal/Nm <sup>3</sup>		6 800	
		a)	b)	c)
Restgaspreis (Kohle-Wärmepreis)	Pfg/Nm <sup>3</sup>	0,77	1,02	1,28
Gutschrift aus Restgas/Nm <sup>3</sup> Sy-Gas				
0,29 Nm <sup>3</sup> Restgas/Nm <sup>3</sup> Sy-Gas		0,22	0,3	0,37
Sy-Gas-Kosten	Pfg/Nm <sup>3</sup>	0,24	0,49	0,75
Idealgaskosten	"	0,3	0,6	0,9

B.) Spaltung des Restgases u. Mischen mit Sy-Gas.

		a)	b)	c)
Spalkosten	Pfg/Nm <sup>3</sup>	0,15	0,15	0,15
Verdichtungskosten	Pfg/Nm <sup>3</sup>	0,22	0,24	0,26
Spalkosten	Pfg/Nm <sup>3</sup>	0,37	0,39	0,41
Anteilige Synthesegaskosten (2/3 Druckvergasungsgas)	Pfg/Nm <sup>3</sup>	0,31	0,52	0,75
Anteilige Spalkosten (1/3 Spaltgas, wegen Vergleich mit A) keine Bewertung des Restgases)	Pfg/Nm <sup>3</sup>	0,12	0,13	0,14
Misch-Sy-Gaskosten	Pfg/Nm <sup>3</sup>	0,43	0,65	0,89
Misch-I-Gaskosten	Pfg/Nm <sup>3</sup>	0,53	0,8	1,2

Projektunterlagen Synthesewerk Falkenau.

Vergleich zwischen Restgasspaltung und Restgasverfeuerung.

Kohlenmenge: t/Jahr 1,200 000

a.) Restgasspaltung Restgasverfeuerung  
 Kohlenmenge/Krafterzeugung 350 000 Jato (Restgas)

Technische Unterlagen:

Kohlezusammensetzung:

Rohkohle

	Mischung	
	28,6 : 71,4	20 : 80 %
Teer	11,7	10,9 %
Koks	37,0	37,3
Wasser	39,1	39,7
Asche	6,3	6,7
Schmelzwasser	5,9	5,4
Reinkohle	54,6	53,6
H <sub>0</sub>	4160	4100

Getr. Kohle

Teer	15,3	14,5 %
Koks	48,6	49,5
Wasser	20,0	20,0
Asche	8,3	8,8
Schmelzwasser	7,8	7,2
Reinkohle	71,7	71,2
Heizwert H <sub>0</sub>	5480	5430

- 2 -

## Gaszusammensetzung:

Druckvergasungsgas:	für Spaltung	für Restgasverb.
CO <sub>2</sub>	1,0	1,0 %
CnHm	1,2	1,2
CO	33,0	27,0
H <sub>2</sub>	47,0	53,0
CH <sub>4</sub>	16,8	16,8
N <sub>2</sub>	1,0	1,0
Idealgasanteil	80%	80%
Ho	4200 kcal	4200 kcal

## Produktions- und Verbrauchsziffern:

Synthesegassausbeute:	Nm <sup>3</sup> /t	820	825
Trockenkohlemenge	t/Jahr	640 000	906 000
Synthesegasmenge	Nm <sup>3</sup> /h	61 000	87 000

## a.) Berücksichtigung der Spaltung.

Mischgaszusammensetzung:		
CO <sub>2</sub>	3,8 %	
CnHm	1,3	
CO	27,2	
H <sub>2</sub>	54,0	81,2 % I-Gas
CH <sub>4</sub>	12,2	
N <sub>2</sub>	1,5	

## Restgaszusammensetzung:

(ca 90% (CO+H<sub>2</sub>)-160 g Ausbeute einschl. Gasol u. Verlust)

CO <sub>2</sub>	13,3 %
CnHm	4,4
CO	11,6
H <sub>2</sub>	4,0
CH <sub>4</sub>	52,0
N <sub>2</sub>	5,1

- 3 -

Restgasmenge = 29,4 % der Synthesegasmenge = 18 000 Nm<sup>3</sup>/h  
 davon werden verwendet: 12% für Heizzwecke = 2 200 "  
                                   30% für Spaltofen-  
   heizung = 5 400 "  
                                   verbleiben zur Spaltung = 10 400 Nm<sup>3</sup>/h

Spaltgaszusammensetzung:

CO <sub>2</sub>	11,2 %
CnHm	0,5
CO	17,2
H <sub>2</sub>	67,8
CH <sub>4</sub>	1,4
N <sub>2</sub>	1,9

Spaltgasmenge 277% der zu spaltenden Restgasmenge = 29 000 Nm<sup>3</sup>/  
 wird gemischt mit Druckvergasungsgas = 61 000 "  
 gesamte Synthesegasmenge = 90 000 Nm<sup>3</sup>/

Für Kraft u. Dampferzeugung 360 000 Jato Rohkohle = 41 800 kg/h  
 bei H<sub>u</sub> = 4000 = 167 · 10<sup>6</sup> kcal/h

b.) mit Restgasverbrennung.

Restgaszusammensetzung  
 (90% (CO+H<sub>2</sub>) 160 g einschl. Gasol u. Verlust)

CO <sub>2</sub>	3,7 %	H <sub>u</sub> = 6700
CnHm	3,7	
CO	11,5	
H <sub>2</sub>	12,1	
CH <sub>4</sub>	63,2	
N <sub>2</sub>	4,8	

- 4 -

Restgasmenge = 31,1 % v. 87 000 Nm <sup>3</sup> =	27 000 Nm <sup>3</sup> /h
für Heizzwecke der Synthese	2 200 "
für Dampf u. Kräfteerzeugung	<u>24 800 Nm<sup>3</sup>/h</u>
	= 165 · 10 <sup>6</sup> kcal/h

## Anfallende Produkte:

	a) Restgas- spaltung	b) Restgas- verbrennung
Aus Synthese (130 g/Nm <sup>3</sup> I-Gas Fischergr.)		
a) 90000 · 0,812 · 130 · 8600	Jato 81 600	77 800
b) 87000 · 0,80 · 130 · 8600		
Aus Druckvergasung: Teer + Oel		
a) 640000 · 15,3 · 0,64	62 700	84 000
b) 906000 · 14,5 · 0,64		
Gasbenzin		
a) 640000 · 15,3 · 0,16	15 700	21 000
b) 906000 · 14,5 · 0,16		
Gesamtprodukte :	Jato 160 000	182 800 Jato

## Einnahmen aus den Produkten:

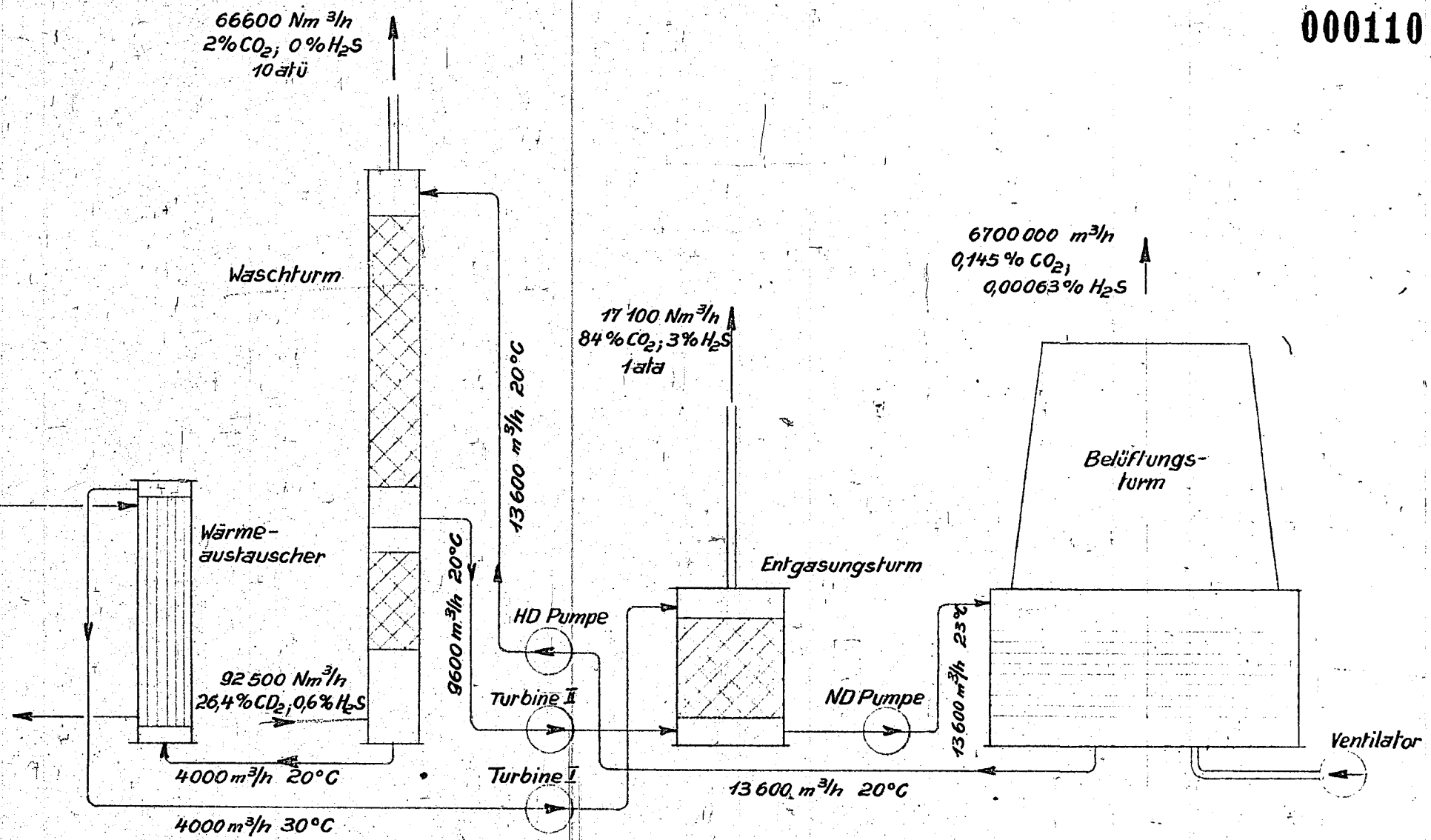
81600 · 220,-	RM 17,900 000,-	77800 · 220,-	17,100 000
62700 · 70,-	" 4,400 000,-	84000 · 70,-	5,900 000
15700 · 200,-	" 3,100 000,-	21000 · 200,-	4,200 000
	<u>RM 25,400 000,-</u>		<u>RM 27,200 000</u>

12/9/39. Do/Wa.

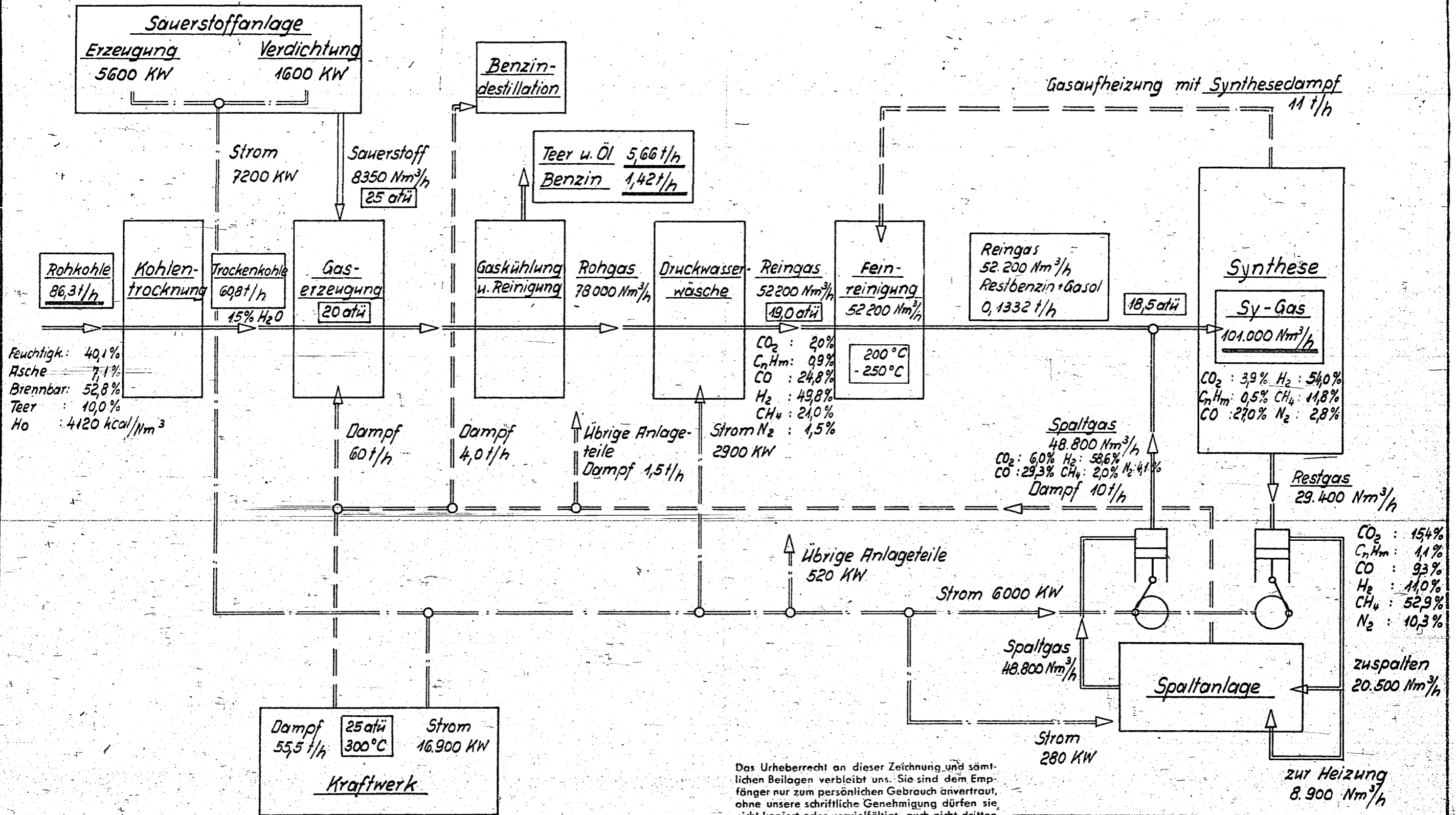




000110



	Datum	Name	<b>SGA 1350</b>	<b>LURGI</b> Gesellschaft für Wärmetechnik m. b. H. Frankfurt a. Main
Gezeichnet	14.2.39	Felbig		
Geprüft				
Normgepr.				
Maßstab:	Zweistufige Druckwasserwäsche zur Auswaschung von CO <sub>2</sub> und H <sub>2</sub> S aus 92500 Nm <sup>3</sup> Sy-Rohgas/h bei 10 atü			<b>200324</b>
				Ersatz für:
				Ersetzt durch:

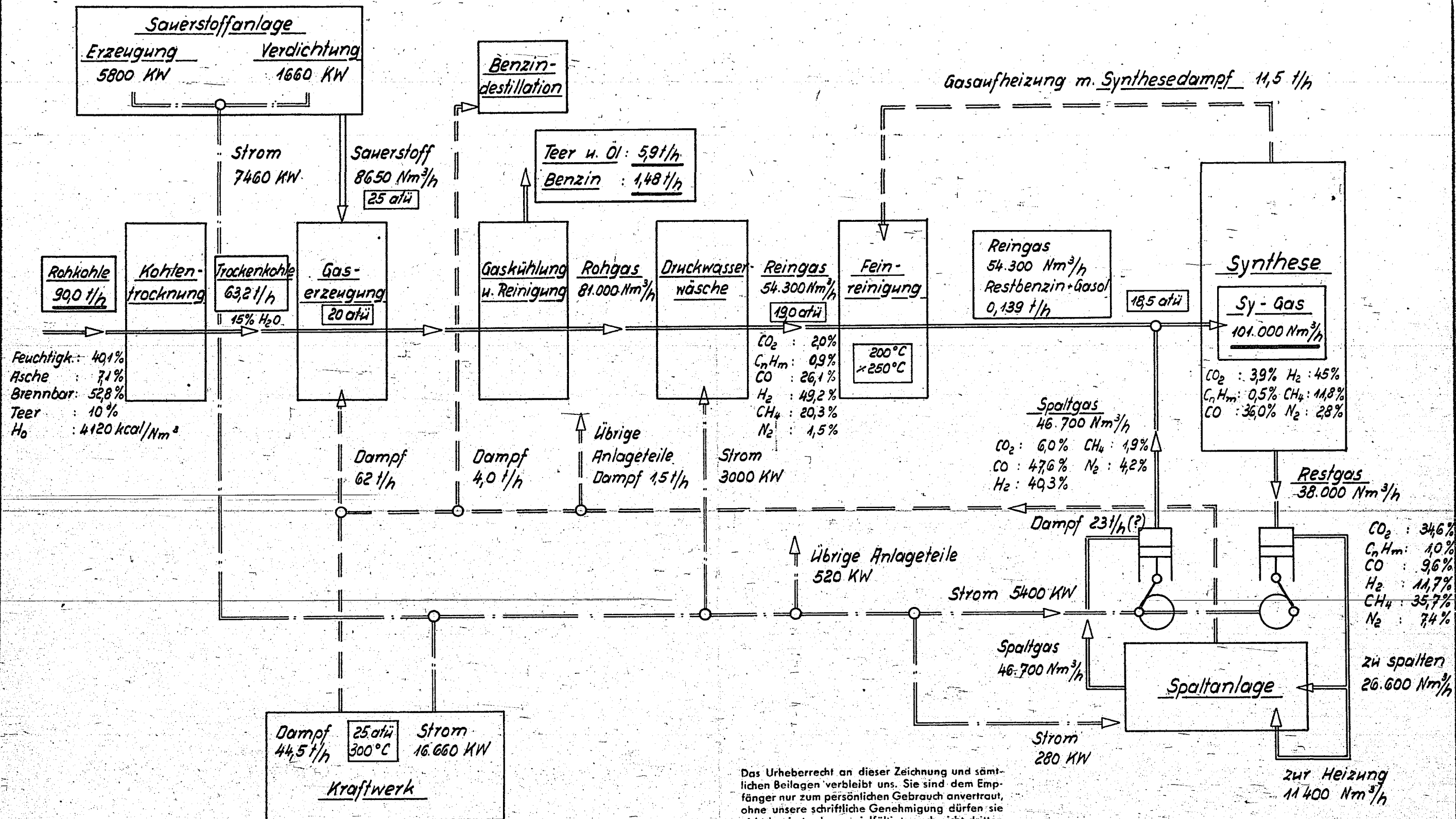


Feuchtigkeit: 40,1%  
Asche: 7,1%  
Brennbar: 52,8%  
Teer: 10,0%  
Ho: 4120 kcal/Nm<sup>3</sup>

Das Urheberrecht an dieser Zeichnung und sämtlichen Beilagen verbleibt uns. Sie sind dem Empfänger nur zum persönlichen Gebrauch anvertraut, 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 der Nichtbestellung sofort zurückzugeben.

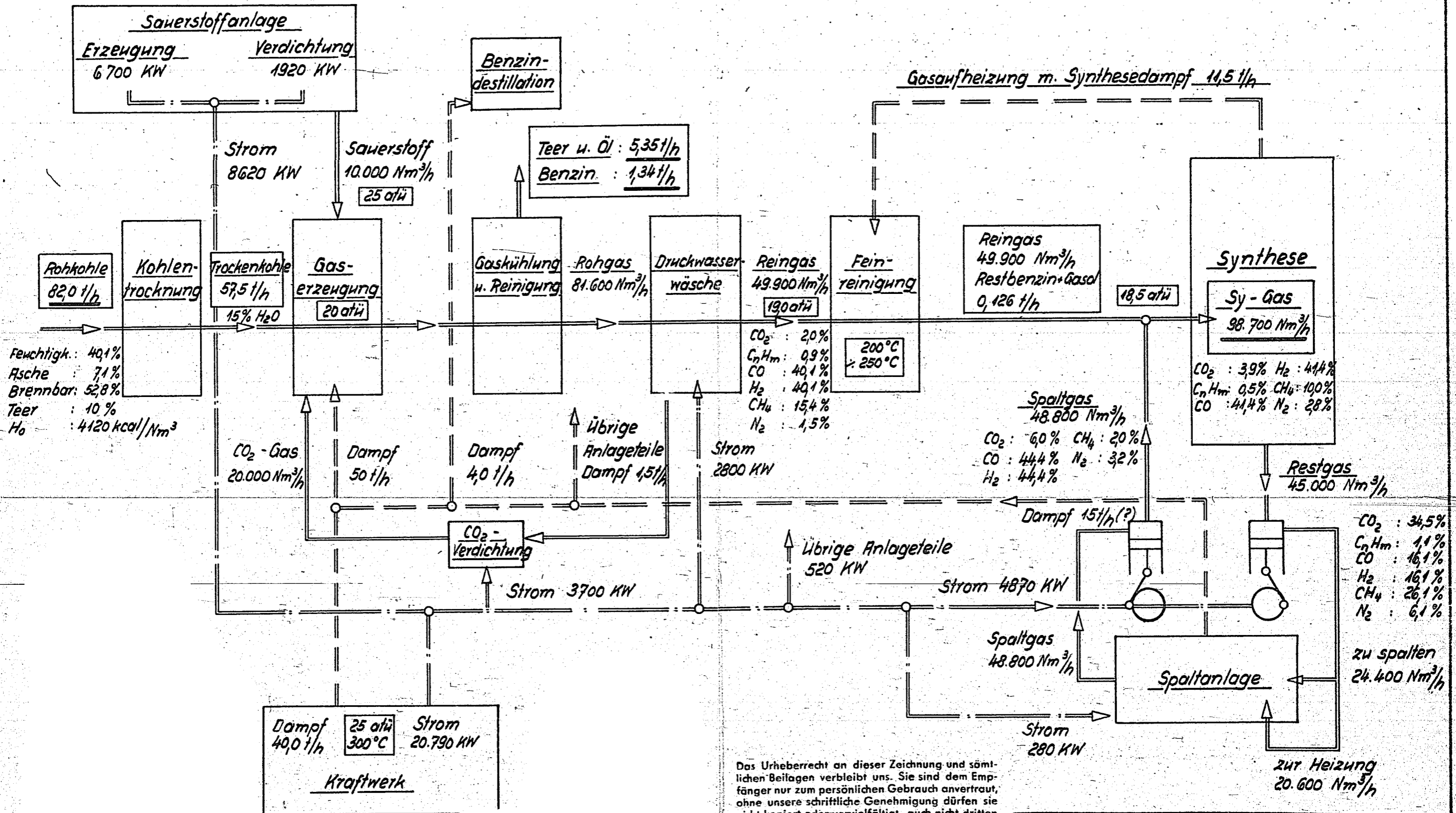
Lurgi Gesellschaft für Wärmetechnik m.b.H.  
Frankfurt am Main

Datum		Name		LURGI Gesellschaft für Wärmetechnik m. b. H. Frankfurt a. Main	
Gezeichnet		18.7.40			
Geprüft		Kupper			
Normgepr.					
Maßstab:				Flussbild zur Gaserzeugung	
				H <sub>2</sub> : CO = 2,0	
				Ersatz für:	
				Ersetzt durch:	
				200 545	



Das Urheberrecht an dieser Zeichnung und sämtlichen Beilagen verbleibt uns. Sie sind dem Empfänger nur zum persönlichen Gebrauch anvertraut, 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 der Nichtbestellung sofort zurückzugeben.  
Lurgi Gesellschaft für Wärmetechnik m.b.H.  
Frankfurt am Main

Gezeichnet		Datum		Name		LURGI Gesellschaft für Wärmetechnik m. b. H. Frankfurt a. Main	
Geprüft		23.1.40		Küpper			
Normgepr.						Flussbild zur Gaserzeugung H <sub>2</sub> :CO = 1,25	
Maßstab							
						200 545 a	
						Ersatz für:	
						Ersetzt durch:	

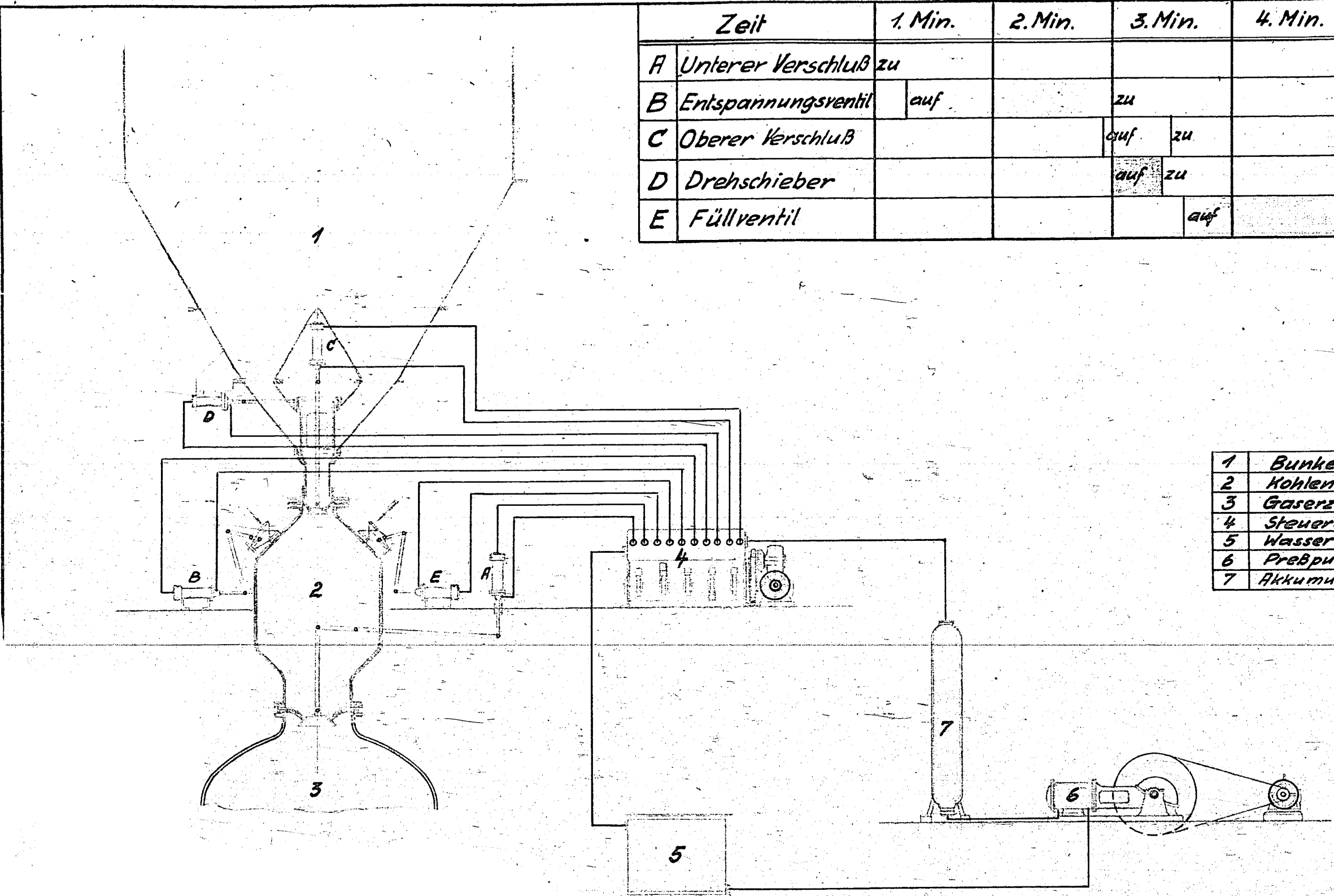


Das Urheberrecht an dieser Zeichnung und sämtlichen Beilagen verbleibt uns. Sie sind dem Empfänger nur zum persönlichen Gebrauch anvertraut, ohne unsere schriftliche Genehmigung dürfen sie nicht kopiert oder vervielfältigt, auch nicht dritten Personen, insbesondere Wettbewerbern, mitgeteilt oder zugänglich gemacht werden. Widerrechtliche Benutzung durch den Empfänger oder Dritte hat zivil- und strafrechtliche Folgen. Die Zeichnungen und sämtliche Beilagen sind uns im Falle der Nichtbestellung sofort zurückzugeben.

Lurgi Gesellschaft für Wärmotechnik m.b.H. Frankfurt am Main

Gezeichnet	Datum	Name	<b>LURGI</b> Gesellschaft für Wärmotechnik m. b. H. Frankfurt a. Main
Geprüft	6.2.40	Küpfel	
Normgepr.			
Maßstab			
Flussbild zur Gaserzeugung			200 545 b
H <sub>2</sub> : CO = 1,0			Ersatz für: Ersetzt durch:

Zeit	1. Min.	2. Min.	3. Min.	4. Min.	5. Min.	6. Min.
A Unterer Verschluss zu						auf → 15 Min.
B Entspannungsventil auf			zu			
C Oberer Verschluss			auf zu			
D Drehschieber			auf zu			
E Füllventil				auf		zu



1	Bunker
2	Kohlenschleuse
3	Gaszeuger
4	Steuerapparat
5	Wasserbehälter
6	Preßpumpe
7	Akkumulator

Das Urheberrecht an dieser Zeichnung und sämtlichen Beilagen verbleibt uns. Sie sind dem Empfänger nur zum persönlichen Gebrauch anvertraut, 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 der Nichtbestellung sofort zurückzugeben.

Lurgi Gesellschaft für Wärmetechnik m. b. H.  
Frankfurt am Main

Gezeichnet	Datum	Name	<b>LURGI</b> Gesellschaft für Wärmetechnik m. b. H. Frankfurt a. Main
Geprüft	16.12.	V.	
Normgepr.			
Maßstab:	Schema einer automatischen		200506
	Gaszeugerbeschickung		Ersatz für:
			Ersetzt durch: