

Ammoniak- und Kohlenwasserstoffsynthesegas
aus Ferngas.

I n h a l t :

Seite:

1) Übersicht	1
2) Fall 1: Ammoniaksynthesegas aus Ferngas Getrennte Rekuperatoren für CH_4 - und CO-Konvertierung	2 - 4
3) Fall 2: Ammoniaksynthesegas aus Ferngas Gemeinsamer Rekuperator für CH_4 - und CO-Konvertierung	5 - 6
4) Fall 3: Kohlenwasserstoffsynthesegas aus Ferngas, Sauerstoff-Verfahren	7 - 9
5) Fall 4: Kohlenwasserstoffsynthesegas aus Ferngas, Röhren-Verfahren	10 - 14
6) Zusätzliche Gewinnung von CO zur Einstellung des geforderten Verhältnisses $CO_2 : H_2$	15 - 17
7) Linde-Verfahren zur Konvertierung von Ferngas	18

1) Übersicht.

Es wurde eine Vergleichskalkulation durchgeführt für verschiedene Fälle der Gewinnung von Ammoniak- und Kohlenwasserstoffsynthesegas aus Ferngas. Die Kostenschätzungen wurden vom Konstruktionsbüro Lu und zwar der Niederdruckteil vom Büro Lampa, der Hochdruckteil vom Büro Futterer durchgeführt und sind den jeweiligen Berechnungen als Anlage beigelegt. Eine Übersicht über die 4 diskutierten Fälle und die Anlage- und Gestehkosten geben Tabelle 1 und Tabelle 2. Das Resultat sei kurz vorweggenommen.

Fall 1 ist in der Anlage des Niederdruckes etwas umständlicher, aber in den Betriebskosten merkbar billiger. Entscheidend ist die Frage, wie hoch man Ferngas vorheizen kann. Die Frage wird zur Zeit experimentell geprüft. Es besteht ferner die Möglichkeit, Anlage 2 zu erstellen, derart, dass man jederzeit zu Anlage 1 ausbauen kann. Gesonderte Anlagekosten für Sauerstoff sind zunächst nicht in Rechnung gestellt.

Im Vergleich von Fall 3 und 4 zeigt sich, dass die Niederdruckgestehkosten merklich verschieden sind, vor allem aber kostet das Röhrenverfahren um die Hälfte mehr als das Sauerstoffverfahren in der Anlage. Gleichzeitig verteuert sich durch den hohen CO_2 -Gehalt die Hochdruckstufe entscheidend, sowohl durch die zusätzliche Belastung der Kompressoren, als auch durch die Druckwasserwäsche selber. Dabei ist zu beachten, dass etwa $\frac{1}{3}$ der durch die Druckwasserwäsche entstehenden Kosten durch Gasverluste bedingt sind, eine Tatsache, die es nahelegt, die bei der Druckwasserwäsche anfallende Kohlensäure irgendwo dem Produktionsgang wieder zuzuführen.

Tabella 1.

Übersicht.

Erzeugte Mengen Nm ³ /h H ₂ bzw. CO + H ₂ ohne Berücksichtigung von Inerten und von Gasverlusten	Fall 1	Fall 2	Fall 3	Fall 4
	H ₂ + N ₂	H ₂ + N ₂	CO + H ₂	CO + H ₂
				8088
Bedarf an Ferngas Nm ³ /h	8750	8750	26800	26800
Bedarf an Sauerstoff Nm ³ /h	5800	6180	17400	20800
Anlagekosten für Niederdruckteil inklusive Schwefelreinigung	618	960	3344	-
Betriebskosten Niederdruck/Nm ³ H ₂ bzw. CO + H ₂	632000 ²⁾	540000 ²⁾	2535000 ³⁾	3128000
Amortisation und Zinsen	1,72 ⁴⁾	1,84 ⁴⁾	1,705 ³⁾	1,94
Gasverluste 2,5 %	0,12	0,11	0,145 ³⁾	0,20
Gestehkosten /Nm ³ H ₂ bzw. CO + H ₂ drucklos	0,84	0,04	0,04	0,04
Hochdruckanlagekosten	1,88	1,99	1,89	2,18
Hochdruckverarbeitungskosten	1) 2650000	2650000	2500000	3850000
Anlagekosten insgesamt	1) 2,597	2,597	0,893	1,373
Gestehkosten /Nm ³ H ₂ 325 atü inklusive N ₂ -Kompression	3282000	3190000	5035000	6978000
Gestehkosten /Nm ³ CO + H ₂ 325 atü	4,477	4,587		
			2,783	3,553

1) Spezifizierung siehe Tabelle 2

2) ohne Linde-Frä nkl-anlage

3) mit " " " "

4) Linde-Frä nkl in den Betriebskosten mit 2,2 Pfg./Nm³ O₂ enthalten.

Tabelle 2.

Anlage- und Verarbeitungskosten für Kompression,
CO₂- und CO-Wäsche.

		Fall 1 + 2 1)	Fall 3 2)	Fall 4 3)
Kompression	Anlagekosten	1 250 000	2 500 000	2 750 000
	Betriebskosten	1,087	0,716	0,790
	Amortisation + Zinsen	0,219	0,143	0,158
	Gasverluste 0,5 %	0,015	0,014	0,015
	Gesamtkosten	1,321	0,893	0,965
CO ₂ -Wäsche	Anlagekosten	550 000	-	1 100 000
	Betriebskosten	0,357	-	0,219
	Amortisation + Zinsen	0,097	-	0,053
	Gasverluste 4) 4%	0,18	-	0,123
	Gesamtkosten	0,634	-	0,410
CO-Wäsche + CO ₂ - Feinreinigung	Anlagekosten	850 000	-	-
	Betriebskosten	0,366	-	-
	Amortisation + Zinsen	0,149	-	-
	Gasverluste 4) 3%	0,127	-	-
	Gesamtkosten	0,642	-	-
Hochdruckanlagekosten	Sa.	2 650 000	2 500 000	3 850 000
Hochdruckverarbeitungskosten	Sa.	2,597	0,895	1,373

1) 8700 Nm³ H₂ + 2900 Nm³ N₂ bei 325 atü, Kompression + Wäschekosten pro 1 Nm³ H₂ (inclusive der angehörigen H₂-Kompression).

2) 26800 Nm³ CO+H₂ + 2500 Nm³ Inerte. Hochdruckverarbeitungskosten pro 1 Nm³ CO + H₂.

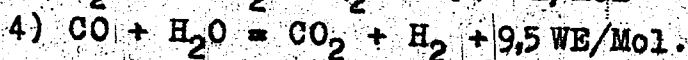
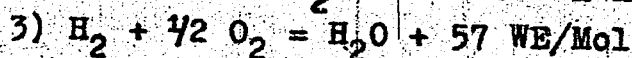
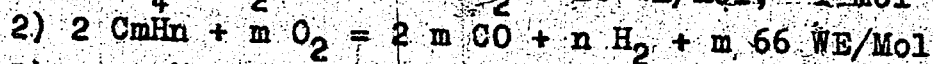
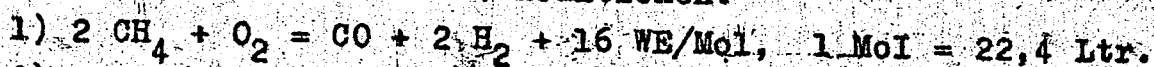
3) 26800 Nm³ CO + H₂ + 2560 Nm³ Inerte. Hochdruckverarbeitungskosten pro 1 Nm³ CO + H₂.

4) Nur solche Gasverluste sind berücksichtigt, die abgedruckt worden sind.

2) Fall 1: Ammoniaksynthesegas aus Ferngas.

1. System ohne Reserve. Siehe Fließschema Fall 1 und Analysenschema Fall 1.

Ferngas und Luft werden in Verdunstern befeuchtet und in Austauschern auf 600° vorgewärmt. Diese Vorwärmung von Ferngas ist wahrscheinlich möglich, die Grenztemperatur, die ohne Koksabsatz in den Rekuperatoren zu erzielen ist, muss jedoch noch experimentell untersucht werden. Zur Deckung der Reaktionswärme wird in den Kontaktofen ein Gemisch von Luft + O_2 eingebracht. Um bei dem Gehalt von 120 mg org. S im Ferngas dauernd einen quantitativen Umsatz der Kohlenwasserstoffe zu gewährleisten, muss am Ofenausgang eine Temperatur von 1100° herrschen. Für die Wärmebilanz des Ofens massgebend sind die 4 Reaktionen:



Der Gleichung 2 liegt die entsprechende Wärmetönung bei der C_2H_4 -Zersetzung zu Grunde, die für die anderen höheren Kohlenwasserstoffe verallgemeinert wurde.

Die für die Umsetzung erforderlichen Mengen an Luft und Sauerstoff sind aus dem Analysenschema Fall 1 zu ersehen. Der Umfang der Wassergasreaktion (4) wurde auf Grund des Wassergasgleichgewichtes bei 1100° berechnet.

Durch die einzelnen Umsetzungen werden folgende Wärmemengen im CH_4 -Konverter frei:

$$1) \frac{5800 \cdot 0,127 \cdot 16 \cdot 10^3}{22,4} = 529 \text{ 000 WE}$$

$$2) \frac{5800 \cdot 0,0467 \cdot 66 \cdot 10^3}{22,4} = 800 \text{ 000 WE}$$

$$3) \frac{5800 \cdot 0,0375 \cdot 114 \cdot 10^3}{22,4} = 1 \text{ 110 000 WE}$$

$$4) \frac{9500 \cdot 0,02 \cdot 95 \cdot 10^3}{22,4} = 81 \text{ 000 WE}$$

$$\underline{\underline{2 \text{ 520 000 WE}}}$$

Diese Wärme muss ausreichen, um das aus dem CH_4 -Konverter austretende Gas-Dampf-Gemisch von $12\ 000\ \text{Nm}^3$ Gas + $2,03\ \text{t}$ Dampf von 600° auf 1100° aufzuwärmen.

$$\begin{array}{rcl} \text{Spezifische Wärmef} & 12\ 000 \cdot 0,33 & = & 3\ 960\ \text{WE}/^\circ \\ & 2\ 030 \cdot 0,53 & = & 1\ 079\ \text{"} \\ & & & \hline & & & 5\ 039\ \text{WE}/^\circ \end{array}$$

Die Erwärmung beträgt somit

$$\frac{2\ 520\ 000}{5\ 039} = \frac{500^\circ\ \text{C}}$$

Die 1100° heißen Gase dürfen nicht unmittelbar in den Austauscher zur Vorwärmung des ankommenden Gases geleitet werden, da sie die Austauschflächen so stark aufwärmen würden, dass sich an diesen Flächen auf der Seite des ankommenden Gases Koks abscheiden würde. Es ist daher zunächst eine Vorkühlung auf 750° erforderlich, die in einem Abhitzekegel vorgenommen wird.

Abgegebene Wärmemenge

$$350^\circ \cdot 5039\ \text{WE}/^\circ = 1\ 763\ 000\ \text{WE}$$

Damit wird eine Dampfmenge von

$$\frac{1\ 763\ 000}{750\ 000} = 2,35\ \text{t Hochdruckdampf erzeugt.}$$

Das Gas kühlt sich nunmehr im Austauscher auf 220° ab. (Da ankommendes und abgehendes Gas die gleiche Masse haben, bleibt auch die Temperaturdifferenz zwischen Eingang und Ausgang nahezu konstant.) Das 220° heiße Gas wird nunmehr durch eine Einspritzkühlung bis auf den Taupunkt von $\sim 65^\circ$ abgekühlt. Dabei wird an Wärme frei:

$$\begin{array}{rcl} 12\ 200 \cdot 0,31 & = & 3\ 790\ \text{WE}/^\circ \\ 2\ 030 \cdot 0,46 & = & 935\ \text{"} \\ & & \hline & & 4\ 725\ \text{WE}/^\circ \end{array}$$

$$155^\circ \cdot 4725\ \text{WE}/^\circ = 735\ 000\ \text{WE}$$

$$\frac{735\ 000}{600\ 000} = 1,22\ \text{t Dampf werden dabei verdampft.}$$

In diesem Gas von 65° beträgt danach der Dampfgehalt

$$2,03 + 1,22 = 325\ \text{t} = \frac{325}{12\ 200} = 266\ \text{g}/\text{Nm}^3$$

Um auf den für die Konvertierung erforderlichen Dampfgehalt zu kommen, werden noch 1,58 t zugegeben, sodass der Gesamtdampfgehalt 4,83 t = 400 g/Nm³ beträgt. Der Dampfgehalt ist im Vergleich zum Dampfgehalt beim Kontaktverfahren von Generatorgas so gering, weil auch die CO-Mengen wesentlich geringer sind.

Das Gas-Dampf-Gemisch wird weiterhin wie üblich im AUSTAUSCHER aufgewärmt, im KONTAKTÖFEN unter Zugabe von 0,6 t Kondenswasser umgesetzt. Das den AUSTAUSCHER verlassende Gas gibt seine Restwärme in KÜHLERN ab, die ihrerseits das heiße Wasser für die VERDUNSTER zur Befeuchtung der Gase vor Eingang in den CH₄-KONVERTER liefern.

Eine Schwefelreinigung erübrigt sich bei diesem Arbeitsgang völlig. Die 150 mg org. S werden im CH₄- und CO-KONVERTER nahezu vollständig in anorganischen S umgesetzt und in der nachfolgenden Druckwasserwäsche herausgenommen. Die Belastung des BRAUNOXIDKONTAKTES und der Druckwasserwäsche mit S ist dabei die gleiche, wie bei den augenblicklichen Oppauer Betriebsverhältnissen, sodass kein Anlass zu Befürchtungen für die Haltbarkeit des BRAUNOXIDKONTAKTES besteht.

Der übrige Arbeitsgang der Kompression ist der übliche. Die Hochdruckkosten sind etwas niedriger als bei Verwendung von Generatorwassergas, da der CO₂-Gehalt klein ist.

Die gesamte Anlage ist ohne Reserve ausgelegt, sodass bei Einzelaufstellung mit etwa 320 Arbeitstagen gerechnet werden kann, bei Erweiterung von bestehenden Anlagen mit etwa 360 Arbeitstagen.

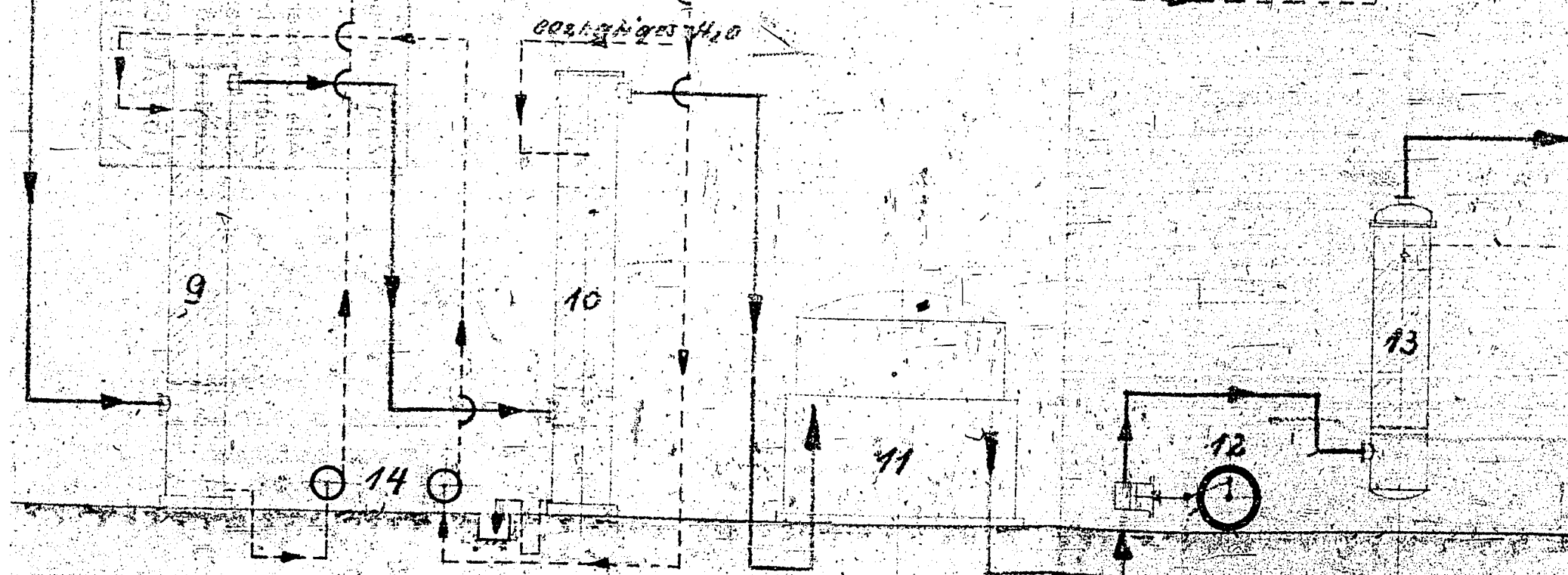
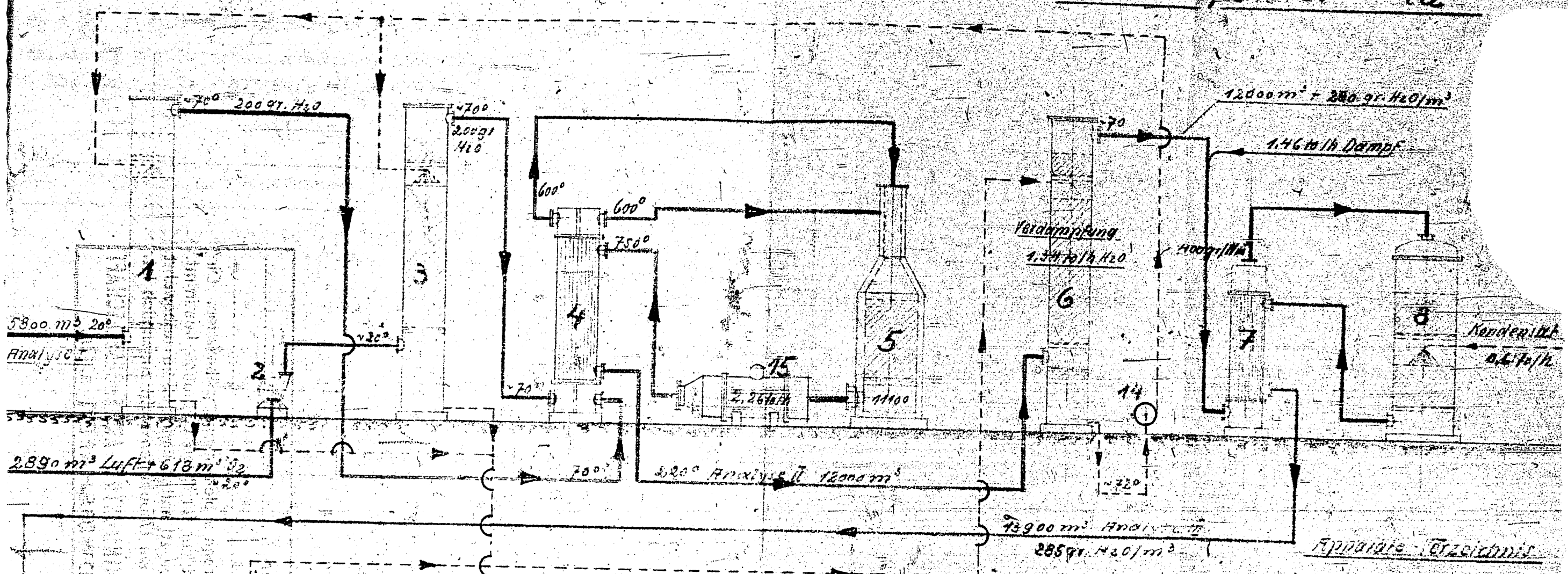
- Anlagen:
- 1) Analysenschema Fall 1,
 - 2) Fließschema Fall 1,
 - 3) Kostenschätzung Büro Lampe,
 - 4) " " " Futterer.

Doppelter Austausch	Bingang	CH ₄ -Konverter	CO-Konverter																																																																																																													
Reaktionsgleichungen	Analyse 1	CH ₄ -Konvertierung 1) CH ₄ + 1/2 O ₂ = CO + 2 H ₂ + 8 WE 2) CmHn + n/2 O ₂ = m CO + n/2 H ₂ + n33 WE	CO-Konvertierung 1) CO + H ₂ O = CO ₂ + H ₂																																																																																																													
		Heizung durch innere Verbrennung 3) 2 H ₂ + O ₂ = 2H ₂ O + 114 WE	Wassergasreakt. 4) CO + H ₂ O = CO ₂ + H ₂ + 95 WE																																																																																																													
			N ₂ -Zugabe Analyse 2																																																																																																													
			CO-Konvertierung Analyse 3																																																																																																													
Analysen	<table border="1"> <tr> <td></td> <td>g</td> <td>%</td> </tr> <tr> <td>CO₂</td> <td>2,9</td> <td>0,85</td> </tr> <tr> <td>O₂</td> <td>0,25</td> <td>0,15</td> </tr> <tr> <td>CO</td> <td>6,4</td> <td>2,65</td> </tr> <tr> <td>H₂</td> <td>51,35</td> <td>0,45</td> </tr> <tr> <td>N₂</td> <td>9,35</td> <td>0,05</td> </tr> <tr> <td>CH₄</td> <td>25,5</td> <td>0,05</td> </tr> <tr> <td></td> <td></td> <td>0,05</td> </tr> </table>		g	%	CO ₂	2,9	0,85	O ₂	0,25	0,15	CO	6,4	2,65	H ₂	51,35	0,45	N ₂	9,35	0,05	CH ₄	25,5	0,05			0,05	<table border="1"> <tr> <td>+ O₂</td> <td>Teile</td> </tr> <tr> <td>Teile</td> <td>CO₂ 2,9</td> </tr> <tr> <td></td> <td>12,75 (L) O₂</td> </tr> <tr> <td></td> <td>4,67 (2.) CO</td> </tr> <tr> <td></td> <td>17,42 H₂</td> </tr> <tr> <td></td> <td>115,8 H₂</td> </tr> <tr> <td></td> <td>9,35 N₂</td> </tr> <tr> <td></td> <td>0,5 CH₄</td> </tr> <tr> <td></td> <td>170,2</td> </tr> </table>	+ O ₂	Teile	Teile	CO ₂ 2,9		12,75 (L) O ₂		4,67 (2.) CO		17,42 H ₂		115,8 H ₂		9,35 N ₂		0,5 CH ₄		170,2	<table border="1"> <tr> <td>Teile</td> <td>g</td> </tr> <tr> <td>+ O₂</td> <td>2,9 1,8</td> </tr> <tr> <td>Teile</td> <td></td> </tr> <tr> <td></td> <td>3,75 41,4 25,3</td> </tr> <tr> <td></td> <td>108,3 66,5</td> </tr> <tr> <td></td> <td>9,35 5,72</td> </tr> <tr> <td></td> <td>0,5 0,3</td> </tr> <tr> <td></td> <td>163,5 100</td> </tr> </table>	Teile	g	+ O ₂	2,9 1,8	Teile			3,75 41,4 25,3		108,3 66,5		9,35 5,72		0,5 0,3		163,5 100	<table border="1"> <tr> <td>Teile</td> <td></td> </tr> <tr> <td>+ H₂O</td> <td>3,8</td> </tr> <tr> <td>Teile</td> <td></td> </tr> <tr> <td></td> <td>2 23,3</td> </tr> <tr> <td></td> <td>68,5</td> </tr> <tr> <td></td> <td>5,72</td> </tr> <tr> <td></td> <td>0,3</td> </tr> <tr> <td></td> <td>102</td> </tr> </table>	Teile		+ H ₂ O	3,8	Teile			2 23,3		68,5		5,72		0,3		102	<table border="1"> <tr> <td>Teile</td> <td>g</td> </tr> <tr> <td>+ N₂</td> <td>3,8 3</td> </tr> <tr> <td>Teile</td> <td></td> </tr> <tr> <td></td> <td>24 23,9 19</td> </tr> <tr> <td></td> <td>68,5 54,5</td> </tr> <tr> <td></td> <td>29,7 23,6</td> </tr> <tr> <td></td> <td>0,3 0,24</td> </tr> <tr> <td></td> <td>126 100</td> </tr> </table>	Teile	g	+ N ₂	3,8 3	Teile			24 23,9 19		68,5 54,5		29,7 23,6		0,3 0,24		126 100	<table border="1"> <tr> <td>Teile</td> <td>g</td> </tr> <tr> <td>+ H₂O</td> <td>18 15,5</td> </tr> <tr> <td>Teile</td> <td></td> </tr> <tr> <td></td> <td>3 2,6</td> </tr> <tr> <td></td> <td>70,5 60,8</td> </tr> <tr> <td></td> <td>23,6 20,3</td> </tr> <tr> <td></td> <td>0,24 0,2</td> </tr> <tr> <td></td> <td>116 100</td> </tr> </table>	Teile	g	+ H ₂ O	18 15,5	Teile			3 2,6		70,5 60,8		23,6 20,3		0,24 0,2		116 100
	g	%																																																																																																														
CO ₂	2,9	0,85																																																																																																														
O ₂	0,25	0,15																																																																																																														
CO	6,4	2,65																																																																																																														
H ₂	51,35	0,45																																																																																																														
N ₂	9,35	0,05																																																																																																														
CH ₄	25,5	0,05																																																																																																														
		0,05																																																																																																														
+ O ₂	Teile																																																																																																															
Teile	CO ₂ 2,9																																																																																																															
	12,75 (L) O ₂																																																																																																															
	4,67 (2.) CO																																																																																																															
	17,42 H ₂																																																																																																															
	115,8 H ₂																																																																																																															
	9,35 N ₂																																																																																																															
	0,5 CH ₄																																																																																																															
	170,2																																																																																																															
Teile	g																																																																																																															
+ O ₂	2,9 1,8																																																																																																															
Teile																																																																																																																
	3,75 41,4 25,3																																																																																																															
	108,3 66,5																																																																																																															
	9,35 5,72																																																																																																															
	0,5 0,3																																																																																																															
	163,5 100																																																																																																															
Teile																																																																																																																
+ H ₂ O	3,8																																																																																																															
Teile																																																																																																																
	2 23,3																																																																																																															
	68,5																																																																																																															
	5,72																																																																																																															
	0,3																																																																																																															
	102																																																																																																															
Teile	g																																																																																																															
+ N ₂	3,8 3																																																																																																															
Teile																																																																																																																
	24 23,9 19																																																																																																															
	68,5 54,5																																																																																																															
	29,7 23,6																																																																																																															
	0,3 0,24																																																																																																															
	126 100																																																																																																															
Teile	g																																																																																																															
+ H ₂ O	18 15,5																																																																																																															
Teile																																																																																																																
	3 2,6																																																																																																															
	70,5 60,8																																																																																																															
	23,6 20,3																																																																																																															
	0,24 0,2																																																																																																															
	116 100																																																																																																															
Gesamtgasmengen Nm ³ /h	5800 Nm ³ /h	+ 1010 Nm ³ O ₂	+ 218 Nm ³ O ₂ - 9500 Nm ³	+ 2280 Nm ³ N ₂ - 12000 Nm ³	13900 Nm ³																																																																																																											
Mengen CO + H ₂			8750 Nm ³		8750 Nm ³																																																																																																											
Freiwerdende Wärme		+ 1 329 000 WE	+ 1 110 000 WE	+ 82 000 WE	- 2 511 000 WE + 817 000 WE																																																																																																											
Dampfzugabe	1,85 t Befeuchtung		+ 0,175 t (Reakt. 3)		+ 1,22 t Einspritzkühlung + 1,58 t Wasserdampf + 0,5 t Einspritzkühlung + 1,49 t Reakt. 4																																																																																																											
Gesamtampfmenge	1,85 t		2,03 t		4,83 t																																																																																																											
g/Nm ³	200 g/Nm ³				100 g/Nm ³																																																																																																											
					205 g/Nm ³																																																																																																											

Fall I mit zweifachem Austauschsystem

$m^3 = \text{Gasmenge} = \frac{Nm^3/h}{\text{Grad} = \text{Temperatur} = ^\circ \text{ed}}$

8094



Pos.	Nr.	Gegenstand
1	1	Verdunstler 15000
2	2	Gebläse je 4900 m ³ /h
3	1	Verdunstler
4	2	Wärme-Austauscher
5	1	Verbrennungsofen 35000
6	1	Verdunstler 24000
7	2	Wärme-Austauscher
8	2	Kondensatoren je 50000
9	1	Kessel für hochdrückendes Wasser 24000
10	1	Dreh. Flupwasser 24000
11	1	Gasbehälter
12	1	Kompressor
13	1	Kessel zur Druckwassererzeugung
14	4	Kreislaufpumpen je 8000
15	1	Abhitzeheizl. für 2.26 t/h Dampf 20000

Fall I

zu den 14. u. 15. über dem

Am. 7. Dezember 1938 /gb

Tab. I nach Schema N 2842 - B.

$N_2 + N$ aus 50 Mill N_2 Ferngas im Jahr bei 360 Betriebstagen.

Anordnung mit Zwischenaustauscher 5800 N_2 /h Ferngas
 + 2890 N_2 /h Luft + 618 N_2 /h O_2 = 8750 N_2 /h $CO + N_2$

1 System.

Pos.	Stück:	Gegenstand:	RM.
1	1	Verdunster 1600 ϕ 25000 hoch m. 5 Lagen Raschigringen 35x35xl je 3 m hoch, Mantel 6 mm stark, Boden u. Deckel 8 mm stark Gewicht 8,5 to a 800.--	6 800.--
		30 N_2 Raschigringen 35x35xl =	3 000.--
		Einfüllen 25.--/m ³	750.--
		Anstrich 2.5 M/m ²	350.--
		Fracht u. Montage 22 %	2 400.--
			<u>13 300.--</u>
2	2	Gebläse Leistung 2890 + 618 + 15% = 4000 N_2 /h, ca. 2000 mm W.S. Gewählt Jaegergebläse Type B Preis 2900.--/Stück	5 800.--
		Fracht u. Montage 20 %	1 000.--
		2 Motoren 32 kW n 750 m. Kraft- leitung und Montage	7 200.--
			<u>14 000.--</u>
3	1	Verdunster wie Pos. 1	13 300.--
			<u>13 300.--</u>
4	2	Wärmeaustauscher, einmal für 5800 N_2 Gas und einmal für 3435 N_2 /h O_2 und Luft Preis für beide W.A.	26 000.--
		Fracht u. Montage ca. 20 %	5 200.--
			<u>31 200.--</u>
5	1	Verbrennungsofen 3400 ϕ , 7000 cyl. Höhe bei 1300 ϕ , Mantel 10 mm, Boden 12 mm Gewicht 12 to a 800.--	9 500.--
		Ausmauerung	7 350.--
		Fracht u. Montage ca. 20 %	3 000.--
		Anstrich 2.5 M/m ²	250.--
		22 N_2 Kontakt = 26.5 to a 3000.--	79 500.--
		Einfüllen	600.--
			<u>100 300.--</u>

Pos.	Stück:	Gegenstand:		RM.
6	1	<u>Verdunster</u> 2400 Ø, 25000 hoch mit 5 Lagen Raschigringen 35x35xl je 3 m hoch, Mantel 8 mm, Boden u. Deckel 10 mm Gewicht 12,9 to a 800.-	10 200.-	
		68 m ² Raschigringe 35x35xl	6 800.-	
		Einfüllen 25.-/m ³	1 700.-	
		Anstrich 2.5 M/m ²	500.-	
		Fracht u. Montage ca. 22 %	3 800.-	23 000.-
7	2	<u>Wärmeaustauscher</u> für je 6100 m ³ /h Gas Gewicht je 25 to a 1200.-	60 000.-	
		mit Isoliermantel u. Schlacken- wollefüllung Fracht u. Montage ca. 20 %	12 000.-	
		Anstrich	500.-	72 500.-
8	2	<u>Kontaktöfen</u> je 3000 Ø x ca. 8000 hoch mit je 2 Lagen Kon- takt je 1500 hoch 1 Zwischenlage m. Raschigringen m. Isoliermantel u. Schlacken- wollefüllung Gewicht je 30 to a 800.-	48 000.-	
		Kontaktfüllung je 21 m ² = 42 m ² = 48.5 to a 800.-	39 000.-	
		Einfüllen 25.-/m ³	1 000.-	
		Fracht u. Montage ca. 20 % v. 48000.-	9 600.-	97 000.-
9	1	<u>Kühler</u> für Kreislaufwasser 2400 Ø 12500 hoch mit 3 Lagen Raschigringen 35x35xl je 3 m hoch, Mantel 10 mm, Boden u. Deckel 12 mm, Gewicht 12,8 to a 800.-	10 200.-	
		741 m ² Raschigringen 35x35xl	4 100.-	
		Einfüllen 25.-/m ³	1 000.-	
		Anstrich 2.5 M/m ²	500.-	
		Fracht u. Montage ca. 22% 10200.-	2 000.-	17 800.-
10	1	<u>Kühler</u> für CO ₂ -haltiges Wasser genau wie Pos. 9	17 800.-	17 800.-
14	4	<u>Kreislaufpumpen</u> für je 100 m ³ /h 30 m F.H. -Pr.p.Stck. 850.-	3 400.-	
		Fracht u. Montage ca. 20 %	500.-	
		Motore je 22 kW n = 3000 m. Fracht u. Montage u. elektr. Ausrüstung	5 600.-	9 500.-

Pos.	Stück:	Gegenstand:		RM.
15	1	<u>Abhitzeessel</u> zur Erzeugung von 2,26 to/h Dampf v. 20 atü angenommen 25 kg/m ² = 90 m ² m. Dampfüberhitzer	17 600.--	
		Gewicht ca. 14700 kg a 12.--		
		1 Speiswasserbehälter	500.--	
		Fracht u. Montage ca. 20 %	3 400.--	21 500.--
16	div.	<u>Rohrleitungen</u> m. Montage u. Unterstützung ca. 25% v. 312 700.--	75 000.--	75 000.--
17	div.	<u>Meßinstrumente</u> ca. 5% v. ca. 300 000.--	15 000.--	15 000.--
18		Beleuchtung, Kabel, Uhren, Telefon	10 000.--	10 000.--
				530 600.--
		Unvorhergesehenes ca. 11 %	58 400.--	58 400.--
		Apparate-Konto:		588 000.--
<u>Bankkonto:</u>				
		Ein Gebläse + Pumpenhaus 12 m lg., 6 m br. 5 m hoch m. Hand- laufkran	15 000.--	
		Apparatefundamente, Kanäle für Oppauer Verhältnisse	25 000.--	40 000.--
		Unvorhergesehenes ca. 11 %	5 500.--	4 500.--
		Gesamtkosten =		632 500.--

W. K. K. K.

Altschick

Benennung :	Einheitspreis RM./m ³	Einheitspreis RM./to	Stunden		Kosten RM.
			Menge m ³	Menge to	
I. Rohmaterial :					
a. Ferngas 5800 Nm ³ /h	0.022	-	5800	-	127.5
b. Sauerstoff 618 Nm ³ /h	0.022	-	618	-	13.596
c. Redmud-Kontakt	-	-	-	-	-
d. EnO-Kontakt	-	-	-	-	-
e. Braunnoxyd-Kontakt Laufzeit 5 Jahre	1 Füllg. 49.5 t	800.-	-	0.0011	0.88
f. - - - - - Kontakt " 5 Jahre	1 " 26.6 t	3000.-	-	0.000623	1.869
II. Energie :					
a. Niederdruckdampf	-	2.90	-	1.46	4.24
b. Kondenswasser ölfrei	0.4	-	-	4.271	1.708
c. Flusswasser	0.015	-	100.0	-	1.5
d. Hochspannung	-	-	-	-	-
e. Niederspannung	0.018 kW/h	-	98kW/h	-	1.76
f. Heizgas	-	-	-	-	-
g. Kesselspeisewasser	-	0.20	-	2.26	0.452
III. Löhne u. Gehälter:					
a. Arbeiter pro Schicht incl. Zuschlag	1 h	-	-	1 h	1.00
b. Gehälter 50 % v. Lohn	1/2 Meister	-	-	-	0.5
IV. Reparatur: % v. Anlagekapital.					
	4% v. 632 000.-	25000 : 8640	-	-	2.90
V. Betriebsmaterial u. Labor-Material 12 % v. Lohn					
	-	-	-	-	0.12
VI. Feuerschutz u. Steuern 1,8 % v. Anlagekapital					
	1,8% v. 632000.-	11215 : 8640	-	-	1.2
VII. Amortisation u. Verzinsung:					
MRA 13% v. Anlagekapital	13% v. 632 000.-	82160 : 8640	-	-	9.55
MDA	-	-	-	-	-
		Summe			168.775
VIII. Gutschriften:					
a. Dampf	-	3,5 / t v. 400 ⁰	-	2.26	7.50
					160.875
IX. Erzeugungskosten: 0.0750 Nm³/h = 2.5 % Verlust =					
	532 Nm ³ CO + H ₂ = pro Nm ³	-	-	-	0.0188

12.12.36
A. Schmitt

Teil 1.

Lu., 8. Dezember 1938 / Gb.

NH₃ Synthesegas aus Saargas.

Zur Verfügung stehen 14050 m³/h oder 15340 m³/h, 15^o l ata, eines aus dem sich der Anteil von H₂ zum Anteil von N₂ wie 3:1 verhält. Außerdem sind 15,8% CO₂ und etwa 3% CO in der Gasmenge enthalten.

A = Anfangsgasmenge = 15340 m³/h

Verluste:

Verlust Auswaschung Gaslösung

1.) Verdichtung v. 1,02 ata auf 28 ata, Verbleibende Gasmenge: A = 0,995

0,5%

2.) CO₂ -Auswaschung
Verbleibende Gasmenge: (A = 0,995) 0,81

1,5% 15,0% CO₂ 2,5%

3.) Verdichtung von 25,5 auf 325 ata

Verlust unter 1.) einbegriffen

4.) CO-Auswaschung

$$\frac{3,00 \cdot A \cdot 0,995 \cdot 0,97}{100 \cdot A \cdot 0,995 \cdot 0,81} \cdot 100 = \frac{3,00 \cdot 0,97}{0,81} = 3,6\% \text{ CO}$$

1,5% 3,6% CO 1,5%

0,98% CO₂

$$\frac{0,8 \cdot A \cdot 0,995 \cdot 0,992}{100 \cdot A \cdot 0,995 \cdot 0,81} \cdot 100 = \frac{0,8 \cdot 0,992}{0,81} = 0,98\% \text{ CO}_2$$

Verbleibende Gasmenge: (A = 0,995 · 0,81) = 0,9242

Zur Synthese verbleibt eine Gasmenge

von 15340 · 0,744 = 11400 m³/h

25% N₂ + 75% H₂
bezogen auf 15^o l ata.

oder 2850 m³/h N₂ = 2,49 t ato N

= 59,6 t ato N

= 19100 Jato N

theor. Leistung bei 320 Betriebstagen.

tatsächliche Leistung bei 95% Ausbente i. d. Synth. = 18 100 Jato N.

I Kompression
=====

Es sind 15340 m³/h, 15°, 1 ata von 1,02 ata auf 28 ata } zu verdichten
und 12360 m³/h, 15°, 1 ata von 25,5 ata auf 325 ata }

es werden 2 Verdichter gewählt, also $\frac{15340}{2} = 7670$ m³/h (1. bis 3. Stufe)
bzw. $\frac{12360}{2} = 6180$ m³/h (4. bis 6. Stufe)

Ansauggasmenge der 1. Stufe bezogen auf den Ansaugzustand
1,02 ata, 30°, wasserdampfgesättigt.

$$7670 \cdot \frac{735}{750 - 32} \cdot \frac{303}{288} = 8250 \text{ m}^3/\text{h}$$

Auslegung der 1. Stufe 8700 m³/h
=====

Verdichtungsleistung je 100 m³/h von 1 auf 28 ata 9,1 KW is
Gesamtleistung 1. bis 3. Stufe 9,1 · 87 = 791 KW is

Wellenleistung $\frac{791}{0,6} = 1320$ KW eff.
=====

Von der 4. Stufe anzusaugende Gasmenge auf den Ansaugzustand bezogen,
30°, 25,5 ata, unter Berücksichtigung der Abweichung vom idealen Gas.

$$6180 \cdot \frac{1,02}{25,5} \cdot \frac{1,015}{288} \cdot \frac{303}{288} = 264 \text{ m}^3/\text{h}$$

Auslegung der 4. Stufe 280 m³/h
=====

Wasserdampfsättigung ist vernachlässigt worden.

Verdichterleistung Hochdruck isotherm, Enddruck 325 ata

$$L_{is} = 0,0627 \cdot \log. \frac{325}{25,5} \cdot 280 \cdot 25,5 = 495 \text{ KW is}$$

Wellenleistung: $\frac{495}{0,6} = 825$ KW eff.

Gesamtleistung: 1320 + 825 = 2145 KW eff.

Motoren mit je 2400 KW gewählt
=====

elektr. Leistung $\frac{2144}{0,92} = 2335$ KW el.

	Gesamtgewicht	Einzelpreis RM.	Gesamtpreis RM.
2 Hochdruckverdichter, 6-stufig 1.-3. Stufe 8700 m ³ /h) auf den 4.-6. Stufe 280 m ³ /h) jeweiligen Ansaugzustand be- zogen, n = 125, Enddruck 325 ata, einschl. Zwischenkühler, Ölabscheider, Zu-Schalträumen u. Regu- lierung, Zwischenrohrleitungen und Wasserleitungen, ab Werkstation	190	190 000.--	380 000.--
2 Sattelmotoren dazu, je 2400 KW, n = 125, einschl. Schalter u. ges. el. Einrichtung	120	135 000.--	270 000.--
Fundamente			75 000.--
Meßinstrumente			5 000.--
Rohrleitungen	80		75 000.--
Aufstellung der Anlage			80 000.--
Bauanteil und Gerüst			220 000.--
Unbekanntes u. Zubehör (wie Fracht, Verpackung, Transport, Krananteil usw.)			195 000.--
			1250 000.--

10.12.38

Hand

für 10.12

.1.

II. CO₂ - Auswaschung

Eingangsgas: 15340 m³/h, 15°, 1 ata mit 15,8 % CO₂ = 2421 m³/h CO₂
 Ausgangsgas: 12360 m³/h, 15°, 1 ata mit 0,98 % CO₂ = 121 m³/h CO₂
 auszuwaschen sind 2300 m³/h CO₂

Waschwassertemp. 28° C
 Auswaschdruck 27,5 ata
 CO₂ -Teildruck 4,35 ata

Löslichkeit von CO₂ in H₂O bei den gegebenen Verhältnissen:
 3,08 m³ CO₂ je m³ H₂O.

theor. Waschwasserbedarf: $\frac{2300}{3,08} = 746$ m³/h H₂O
 tatsächl. " : $\frac{746}{0,75} = 995$ m³/h H₂O

also $\frac{995}{15,34} = 65$ m³ H₂O je 1000 m³ Rohgas.

Erforderlicher Querschnitt : $\frac{15340}{3800} = 4,05$ m²

gewählt 2 Türme 1700 mm ϕ , 2,05 m² Querschnitt, 18 m hoch

Gasbelastung eines Turmes $\frac{15340}{2} = 7670$ m³/h,

das sind $\frac{7670}{2,05} = 3740$ m³/h je m² Wascherquerschnitt

Wasserbelastung eines Turmes 7,67 . 65 = 497 m³/h,

also $\frac{497}{2,05} = 243$ m³/h H₂O je m² Wascherquerschnitt.

Pumpen gewählt: 2 zu je 520 m³/h

Motoren:

L = $\frac{520000}{1000} \cdot 300 = 530$ KW eff.

gewählt 2 Motoren je 600 KW el. Leistung: $\frac{530}{0,93} = 570$ KW el.

Gesamtkraftverbrauch:

an der Welle 2 . 530 = 1060 KW eff.

el. bei $\eta/M = 0,93$ = 1140 KW el.

Rückgewinn durch Entsp.-Turbinen = 590 KW el.

tatsächl. Energieverbrauch = 550 KW el.

	Gesamtgew. to	Einzelpreis RM.	Gesamtpreis RM.
Waschtürme 1700 mm ϕ , 18 m hoch, mit Einbauten u. durchgängige Füllung, Betriebsdruck 27,5 ata	85	36 000.--	73 000.--
Hochdruck-Kreiselpumpen je 520 m^3/h auf 360 m manometr. Gesamthöhe	10	5 500.--	11 000.--
Freistrahlturbinen je 520 m^3/h	18	14 000.--	28 000.--
Motoren je 600 KW n. = 1500, einschl. Schalter u. ges. el. Einrichtung		15 000.--	30 000.--
Reingasabscheider 2000 ϕ x 4000	11	8 000.--	8 000.--
Reingasabscheider 800 ϕ x 4000	10	4 000.--	8 000.--
Entspernungstopf 2000 ϕ x 2200	8		6 000.--
Rohrleitungen u. Absperrorgane	158		160 000.--
Meßinstrumente			10 000.--
Fundamente			25 000.--
Aufstellung der Anlage			45 000.--
Bauanteil und Apparategewicht			100 000.--
Ubersaantes u. Zubehör (Fracht, Verpackung, Transport, Kran usw.)			47 000.--
			550 000.--

10.12.22

Gensler

für A.W.V.

III CO - Auswaschung

Eingangsgas: 12360 m³/h (3,6 % CO = 445 m³ CO)

angenommen: 5 m³ Lauge je 1000 m³ Gas

damit also Laugeverbrauch 61,7 m³/h

gewählt 70 "

Gasbelastung 20000 m³ je m² Wascherquerschnitt,

also erforderlicher Wascherquerschnitt

$\frac{12360}{20000} = 0,617 \text{ m}^2$

gewählt 2 Wassertürme zu 0,309 m² Wascherquerschnitt

630 l.Ø x 12000 mm hoch

Pumpenausstattung:

2 Hochdruck-Presspumpen je 8 m³/h auf 340 atü max.

Kraftbedarf je Pumpe $\frac{8000 \cdot 3400}{3600 \cdot 0,8 \cdot 102} = 93 \text{ kW eff.}$

Motoren zu je 110 KW gewählt

A. Hochdruckteil

	Gesamtgew. to	Einzelpreis RM	Gesamtpreis RM
2 Cu-Lauge-Wascher 630 l.Ø x 12 m hoch, mit angeschm.Flanschen, Betr.-Druck 300 atü, einschl. Raschigringfüllung	60	35 000.--	70 000.--
2 Cu-Laugepresspumpen je 8 m³/h auf max. 340 atü	28	18 000.--	36 000.--
2 Motoren zu den Presspumpen n = 750, N 110 KW	18	13 000.--	26 000.--
2 Abscheideflanschen 600 Ø x 3500 lg.	14	8 000.--	16 000.--
2 Entspannungsmaschinen für je 35 m³/h max 50 m³/h	60	50 000.--	100 000.--
2 Zubringepumpen je 35 m³/h auf 30 atü	2	2 000.--	4 000.--
2 Motoren für Zubringepumpen n = 3000 N = 40 KW, einschl. Schalter u. ges.el.Einrichtung	4	3 500.--	7 000.--
Rohrleitungen	44		50 000.--

Übertrag:

309 000.--

./.

	Gesamtgew. t	Einzelpreis RM.	Gesamtpreis RM.
Übertrag:			
Fundamente			309 000.--
Meßinstrumente			15 000.--
Aufstellung d. Anlage			8 000.--
Bauanteil u. Gerüst			35 000.--
Unbenanntes u. Zubehör			60 000.--
Hochdruckteil d. CO-Auswaschung			43 000.--
			470 000.--
B Niederdruckteil			
2 Zwischenentspannungsgefäße 1000 Ø x 3000 hoch	7	2 500.--	5 000.--
2 Entspannungszylinder f. Cu-Lauge 2000 ä.Ø x 4000	23	7 000.--	14 000.--
2 Beruhigungszylinder 2000 ä.Ø x 4000	23	7 000.--	14 000.--
2 Vakuumzylinder 2000 ä.Ø x 4500	18	6 000.--	12 000.--
2 Abscheider vor Vakuumpumpen	2	1 000.--	2 000.--
2 Vakuumpumpen je 1000 m ³ /h	1,5	3 500.--	7 000.--
2 Motoren n = 1000, N = 30KW, ein- schl. Schalter u. ges. el. Ein- richtung	3,5	3 500.--	7 000.--
2 Cu-Lauge-Kühler je 300 m ²	20	17 000.--	34 000.--
1 Ansatzgefäß für Cu-Lauge	1		1 500.--
1 Rahmenfilterpresse	1		800.--
1 Ölabscheider	0,8		1 000.--
1 Cu-Lauge-Ansauggefäß 2500 Ø x 3000 hoch	3,2		3 000.--
2 Filtertöpfe f. Cu-Laugepresspumpen	1	1 000.--	2 000.--
1 Sammelgefäß für Cu-Laugeschlamm etwa 5 m ³	1,5		1 500.--
1 Rückgaswascher 1000 Ø x 8000 hoch	3		2 200.--
Rohrleitungen	15,5		18 000.--
Aufstellung d. Anlage			18 000.--
Meßinstrumente			2 000.--
Fundamente			7 000.--
Bauanteil u. Gerüst			35 000.--
Unbenanntes u. Zubehör			23 000.--
Niederdruckteil, CO-Auswaschung			210 000.--
Hochdruckteil, CO-			470 000.--
CO-Auswaschung gesamt			680 000.--

10.02.38
Himmel für 10.

IV CO₂ - Feinauswaschung

	Gesamtgew. to	Einzelpreis RM	Gesamtpreis RM.
1 NH ₃ -Waschturm 500 Ø, 12000 lg. m. angeschm. Flanschen, Betriebsdruck 300 atü	16		21 000.--
1 Kondenswasser-Wäscher 500 Ø, 12000 lg.	16		21 000.--
1 Reingasebscheider 500 Ø x 3500 lg.	6		7 000.--
1 Entspannungsgefäß für NH ₃ -Wäscher 1000 Ø x 3500 hoch	1,5		1 750.--
1 Entspannungsgefäß f. Kondenswasserwascher 1000 Ø x 3500 hoch	1,5		1 750.--
1 Sammelgefäß für NH ₃ -Wasser etwa 7 m	3		3 000.--
1 Köttingstrahlapparat	0,5		500.--
1 NH ₃ -wasser-Bundelkühler 80m	4		5 000.--
2 Kreiselpumpen aus Silumin f. 4m ³ /h	0,8	600.--	1 200.--
1 Kreiskolbengebläse für Luft	0,7		1 500.--
2 Kreiselpumpen aus Silumin je 60m ³ /h	1,5	1 800.--	3 600.--
1 NH ₃ -Wasser-Presspumpe a. 300 atü, 2 m ³ /h	2,5		5 000.--
1 Kondenswasser-Presspumpe a. 300 atü, 2 m ³ /h	2,5		5 000.--
Motoren u. ges. elektr. Einrichtung zu den Pumpen	7		9 000.--
Rohrleitungen	20,5		18 000.--
Messinstrumente			2 000.--
Fundamente			10 000.--
Aufstellung der Anlage			14 000.--
Bauanteil u. Apparategerüst			25 000.--
Unbenanntes u. Zubehör			14 700.--
			170 000.--

19.11.58
/o. Freund
für 10.11.

Gesamtanlage:

I	Kompression	RM	1 250 000.--
II	CO ₂ -Auswaschung	"	550 000.--
III	CO-Auswaschung	"	680 000.--
IV	CO ₂ -Feinauswaschung	"	170 000.--
		<hr/>	
		RM	2 650 000.--
		<hr/>	

Handwritten notes:
10.11.22
für 1911
10.11.22

Betriebskostenrechnung

Anlagekosten: RM 1 250 000,- schlüsselfertig für eine Kompressionsanlage von 15340 m³/h, 15°, 1 ata
 von 1,02 auf 28 ata und 12360 m³/h, 15°, 1 ata von 25,5 auf 325 ata.

Schichtliche Betriebszeit: 320 Tage 24 Std. = 7680 Std.

Kosten für 1000 cbm Rohgas = 7.40 RM

8108

		Preis je Einheit	Menge /h	Kosten /h RM.
1.) <u>Rohmaterialien:</u>				
2.) <u>Energie:</u>				
a) Hoch- u. Niederspannung	kWh	0.014	4800	67.10
b) NT-Dampf	t			
c) Wasser	cbm	0.007	420	2.94
d) Maschinenöl	kg	0.50	14	7.-
3.) <u>Löhne u. Gehälter:</u>				
a) Lohnstunden + Zuschlag		2.-	3	6.-
b) Gehälter 50% Zuschlag				3.-
c) Labor 6%				0.36
4.) <u>Reparaturen:</u>				8.15
5.) <u>Amortisation u. Verzinsung 10% v. Anlage</u>				16.30
6.) <u>Feuerschutz u. Steuer 1,8% v. Anlage</u>				2.24
<u>Betriebskosten/h</u>				<u>113.79</u>

10.12.58
 Finger
 1957

Betriebskostenrechnung

Anlagekosten: RM 550 000.- schlüsselfertig für eine CO₂ - Auswaschungs-Anlage zur Auswaschung

von 300 m³/h CO₂ aus 15340 m³/h Rohgas

Jährliche Betriebszeit: 320 Tage à 24 Std. = 7680 Std.

Kosten für 1000 cbm Rohgas = 2,57 RM

8109

		Preis je Einheit RM	Menge /h	Kosten/h RM
1.) Rohmaterialien:				
2.) Energie:				
a) Hoch- u. Niederdruckdampf	kWh	0,014	550	7,70
b) H ₂ O-Dampf	t			
c) Wasser	cbm	0,007	955	7,00
d) Zuschlagstoffe	kg	0,50	2	1,00
3.) Miete u. Gehälter:				
a) Lohnkosten + Zuschlag			4	6,00
b) Gehälter 50% Zuschlag				4,00
c) Labor				0,48
4.) Abschreibungen:				
5.) Amortisation u. Verzinsung 10% v. Anlage				
6.) Feuerchutz u. Steuer 1,2% v. Anlage				
Betriebskosten/h				39,49

Handwritten signature

Betriebskostenrechnung
=====

Anlagekosten: RM 850 000.- schlüsselfertig für eine CO-Auswaschungs- u. CO₂-Feinreinigung-Anlage zur Ausreinigung von 3,6% CO u. 0,98% CO₂ aus 12360 m³/h Rohgas, Reingas 11400 m³/h.

Jährliche Betriebszeit: 320 Tage à 24 Std. = / 7680 Std.

Kosten für 1000 cbm Reingas = 5,93 RM.
=====

811

		Menge je 1000 cbm	Preis je Einheit RM.	Menge	Kosten / h RM.
1.) Rohmaterialien:					
a) Cu - Lauge	kg	0,0004	0,10	0,005	0,01
b) Amoniak	kg	0,145	0,41	1,79	0,73
2.) Energien:					
a) Hoch- u. Niederspannung	kWh		0,014	400	5,60
b) NE-Dampf	t				
c) Wasser	cbm				
d) Maschinenöl	kg		0,50	1	0,50
e) Kondenswasser	cbm	0,017	2,50	0,21	0,52
3.) Löhne u. Gehälter:					
a) Lohnstunden + Zuschlag			2,--	5	10,--
b) Gehälter 50% Zuschlag					5,--
c) Labor 6%					0,60
4.) Reparaturen:					
					8,85
5.) Amortisation u. Verzinsung 10% v. Anlage					
					11,--
6.) Feuerschutz u. Steuer 1,9% v. Anlage					
					2,--
Betriebskosten/h					44,81

3) Fall 2: Ammoniak-synthesegas aus Ferngas.

1 System ohne Reserve.

Bei Fall 2 dient das den CH_4 -Konverter verlassende Gas nicht zur Vorwärmung von Ferngas und Luft, sondern es wird durch Abhitzekessel und Einspritzkühlung gleich auf die für den CO-Konverter erforderliche Temperatur von 370° gebracht, dort umgesetzt und erst das Abgas des CO-Konverters von 420° kann das ankommende Ferngas + Luft auf 300° vorwärmen. Man spart bei dieser Anordnung die Kühlung der Gase zwischen CH_4 - und CO-Konverter bis auf den Taupunkt, und damit den zum CO-Konverter gehörigen Wärmeaustauscher. Auch die Vorwärmung des Ferngases auf 360° ist einfacher und das Risiko des Zukokens der Vorwärmer existiert nicht. Auf der anderen Seite ist die Wärmewirtschaft dieser Arbeitsweise merklich ungünstiger und der Sauerstoffbedarf grösser, da durch innere Verbrennung mit O_2 von 360° auf 1100° aufgewärmt werden muss.

Analog wie bei Fall 1 beträgt die Wärmeentwicklung im CH_4 -Konverter bei den einzelnen Prozessen (siehe Analysenschema Fall 2):

1)	$\frac{5800 \cdot 0,127 \cdot 16 \cdot 10^3}{22,4}$	= 529 000 WE
2)	$\frac{5800 \cdot 0,0467 \cdot 66 \cdot 10^3}{22,4}$	= 800 000 WE
3)	$\frac{5800 \cdot 0,076 \cdot 114 \cdot 10^3}{22,4}$	= 2241 000 WE
4)	$\frac{9000 \cdot 0,02 \cdot 9,5 \cdot 10^3}{22,4}$	= 76 500 WE
		3 646 500 WE

Diese Wärmemenge muss $11\,250 \text{ Nm}^3$ und $2,24 \text{ t}$ Dampf von 360° aus aufwärmen.

11 250 · 0,325	=	3 650 WE/°
2 240 · 0,52	=	1 160 "
		4 810 WE/°

Erwärmung beträgt:

$$\frac{3\ 646\ 500}{4\ 810} = 760^{\circ}, \quad \text{Endtemperatur } 370 + 760 = 1130^{\circ}.$$

Diesem Gas werden zunächst im Abhitzekessel 1 750 000 WE entzogen.
Die gewonnene Dampfmenge beträgt dabei

$$\frac{1\ 750\ 000}{750\ 000} = 2,34 \text{ t Hochdruckdampf.}$$

Dabei findet eine Temperaturerniedrigung von

$$\frac{1\ 750\ 000}{4\ 810} = 363^{\circ} \quad 1130 - 363 = 767^{\circ} \text{ Ausgang Abhitzekessel.}$$

Dieses Gas wird durch Einspritzen von Kondenswasser auf 370° abgekühlt.

Abgegebene Wärmemenge:

$$\begin{array}{rcl} 11\ 250 \cdot 0,32 & = & 3\ 600 \\ 2\ 240 \cdot 0,49 & = & \underline{1\ 100} \\ & & 4\ 700 \text{ WE/}^{\circ} \\ 397^{\circ} \cdot 4700 & = & 1870\ 000 \text{ WE.} \end{array}$$

Verdampfte Wassermenge:

$$\frac{1\ 870\ 000}{750\ 000} = 2,5 \text{ t Kondenswasserbedarf.}$$

Gesamtdampfgehalt $2,24 + 2,5 = 4,74 \text{ t} = 420 \text{ g/Nm}^3$.

Diese Dampfmenge ist für die CO-Konvertierung ausreichend.
Der übrige Arbeitsgang ist aus dem Fließschema zu ersehen.

Für die Hochdruckverarbeitung und die Reserve gilt das gleiche wie für Fall 1.

Die Anlagekosten sind in der Schätzung zunächst für gleiche Ausgangsgasmenge ausgelegt und wurden zum Zwecke besserer Vergleichbarkeit in der Tabelle 1 auf gleiche Endgasmenge umgerechnet.

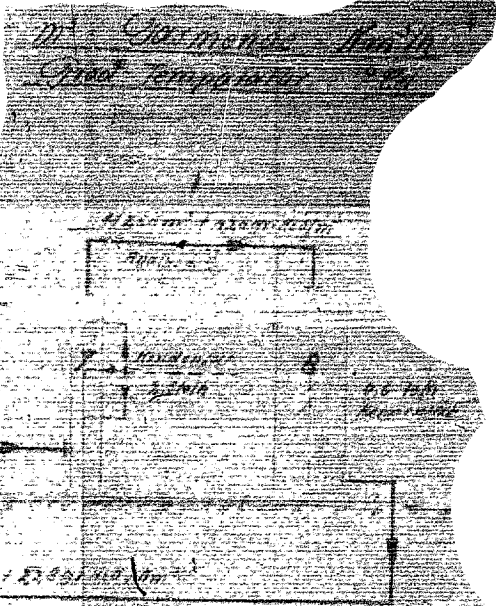
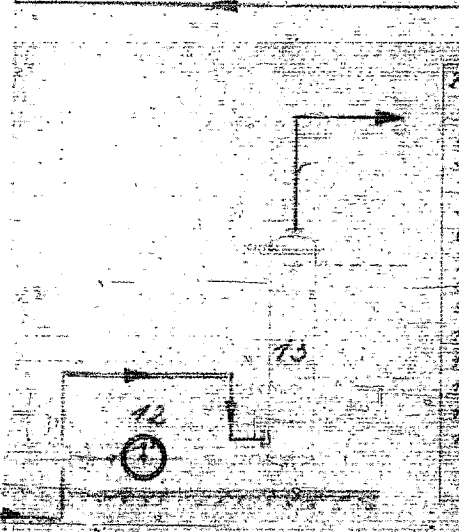
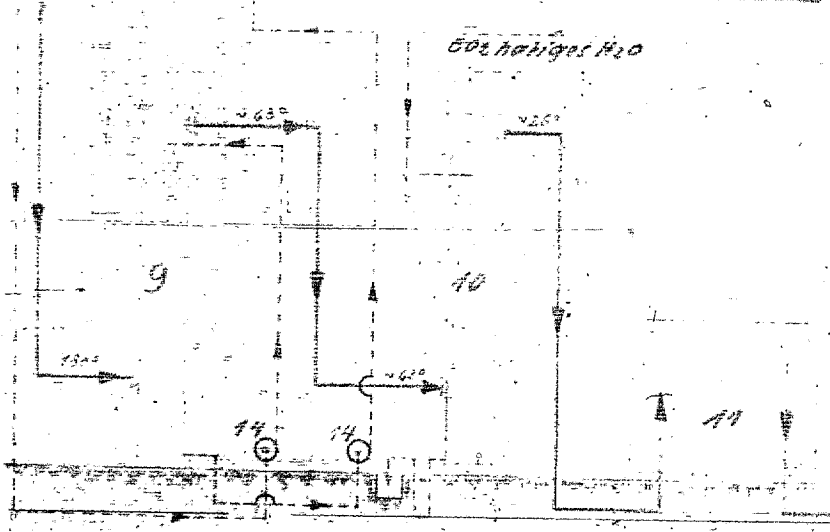
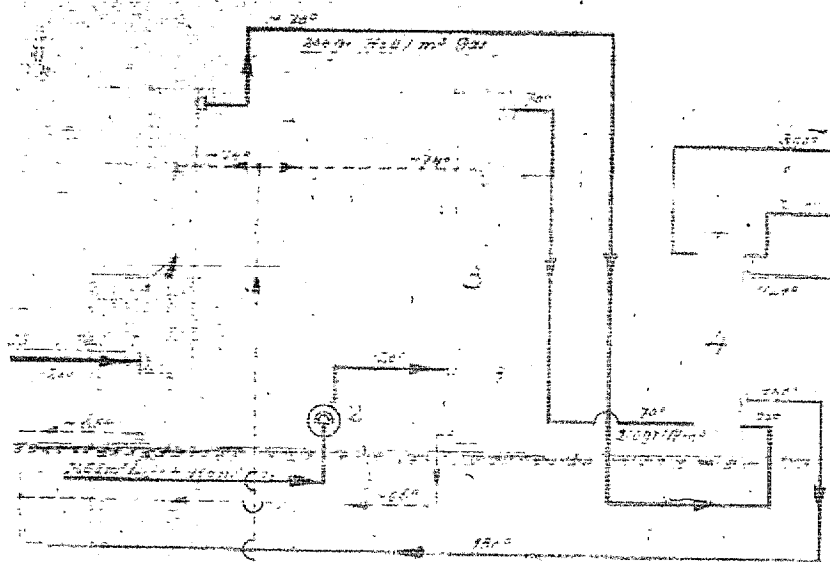
Kostenschätzung Hochdruck siehe Fall 1, Anlage 4.

- Anlagen: 1) Analysenschema Fall 2,
2) Fließschema Fall 2,
3) Kostenschätzung Büro Lampe

Fall 2: Analysenschema.

Reaktionsgleichungen	Eingang		Reaktionen im Methan-Konverter				CO-Konverter					
	Analyse 1		Methan-Konvertierung		Heizung durch innere Verbrennung		Wassergasreaktion		H ₂ -Zugabe		Wassergasreaktion	
			1) $\text{CH}_4 + \frac{1}{2} \text{O}_2 = \text{CO} + 2 \text{H}_2 + 8 \text{ WE}$ 2) $\text{C}_m\text{H}_n + \frac{m}{2} \text{O}_2 = m \text{CO} + \frac{n}{2} \text{H}_2 + 33 \text{ WE}$ Wärmen/Mol		3) $\text{H}_2 + \frac{1}{2} \text{O}_2 = \text{H}_2\text{O} + 57 \text{ WE}$		4) $\text{CO} + \text{H}_2\text{O} = \text{CO}_2 + \text{H}_2 + 9,5 \text{ WE}$		Analyse 2		4) $\text{CO} + \text{H}_2\text{O} = \text{CO}_2 + \text{H}_2 + 9,5 \text{ WE}$ Analyse 3	
Analysen	%	%	Teile		Teile %		Teile %		Teile %		Teile %	
	CO ₂ 2,9	C ₂ H ₆ 0,85	+ O ₂	CO ₂ 2,9	+ O ₂	2,9 1,9	+ H ₂ O	3,9	+ H ₂	3,9 3,1	+ H ₂ O	19,8 17
	O ₂ 0,25	C ₃ H ₈ 0,15		O ₂ -		Teile -	Teile -	Teile -	Teile -	Teile -	Teile -	Teile -
	CO 6,4	C ₂ H ₄ 2,65	Teile	CO 41,4	7,6(3.)	41,4 26,8	2 (4.)	24,8	23,4	24,8 19,7	16,7(4.)	3 2,6
	H ₂ 51,35	C ₃ H ₆ 0,45	12,75(1.)	H ₂ 115,8		100,6 64,7		66,7		66,7 53,2		70 60
	N ₂ 9,35	C ₄ H ₈ 0,05	4,67(2.)	N ₂ 9,35		9,35 6,05		6,05		29,5 23,4		23,4 20
	CH ₄ 25,5	C ₅ H ₁₀ 0,05	17,42	CH ₄ 0,5		0,5 0,3		0,3		0,3 0,24		0,24 0,2
		C ₂ H ₂ 0,05				155		102		125,5 100		116,7 100
		100										
Gesamtgasmengen <i>Nm³/h</i>	5800 Nm ³ /h		+ 1010 Nm ³		+ 440 Nm ³ = 9000 Nm ³				2110 Nm ³ H ₂ 11250 Nm ³		13100 Nm ³ /h	
Mengen CO + H ₂					8250 Nm ³				8250 Nm ³		8250 Nm ³	
Freiwerdende Wärmemenge			(1 329 000 WE		+ 2 241 000 WE		+ 76 500 WE		= 3 646 500 WE		+ 796 000 WE	
Dampfzugabe	1,85 t Befeuchtung				+ 0,354				+ 2,5 t (Einspritzen)		+ 0,6 Einspritzkühlung - 1,5 Reaktion 4	
Gesamtdampfmenge	1,85 t				2,204 t				4,70 t		3,80 t	
g/Nm ³	200 g / Nm ³								420 g/Nm ³		285 g/Nm ³	

Fall A System



Pos. / Nr.	Gegebenheit
1	Verdichter 10000 l/min
2	Speicher 10000 l/min
3	Verdichter
4	Speicher 10000 l/min
5	Verdichter 10000 l/min
6	Speicher 10000 l/min
7	Verdichter 10000 l/min
8	Speicher 10000 l/min
9	Verdichter 10000 l/min
10	Speicher 10000 l/min
11	Verdichter 10000 l/min
12	Speicher 10000 l/min
13	Verdichter 10000 l/min
14	Speicher 10000 l/min

5 Fabrikanten & Abnehmer
Ludwigshafen a. Rhein

Nr. 112. 444-60 Mill. New Fordons im Jahr 1900 + 5000 Nm² + 2650 Nm² ...

Fall B
V2843

F a l l II nach Schema N 2813 - 8.

$H_2 + H_2$ aus 50 Mill Nm Ferngas im Jahr bei 360 Betriebstagen.
Anordnung mit Abhitzeessel. 5800 Nm/h Ferngas + 2650 Nm/h Luft
+ 910 Nm/h O_2 = 8250 Nm/h $CO + H_2$.

1 System.

Pos.	Stück:	Gegenstand:	RM.
1	1	Verdunster 1500 ϕ , 25000 hoch mit 5 Lagen Raschigringen 35x35x1 je 3 m hoch, Mantel 6 mm, Boden u. Deckel 8 mm Gewicht 8,5 to a 800.-	6 800.-
		30 Nm Raschigringe 35x35 x 1	3 000.-
		Einfüllen 25.-/m ³	750.-
		Anstrich 2,5 M/m ²	350.-
		Fracht u. Montage ca. 20 %	2 400.-
			<u>13 300.-</u>
2	2	Gebllase (2650 + 910) + 15% = ca. 4100 Nm/h ca. 2000 mm W.S. Gewillt Jaeger- geblase Type 3 Preis 2 900.-/Stück	5 800.-
		Fracht u. Montage ca. 20 %	1 000.-
		2 Motoren 32 kW u. 750 m. Kraftleistung u. Montage	7 200.-
			<u>14 000.-</u>
3	1	Verdunster wie Pos. 1	13 300.-
			<u>13 300.-</u>
4	2	Wärmeaustauscher, einmal für 5800 Nm/h Gas und einmal für 2650 Nm/h Luft + 910 Nm/h O_2 Preis für beide 1/2 A.	26 000.-
		Fracht u. Montage ca. 20 %	5 200.-
			<u>31 200.-</u>
5	1	Verbrennungsbofen 3400 ϕ , 7000 cyl. Höhe, 1700 Zonenhöhe und 2000 cyl. Höhe bei 1300 ϕ , Mantel 10 mm, Boden 12 mm Gewicht 12 to a 800.-	9 600.-
		Anschaffung	7 350.-
		Fracht u. Montage ca. 20 %	3 000.-
		Anstrich 2,5 M/m ²	250.-
		22 m ² Klebputz = 20,5 to a 3000.-	79 500.-
		Einfüllen 25.-/m ³ ca.	600.-
			<u>100 300.-</u>

Pos.	Stück:	Gegenstand:	RM.
6	1	Abhitzkessel für ca. 3,1 to/h Dampf, 20 atü, 25 kg/m ² Heizfläche = 124 m ²	
		Gewicht ca. 17,5 to a 1 200.- n	21 600.-
		1 Speisewasserbehälter	500.-
		Fracht u. Montage ca. 20 %	4 000.-
			<u>26 100.-</u>
7	1	Wasserspritzkühler 800 Ø x 10000 hoch mit 5 Wassertdüsen	
		Gewicht 1600 kg a 0,8 M. ca.	1 300.-
		5 Lechler-Düsen m. Einführung 220.-/stück	1 100.-
		Fracht u. Montage ca. 20 %	300.-
			<u>5 700.-</u>
8	2	Kontaktöfen 3000 Ø x ca. 2000 hoch mit 2 Lagen Kontakt je 1500 hoch 1 Zwischenlage m. Raschigringen m. Isoliermantel u. Schlackenwollefüllung	48 000.-
		Kontaktfüllung je 21 m ² = 42 m ² = 48,5 to a 800.-	39 000.-
		Einfüllen 25.-/m ² ca.	1 000.-
		Fracht und Montage 20 % v. 48 000.-	9 600.-
			<u>97 000.-</u>
9	1	Kühler für Kreislaufwasser 2400 Ø x 12500 hoch m. 3 Lagen Raschigringen 35x35xl je 3 m hoch, Mantel 10 mm, Boden u. Deckel 12 mm	
		Gewicht ca. 12,8 to a 800.-	10 800.-
		41 m ² Raschigringe	4 100.-
		Einfüllen 25.-/m ²	1 000.-
		Anstrich 2,5 M m ²	500.-
		Fracht u. Montage ca. 20% v. 10200.-	2 000.-
			<u>17 800.-</u>
10	1	Kühler für CO ₂ -haltiges Wasser genau wie Pos. 9	17 800.-
			<u>17 800.-</u>
14	3	Kreislaufpumpen für je 100 m ³ /h 30 m FK	
		Preis pro Stück 850.-	2 550.-
		Fracht u. Montage ca. 20 %	500.-
		Motore je 22 kW n 5000 m. Fracht, Montage u. elektr. Anschluss	4 200.-
			<u>7 250.-</u>
15	div.	Rohrleitungen mit Montage u. Unter- stützungen ca. 25% v. ca. 235 000.-	60 000.-
			<u>60 000.-</u>

Pos. Stück:	Gegenstand:	RM.
16	div. <u>Meßinstrumente</u> ca. 5% v. ca. 235 000.-	12 000.-
17	Beleuchtung, Uhren, Telefon, Kabel	10 000.-
		425 750.-
	Unvorhergesehenes ca. 11 %	46 250.-
	Apparate-Konto	471 000.-
<u>Baukonto:</u>		
	Ein Gebläse u. Pumpenhaus 6 m br. 9 m lg. 5 m hoch mit Handlaufkran	12 000.-
	Apparategrundamente m. Kanälen f. Oppauer Verhältnisse	25 000.-
	Unvorhergesehenes ca. 11 %	4 000.-
	Gesamtsumme	512 000.-

Handwritten signature
Altschmidt

Benennung :	Einheitspreis		Stunden		
	RM/h	RM/to	Menge	Menge	Kosten
			h	to	RM
I. Rohmaterial:					
a) Ferngas 5800 Nm ³ / h	0,022	-	5800	-	127,5
b) Sauerstoff 910 Nm ³ / h	0,022	-	910	-	20,0
c) Redmud-Kontakt	-	-	-	-	-
d) ZnO - "	-	-	-	-	-
e) Braunoxyd- " Laufzeit 5 Jahre	1 Pflanz. 48,5 t	800	-	0,001	0,88
f) - " " 5 "	1 " 26,5 t	3000	-	0,00062	1,869
II. Energien:					
a) Dampf-Niederdruck	-	-	-	-	-
b) Kondenswasser ölfrei	0,4	-	-	5,442	2,176
c) Flusswasser	0,015	-	100	-	1,50
d) Hochspannung	-	-	-	-	-
e) Niederspannung	0,018 kW/h	-	76 kW/h	-	1,368
f) Heizgas	-	-	-	-	-
g) Kesselspeisewasser	-	0,2	-	2,34	0,468
III. Löhne u. Gehälter:					
a) Arbeiter pro Schicht incl. Zuschlag	1,2	-	-	1,2	1,00
b) Gehälter 50 % Lohn	1/2 Meister	-	-	-	0,5
IV. Reparatur vom Anlagekap. 4% =					
	4% v. 512000 =	20480 : 8640	-	-	2,361
V. Betriebsmaterial u. Labor-material 12 % v. Lohn					
	-	-	-	-	0,12
VI. Feuerschutz u. Steuern 1,8 % v. Anlagekapital =					
	1,8 % v. 512000 =	9216 : 8640	-	-	1,07
VII. Amortisation u. Verzinsung					
MTA - 13 % v. Anlagekapital	13% v. 512000 =	66560 : 8640	-	-	7,70
BTA	-	-	-	-	-
			Summe		168,674
VIII. Gutschrift:					
a) Dampf	-	3,5 / 100°	-	2,34	8,20
					160,474
IX. Erzeugungskosten: f. 8250 Nm³ - 2,5% Verlust					
	= 8044 Nm ³ / h GG + H ₂ / Nm ³ RM.	-	-	-	0,0199

Handwritten signature or initials at the bottom right corner.

4) Fall 3: Kohlenwasserstoffsynthesegas aus Ferngas.

2 Systeme in Betrieb, eins in Reserve.

Bei Fall 3 und 4 ist das Ziel die Herstellung eines CO-H₂-Gemisches für organische Synthesen. Unter Verwendung von N₂-haltigem Ferngas ist es nicht möglich, ein N₂-freies Synthesegas zu erhalten, die geringen N₂-Mengen, die im Synthesegas bleiben, sollen jedoch mit in Kauf genommen werden. Es weiterhin nicht möglich, ein Endgas mit CO : H₂ = 1 : 2 oder 1 : 2,3 zu erhalten, wie es benötigt wird. Es ist daher in jedem Falle nötig, den CO-Spiegel durch CO aus anderen Quellen einzustellen. Vorteilhaft ist es natürlich, wenn man möglichst wenig Zusatz-CO braucht. Über eine Möglichkeit, ganz ohne Zusatz-CO bei Fall 3 auszukommen, siehe noch weiter unten.

Der Arbeitsgang ist dem der früheren Fälle analog. Die Gase werden auf 600° vorgewärmt und von da durch innere Verbrennung mit Sauerstoff auf 1100° gebracht und umgesetzt.

Wärmeentwicklung im CH₄-Konverter (siehe auch Analysenschema Fall 3):

1)	$\frac{8700 \cdot 0,127 \cdot 16 \cdot 10^3}{22,4}$	= 792 000 WE
2)	$\frac{8700 \cdot 0,0465 \cdot 56 \cdot 10^3}{22,4}$	= 1 200 000 WE
3)	$\frac{8700 \cdot 0,018 \cdot 114 \cdot 10^3}{22,4}$	= 800 000 WE
4)	$\frac{14500 \cdot 0,01 \cdot 9,5 \cdot 10^3}{22,4}$	= 62 000 WE
		<hr/>
		2 854 000 WE

Da man im vorliegenden Fall (im Gegensatz zu Fall 1 und 2) die Bildung von CO₂ möglichst unterdrücken will, ist es zweckmässig, mit so wenig Dampf durch den CH₄-Konverter zu fahren, wie es die Verrussungsgefahr des Kontaktes zulässt. 140 g H₂O/Nm³ ist ein Wert, der betriebstechnisch noch möglich ist. Infolge dieses geringen Dampfgehaltes ist auch der Umfang der Wassergasreaktion 4 im Vergleich mit Fall 1 und 2 geringer.

Die Erwärmung der Gase berechnet sich wie folgt:

$$\begin{array}{rcl} \text{Gas:} & 14650 \cdot 0,33 & = 4\,820 \text{ WE/}^\circ \\ \text{Dampf:} & 1450 \cdot 0,53 & = \underline{620 \text{ "}} \\ & & 5\,440 \text{ WE/}^\circ \end{array}$$

$$\frac{2\,854\,000}{5\,440} = \underline{525^\circ}$$

Der zusätzliche Sauerstoffbedarf für die Verbrennungsreaktion 3 ist hier geringer als bei Fall 1 (1,8 Teile statt 3,3 Teile), da keine Ballastmengen von N_2 und Dampf mit auf hohe Temperatur zu bringen sind. -

Das 1100° heisse Gas wird im Abhitzekeessel auf 750° abgekühlt. Abgegebene Wärmemenge:

$$5440 \cdot 375^\circ = 2\,020\,000 \text{ WE} \quad \text{das entspricht}$$

$$\frac{2\,020\,000}{750\,000} = 2,72 \text{ t Hochdruckdampf.}$$

Nach dem Verlassen des Abhitzekeessels geht das Gas durch Austauscher und Kühler.

Während der CH_4 -Konvertierung werden die 120 mg org. S in anorg. S umgewandelt, sodass das Endgas, unter Berücksichtigung der Expansion, noch 72 mg S/ Nm^3 enthält. Diese Schwefelmengen müssen durch eine Schwefelreinigung entfernt werden, denn im Gegensatz zu Fall 1 und 2 ist keine Druckwasserwäache im Hochdruckteil vorgesehen, da sich dieselbe bei dem geringen CO_2 -Gehalt von 2,7% nicht lohnen würde. Für die vorliegenden Verhältnisse ist am besten geeignet eine Schwefelreinigung mit F-Kohle. Auf die Regeneration der Kohle kann verzichtet werden, da die Kohle bei dem geringen S-Gehalt 2 - 3 Jahre hält. Der vorliegende Kostenanschlag ist für eine S-Reinigung bei 1 ata ausgeführt, eine Verbilligung wäre jedoch noch möglich, wenn es gelingt, die S-Reinigung bei etwa 5 atü durchzuführen. Die bei höheren Drucken (20 atü) störende Abscheidung von Ammoncarbonat ist auf Grund der Gleichgewichtsverhältnisse bei diesem Druck noch nicht zu fürchten, sodass eine S-Reinigung bei 5 atü wahrscheinlich gut möglich sein wird.

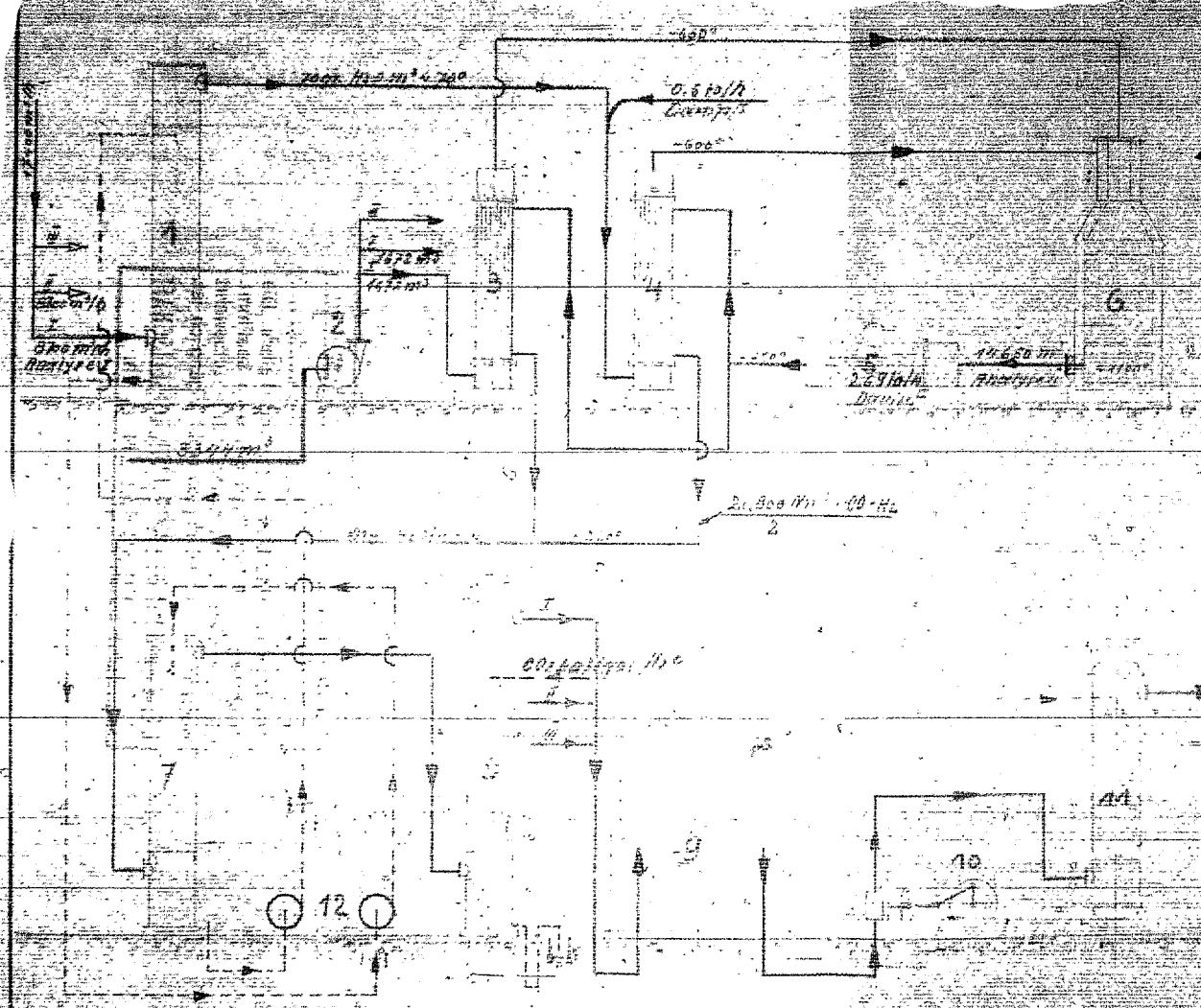
Die Anlage des Niederdruckteiles wurde mit reichlicher Reserve ausgelegt (33%). Linde-Anlage und Hochdruckteil ist ohne besondere Reserve, sodass mit 320 Tagen bei Einzelaufstellung, mit 360 Tagen bei Erweiterung bestehender Anlagen gerechnet werden kann.

- Anlagen:
- 1) Analysenschema Fall 3,
 - 2) Fließschema Fall 3,
 - 3) Kostenschätzung Büro Lampe,
 - 4) Kostenschätzung Büro Futterer.

Fall 3: Analysenschema.

Synthesegas nach O ₂ -Verfahren	Eingang		Methan-Konverter		Analyse 2	
Reaktionsgleichungen	Analyse 1		CH ₄ -Konvertierung 1) CH ₄ + 1/2 O ₂ = CO + 2 H ₂ + 8 WE 2) C _m H _n + m/2 O ₂ = m CO + n/2 H ₂ + m 33 WE		Wassergasreaktion im CH ₄ -Konverter 4) CO + H ₂ O = CO ₂ + H ₂ + 9,5 WE	
Analysen			Heizung durch innere Verbrennung 3) H ₂ + 1/2 O ₂ = H ₂ O + 57 WE			
			Teile		Teile	
			+ O ₂ → CO ₂ 2,9		+ O ₂ 2,9 1,75	
			Teile O ₂ -		Teile -	
			12,75 (1.) CO 41,4		1,8 41,4 24,9	
			4,65 H ₂ 115,8		112,2 67,5	
			17,42 N ₂ 9,35		9,35 5,61	
			CH ₄ 0,5		0,5 0,3	
			170,0		166,4 100	
Gesamtgasmengen Nm ³ /h	8700 Nm ³		+ 1515 Nm ³ O ₂ = 14800 Nm ³		+ 157 Nm ³ O ₂ = 14500 Nm ³	
Mengen CO + H ₂					13400 Nm ³	
Wärme			(+ 1 992 000 WE		+ 800 000 WE	
Gesamtdampfmenge	1,2 t davon 0,6 t durch Befeuchtung				+ 0,25 = 1,45 t	
g/Nm ³	140 g/Nm ³				- 0,117 t = 1,33 t	
					91 g/Nm ³	

Fall III 2 Voltme im Betrieb, System Res.



Temperatur in °C

Pos.	Art.	Bezeichnung
1	3	Kompressor
2	0	Sechse für Öl
3	3	Wärme-Austrichter für Öl
4	3	Düse
5	3	Reiniger
6	3	Verdichtungsring
7	3	Händler für Kältemittel
8	3	Düse
9	1	Gas-Behälter
10	1	Kompressor
11	2	Durchmesser
12	2	Verdichtungsring

Fall IV

Kostenrechnung Büro Lampe.

8124

Lu., 7. Dez. 1938/Gb.

Fall III nach Schema N 2844 - 8

CO + H₂ aus 150 Mill. Nm³ Ferngas im Jahr bei 360 Betriebstagen.
 Gesamtgasmenge 17 400 Nm³/h Ferngas + 3344 Nm³/h O₂ = 26800 Nm³/h
 CO + H₂ + to Dampf.

3 Systeme, hiervon 2 Systeme in Betrieb, 1 System Res.

Pos.	Stück:	Gegenstand:	RM.
1	3	<u>Verdunster</u> 1800 Ø, 25000 hoch mit 5 Lagen Raschigringen 35x35 x 1 je 3 m hoch, Mantel 6 mm, Boden u. Deckel 8 mm Gewicht je 12,5 to a 800.-- 3 . 38 m ² Raschigringe 35x35x1 Einfüllen 25.--/m ² Anstrich Fracht u. Montage ca. 20 %	30 000.-- 11 000.-- 2 850.-- 1 100.-- 6 050.-- <u>51 000.--</u>
2	2	<u>Gebläse</u> f. je 3344 m ³ /h +15% = 3900 m ³ /h 2 m W.S. Gewählt Jaegergebläse Nr. 6 Preis pro Stück 2 900.-- Fracht u. Montage ca. 20 % 2 Motoren je 32 kW n 750 mit Montage u. Kabeln	5 800.-- 1 000.-- 7 200.-- <u>14 000.--</u>
3 u. 4	6	<u>Wärmeaustauscher</u> dreimal für je 8700 Nm ³ /h Ferngas und dreimal je für 3344 Nm ³ /h O ₂ Preis für je 2 W.A. 35 000.-- Fracht u. Montage ca. 20%	105 000.-- 20 000.-- <u>125 000.--</u>
5	3	<u>Abhitzeessel</u> für je 2,69 to Dampf, 20 atü Gewicht je 16,5 to a 1 200.-- 1 Speisewasserbehälter Fracht u. Montage ca. 20 %	60 000.-- 1 000.-- 10 000.-- <u>71 000.--</u>
6	3	<u>Verbrennungsöfen</u> 3 400 Ø, 7000 cyl. Höhe, 1700 Konushöhe u. 2000 cyl. Höhe bei 1300 Ø, Mantel 10 mm, Boden 12 mm Gewicht je 12 to a 800.-- Ausmauerung Fracht u. Montage ca. 20 % Anstrich Kontakt je Ofen 21 m ² = 25 to a 3000.--	28 800.-- 22 000.-- 10 000.-- 1 000.-- 22 000.--

Pos.	Stück:	Gegenstand:		RM.
		Übertrag:	286 800.-	261 000.-
		Einfüllen 1 m ³ 25.-	1 800.-	288 600.-
7	3	Kühler f. Kreislaufwasser 2400 Ø, 12500 h mit 3 Raschig- ringen, Lage je 3000 h., Mantel 10 mm, Boden u. Deckel 12 mm Gewicht je 15,8 to = 47,4 to a 800	38 000.-	
		123 m ³ Raschigringe	12 300.-	
		Einfüllen 25.-/m ³	3 000.-	
		Anstrich	1 500.-	
		Fracht u. Montage ca. 20%	8 000.-	62 800.-
8	3	Kühler für CO ₂ -haltiges Wasser genau wie Pos. 7		62 800.-
12	3	Kreislaufpumpen je ca. 150m ³ /h Preis pro Stück m. Grundplatte 850.-	2 550.-	
		3 Motoren je 32 kW n 3000 m. Kraftleitung u. Montage	11 000.-	
		Fracht u. Montage d. Pumpen	550.-	14 100.-
13	div.	Kohrleitungen m. Montage und Unterstützungen 25% v. ca. 698 300.-	170 000.-	170 000.-
14	div.	Meßinstrumente ca. 5% v. ca. 698 300.-	35 000.-	35 000.-
15		Beleuchtung, Uhren, Telefon, Kabel	20 000.-	20 000.-
		Unvorhergesehenes ca. 10 %		914 300.-
		Apparatekosten		85 700.-
		Baukonto:		1 000 000.-
		Ein Gebläse u. Pumpenhaus 6,0 m breit, 10,0 m lang u. 5,0 m hoch mit Handlaufkran	16 000.-	
		Apparatefundamente m. Kanälen für Oppauer Verhältnisse	75 000.-	91 000.-
		Unvorhergesehenes		9 000.-
				100 000.-
				1 000 000.-
				1 100 000.-

Übertrag:	1 100 000,-
Hierzu kommt noch die Linde-Anlage zu	1 250 000,-
und die F-Kohle-Entschwefelung zu	185 000,-
Gesamt-Sa.RM	2 535 000,-

=====

Bezeichnung	Einheitspreis RM/m ³	Einheitspreis RM/to	Stunden		Kosten RM
			Menge m ³	Menge to	
I. Rohmaterial:					
a) Ferngas 17400 Nm ³ /h					
b) Sauerstoff	0.022	-	17400	-	382.80
c) Redmud-Kontakt	-	-	-	-	-
d) ZnO-Kontakt	-	-	-	-	-
e) Braunoxyd-Kontakt	-	-	-	-	-
f) " " Laufzeit 5 Jahre	-	-	-	-	-
II. Energien:					
1. Füllung		3000	-	0.00201	6.05
87 t					
a) Dampf Niederdruck	-	2.90	-	1.2	3.49
b) Kondenswasser ölfrei	0.4	-	-	1.118	0.45
c) Flusswasser	0.015	-	300	-	4.50
d) Hochspannung	-	-	-	-	-
e) Niederspannung	0.018kW/h	-	108kW/h	-	1.87
f) Heizgas	-	-	-	-	-
g) Kesselspeisewasser	-	0.2	-	5.38	1.08
III. Löhne u. Gehälter:					
a) Arbeiter pro Schicht incl. % Zuschlag	2 h	-	-	2 h	2.00
b) Gehälter 50% Lohn	1/2 Meister	-	-	-	1.00
IV. Reparatur von Anlagekap. 4 %					
	4% v. 1100000	44000:8640	-	-	5.09
V. Betriebsmaterial u. Labor-Material 12% v. Lohn					
	-	-	-	-	0.24
VI. Feuerschutz-u. Steuern					
1.9 % v. Anlagekapital =	1.8% v. 1100000	19800:8640	-	-	2.29
VII. Amortisation u. Verzinsung					
MTA 13% v. 1100 000 =	13% v. 1100000	143000:8640	-	-	16.55
BTA " " " "					
VIII. Gutschrift:					
a) Dampf	-	3.5/t 400°	-	5.38	18.85
IX. Erzeugungskosten					
		Erzeugungskosten für Gasspaltung			408.54
		" " Gasentschwefelung			6.92
		" " " "			71.94
		Summe			493.40
Gesamterzeugungskosten f. 26800 Nm ³ /h - 2,5 % Verlust = 26130 Nm ³ /h					
pro Nm ³ /h					
					0,0189

5. Dez. 1938. nO.

F-Kohlen-Entschwefelung zu Fall III

für 29300 Nm³/h mit 72 mgg Schwefel. Belastung
300 m³/m². Anzahl der Absorber = $\frac{29300}{360} = 81,4 \text{ m}^2$.

Absorber-Durchmesser mit 4500 angenommen = 15,9 m²

$\frac{81,4}{15,9} = \text{ca } 5 \text{ Absorber } \text{ à } 4500 \text{ } \phi$.

Da das Gas mit genügendem Druck ankommt, brauchen
keine Gebläse aufgestellt zu werden.

Pos.1) 5 Absorber 4500 ϕ , ca 4000 hoch, nach Zeichnung N 3954-2, gasdicht genietet, Gewicht je 16 t. Preis RM 750.-/t =	RM 50'000.-	
Isolierung (Mantel) mit Kieselgur- steinen 100 st. ~ μ 6 m ³ = 30 m ³ je RM 200.- =	" 6'000.-	
Schlackenwolle Isolierung für Deckel und Boden je 4 m ³ = 20 m ³ je RM 200.-	" 4'000.-	
F-Kohlefüllung 1,4 m hoch = 22,7 . 5 = 111 m ³ Schmittgewicht 350 kg/m ³ = 111.350 = 38,5 t =	" 19'200.-	
Einfüllen XXXXXXXXXX	" 1'000.-	
5 Fundamente Kreisquerschnitt 1 m über Flur und 5 m unter Flur = je 20 m ³ = 100 m ³ je RM 50.- mit Erdaus- hub	" 5'000.-	
Fracht und Montage ca 20 % v. RM 95000"	19'000.-	RM 114'200.-
Pos.2) 1 Demagzug für 5 t Tragkraft	" 2'000.-	
" 3) Rohrleitungen, fertigverlegt, isol., mit Schiebern,	" 22'000.-	
" 4) Meßinstrumente ca 2 % v. RM 138'200.-	" 2'800.-	
" 5) Beleuchtung, Telefon u. Uhren	" 3'000.-	
" 6) Unvorhergesehenes ca 11 % v. 165'000.- RM =	RM 144'000.-	
Apparatekonto	" 25'000.-	RM 169'000.-
" 7) Bedienungsbühnen und Laufschiene für Demagzug	RM 15'000.-	
Unvorhergesehenes ca 10 %	" 1'500.-	" 16'500.-
Gesamtsumme		RM 185'500.-

Handwritten signature and notes at the bottom right of the page.

F. Kohlen-Entschwefelung
Betriebskalkulation für Gasprojekt Op.

Zu Fall III. 360 Betr. Tage.

8129

Benennung:	Einheitspreis		Stunden		Kosten RM
	RM m	RM to.	m	to	
I. Rohmaterial:					
a) Ferngas	-	-	-	-	-
b) Sauerstoff	-	-	-	-	-
c) Bodmud-Kontakt	-	-	-	-	-
d) ZnO - "	-	-	-	-	-
e) Braunoxyd - "	-	-	-	-	-
f) F-Kohle-Kontakt Laufzeit 2.1 Jahr	1 Füllk.	38,5 t	500	0,0027	1,35
II. Energien:					
a) Dampf-Niederdruck	-	-	-	-	-
b) Kondenswasser ölfrei	-	-	-	-	-
c) Flusswasser	-	-	-	-	-
d) Hochspannung	-	-	-	-	-
e) Niederspannung	0,018 kW/h	-	10 kW/h	-	0,18
f) Heizgas	-	-	-	-	-
g) Kesselspeisewasser	-	-	-	-	-
III. Löhne u. Gehälter:					
a) Arbeiter pro Schicht incl. % Zuschlag	1 h	-	-	1 h	1,00
b) Gehälter 50 % Lohn	1/4 Meister	-	-	-	0,25
IV. Reparatur von Anlagenkap. 4 % v.					
	185000 =	7400	: 8640	-	0,858
V. Betriebsmaterial u. Labor-Material 12% v. Lohn					
	-	-	-	-	0,12
VI. Feuerschutz u. Steuern 1,8 % v. Anlagekapital					
	1,8 % v. 185000 =	3322	: 8640	-	0,385
VII. Amortisation u. Verzinsung					
MTA 13 % v. Anlagekap.	13 % v. 185000 =	24050	: 8640	-	2,78
BTA	-	-	-	-	-
				Summe	6,924
VIII. Gutschrift:					
a) Dampf	-	-	-	-	-
IX. Erzeugungskostens:					
Entschwefelungskosten für	29300 RM/h =	pro RM/h	-	-	0,000286

Handwritten signature and date: 1952.12.23 / W. W. W.

Kostenkalkulation Bier-Fabrik

Ludwigshafen a. Rh., 10. Dez. 1938/Gh.

8130

Linde-Fränk.-Anlage für 3340 m³/h 98 % O₂

ohne Luftansaugeleitung

720 Betriebstage.

F a l l 3.

	Gewicht to	Preis RM.
2 Trennapparate je 1650 m ³ /h überlastbar auf 1700 "	120	380 000.--
2 Turboverdichter	70	120 000.--
Hochdruck-Luftverdichter, Kälte-Anlage, CO ₂ -Auswaschung, sämtl. sonstigen Maschinen u. Apparate, einschl. Kaltstick- stoff-Turbine u. Verbindungs- leitungen	80	170 000.--
Motoren u. ges. el. Einrichtung	40	90 000.--
Fundamente		65 000.--
Meßinstrumente		5 000.--
Rohrleitungen außerhalb der Linde-Lieferung	40	45 000.--
Aufstellung der Anlage		60 000.--
Bau		200 000.--
Unbenanntes u. Zubehör		115 000.--
		1 250 000.--

10. 12. 38

Günther

für 10. 12.

Betriebskostenrechnung

Fall 2.

Anlagekosten schlüsselfertig für eine Linde-Fränkli-Anlage von 3340 cbm/h O₂, 98 %ig:
ohne Luftansaugtg.

RM 1 250 000.---

Jährliche Betriebszeit: 320 Tage à 24 Std. = 7680 Std.

8131

		Menge je 1000 cbm O ₂	Preis je Einheit RM	Menge/ h	Kosten/ h RM
1.) Rohmaterialien:					
a) Natronlauge (Aetznatron 96%ig)	kg	0.45	0.23/kg	1.50	0.35
b) Ammoniak	kg	0.04	0.41/kg	0.13	0.05
2.) Energien:					
a) Hoch- u. Niederspannung	kWh	650	0.014	2170	30.40
b) HD-Dampf	t	0.025	3.00/to	0.0835	0.25
c) Wasser	cbm	70	0.007/cbm	234	1.64
d) Maschinenöl	kg	0.40	0.50	1.34	0.67
3.) Löhne u. Gehälter:					
a) Lohnstunden + Zuschlag					
b) Gehälter 50% Zuschlag			2.-	4	8.-
c) Labor 6%					4.-
4.) Reparaturen:					
a) Rep.-Lohnstunden					0.48
b) Material			RM 2.70/1000 cbm		9.-
5.) Amortisation u. Verzinsung 10% v. Anlage					
			" 0.20/ "		0.67
6.) Feuerschutz u. Steuer 1,8 % v. Anlage					
					19.50
Betriebskosten/ h					2.93
					77.94

Preis für 1 cbm O₂ = 1314 = 2,33 RM

3340

M. 12. 38
für 10. 11. 1938

Fall 3.

Ludwigshafen/Rh., 10. Dezember 1918/Gb.

Kompressionsanlage

Es sind 29300 m³/h oder 32000 m³/h bei 15°, 1 ata; zu verd. v. 1,02 a. 325
es werden 3 Verdichter gewählt, also $\frac{32000}{3} = 10670$ m³/h je
Verdichter.

Ansaugemenge der 1. Stufe bezogen auf den Ansaugzustand be-
zogen 1,02 ata, 30°, wasserdampfgesättigt.

$$10670 \cdot \frac{735}{750 \cdot 32} \cdot \frac{303}{288} = 11\ 500 \text{ m}^3/\text{h}$$

Auslegung der 1. Stufe: 12000 m³/h

Verdichterleistung:

Verdichterleistung je 100 m³/h von 1,02 auf 325 ata = 15,7 KW in.
also 15,7 · 120 = 1885 KW in.

Wellenleistung: $\frac{1885}{0,6} = 3140$ KW eff.

Motoren gewählt je 3500 KW

elektr. Leistung: $\frac{3140}{0,92} = 3420$ KW el.

Preis für je Verdichter ab Werkstation: RM 260 000.--

" " 3. Verdichter ab Werkstation: " 780 000.--

Anlagekosten der Kompressionsanlage

RM 2 500 000.--

10. 12. 18.
H. H. H.
/.
für 10. 12. 18.

Betriebskostenrechnung

Anlagekosten: RM 2 500 000,-- schlüsselfertig für eine Kompressionsanlage von 32000 m³/h, 15^o, 1 ata
 von 1 auf 325 ata.

Jährliche Betriebszeit: 320 Tage à 24 Std. = 7680 Std.

Kosten für 1000 cbm Rohgas von 1 auf 325 ata = 7,35 RM

8133

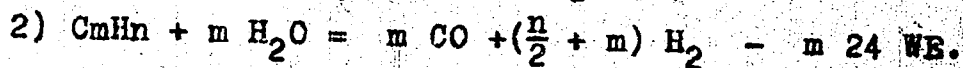
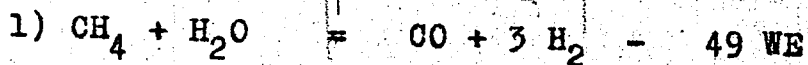
		Preis je Einheit RM	Menge/ h	Kosten/ h RM
1.) <u>Rohmaterialien:</u>				
2.) <u>Energien:</u>	a) Mech-u. Niederspannung	kWh		
	b) HD-Dampf	t	10500	147,--
	c) Wasser	cbm		
	d) Maschinöl	kg	900	6,30
3.) <u>Löhne u. Gehälter:</u>		0,50	30	15,--
	a) Lohnstunden + Zuschlag			
	b) Gemeiner 50% Zuschlag	2,--	4	8,--
	c) Labor 6%			4,--
4.) <u>Reparaturen:</u>				0,48
5.) <u>Amortisation u. Verzinsung 10% v. Anlage</u>				16,30
6.) <u>Feuerschutz u. Steuer 1,8% v. Anlage</u>				32,60
Betriebskosten/h				5,86
				255,94

Von 13.12. 10.12. 2011

5) Fall 4: Kohlenwasserstoffsynthesegas aus Ferngas.

3 Systeme in Betrieb, alle 3 überlastbar.

Zum Zwecke des Vergleiches wurde unter möglichst analogen Verhältnissen die Kalkulation des Röhren-Verfahrens durchgeführt. Bei diesem Verfahren werden die Kohlenwasserstoffe mit Wasserdampf zersetzt nach den Gleichungen



Die Umsetzung findet in kontaktgefüllten Edelstahlrohren von 15 cm Durchmesser und 8 m Länge statt, die Reaktionswärme wird durch Aussenheizung eingebracht.

Der Hauptvorteil des Verfahrens ist, dass man keinen Sauerstoff benötigt.

Als Nachteil steht dem gegenüber, dass das Eingangsgas weitgehend entschwefelt sein muss. Infolge der Aussenheizung sind Temperaturen im Kontakt nur bis 800° wirtschaftlich zu erzielen. Bei diesen Temperaturen ist aber der Kontakt noch so schwefelempfindlich, dass vor dem Eingang in den Röhrenofen eine organische S-Reinigung durchgeführt werden muss.

Im übrigen sind sich die beiden Verfahren, namentlich in den Betriebskosten so ähnlich, dass nur von Fall zu Fall durch eine Vergleichskalkulation entschieden werden kann, welche Arbeitsweise vorzuziehen ist.

Die Wahl der Arbeitsbedingungen und die Berechnung wurden in möglichst enger Anlehnung an die für Stettin projektierte Spaltanlage von Hy-Abgas durchgeführt. Der Berechnungsgang ist analog der seinerzeit von Herrn Dipl.Ing. Müller, Büro Lampe, durchgeführten Berechnungen.

Das mit Wasserdampf versetzte Ferngas wird im Austauscher auf $400 - 450^\circ$ vorgewärmt. Es geht dann durch die organ. S-Reinigung.

An Eisenoxydkontakten wird zunächst der organ. S in anorgan. S umgewandelt und anschliessend durch ZnO herausgenommen. Am Ende dieser Reinigung sind noch etwa 10 mg S im Gas, die für das Röhren-Verfahren nicht mehr stören. Das Gas tritt anschliessend mit etwa 350° in die Kontaktrohre ein und wird bis auf 800° aufgeheizt und umgesetzt. Das Endgas von 800° dient zur Aufheizung des Eingangsgases (auf 400 - 450°) und des Heizgases auf 350°. Die Rauchgasabgangstemperatur beträgt 950°, die Rauchgase werden zunächst im Abhitzekegel unter Erzeugung von Dampf abgekühlt und wärmen anschliessend die Verbrennungsluft auf 450° vor.

Für die Berechnung des Heizgasverbrauches ist zunächst festzustellen, wieviel WE das Reaktionsgas für seine Erwärmung von 350° auf 800° und für die Umsetzung benötigt.

Die Wärmebilanz der Reaktion pro System beträgt:

$$\begin{array}{rcl}
 1) & \underline{\underline{\frac{5180 \cdot 0,22 \cdot 49 \cdot 10^3}{22,4}}} & = - 2\,490\,000 \text{ WE} \\
 2) & \underline{\underline{\frac{5180 \cdot 0,0935 \cdot 24 \cdot 10^3}{22,4}}} & = - 529\,000 \text{ WE} \\
 & & \underline{\hspace{1.5cm}} \\
 & & - 3\,019\,000 \text{ WE.} \\
 & \underline{\underline{\frac{5180 \cdot 0,15 \cdot 9,5 \cdot 10^3}{22,4}}} & = + 330\,000 \text{ Wassergasreaktion} \\
 & & \underline{\hspace{1.5cm}} \\
 & & - 2\,689\,000 \text{ WE.}
 \end{array}$$

Der Wasserdampfgehalt des Eingangsgases soll, um Verstopfung im Kontakt zu vermeiden, das doppelte der zum Umsatz erforderlichen Menge betragen. Das ist pro 100 Teile Eingang $2 \cdot 46,35 = 92,7$ Teile $\cdot 747 \text{ g/Nm}^3 = 747 \cdot 5180 = 3,87 \text{ t pro System}$. Im Endgas der Röhrenöfen sind noch 1,93 t, und die Endgasmenge selber beträgt $10\,600 \text{ Nm}^3/\text{h}$ (siehe Analysenschema Fall 4).

Folgende Energiemenge wird bei der Erwärmung von 350° auf 800° aufgenommen:

$$\begin{array}{rcl}
 10\,600 \cdot 0,32 & = & 3\,390 \text{ WE/}^\circ \quad (\text{Gas}) \\
 1\,930 \cdot 0,49 & = & 946 \text{ "} \quad (\text{Dampf}) \\
 & & \underline{\hspace{1.5cm}} \\
 & & 4\,336 \text{ WE/}^\circ.
 \end{array}$$

$$\begin{array}{r}
 4336 \cdot 450^\circ \\
 = 1\,950\,000 \text{ WE Erwärmung} \\
 2\,689\,000 \text{ " Endothermität der Reaktion} \\
 \hline
 4\,639\,000 \text{ WE durch Aussenheizung einzubringen.}
 \end{array}$$

Diese Wärmemenge wird dem Rauchgas entzogen, wobei sich dasselbe von Flammentemperatur auf 950° abkühlt. Für die Rauchgasmenge x gilt somit die Gleichung (mit $1800^\circ =$ Flammentemperatur)

$$x \cdot 0,35 (1800 - 950) = 4\,639\,000$$

$$x = \frac{4\,639\,000}{0,35 \cdot 850} = 15\,500 \text{ Nm}^3/\text{h Rauchgas}$$

$$= 3,0 \text{ Nm}^3 \text{ Rauchgas} / 1 \text{ Nm}^3 \text{ Eingang.}$$

Als nächstes ist die Heizgasmenge und der Luftüberschuss zu berechnen, der unter diesen Verhältnissen die gewünschte Rauchgasmenge liefert. Als Heizgas soll Ferngas verwendet werden, mit dem unteren Heizwert von 4300 WE/m^3 . Bei theoretischer Luftmenge geben 100 Nm^3 Ferngas + 465 Nm^3 Luft = 535 Nm^3 Rauchgas. Es sei die gesuchte Heizgasmenge y und der Luftüberschuss z , so gelten die Gleichungen:

$$1) \quad 5,35 y + y z = 3,0 \quad / \quad z = \frac{3 - 5,35 y}{y}$$

$$2) \quad \begin{array}{cccc} \text{I} & \text{II} & \text{III} & \text{IV} \\ 3 \cdot 1800 \cdot 0,35 = y \cdot 4300 & + & y \cdot 350^\circ \cdot 0,4 & + & z \cdot 450^\circ \cdot 0,32 \end{array}$$

Gleichung 2 stellt die Energiebilanz dar, I ist die Wärmemenge im Rauchgas, II die durch Verbrennung des Heizgases erzeugte Energie und III und IV die durch Vorwärmungen von Gas und Luft eingebrachte Energie.

Durch Einführen von z aus Gleichung 1 und Auflösung nach y ergibt sich:

$$1900 = 4300 y + 140 y + 144 \cdot 4,6 y + 436 - 770 y$$

$$y = \frac{1464}{4330} = 0,34 \text{ Nm}^3 \text{ Heizgas} / 3,0 \text{ Nm}^3 \text{ Rauchgas}$$

Heizgasbedarf pro System:

$$0,34 \cdot 5180 = 1765 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

$$\text{Luftüberschuss } z = \frac{3 - 5,35 \cdot 0,34}{0,34} = 3,47 \text{ Nm}^3 \text{ Luft/Nm}^3 \text{ Rauchgas.}$$

Hat das Heizgas einen geringeren Heizwert, so ist der obm-Bedarf entsprechend grösser und der Luftüberschuss kleiner.

Wärmegegewinnung aus dem Rauchgas von 950° :

Das Rauchgas wird zunächst in einem Abhitzekessel von 950° auf 564° abgekühlt.

$$15\,500 \cdot 0,33 = 5\,120 \text{ WE}^{\circ}$$

$$5120 \cdot 386 = 1\,970\,000 \text{ WE}, \frac{1\,970\,000}{750\,000} = 2,64 \text{ t Hochdruckdampf/System}$$

Das Rauchgas von 564° dient dazu, die Verbrennungsluft auf 450° vorzuwärmen. Der theoretische Luftbedarf war $4,65 \text{ Nm}^3/\text{Nm}^3$ Heizgas, die Überschussluft $3,47 \text{ Nm}^3/\text{Nm}^3$ Heizgas.

Gesamtluftbedarf $8,12 \text{ Nm}^3/\text{Nm}^3$ Heizgas

$$8,12 \cdot 1765 = 14\,350 \text{ Nm}^3$$

Durch die Vorwärmung dieser Luftmenge kühlt sich das Rauchgas auf etwa 150° ab.

Eine zusätzliche S-Reinigung des Endgases erübrigt sich, da die Hautmenge des S in den Eisenoxyd-Zinkoxyd-Behältern entfernt worden ist. Die Restmengen werden in der anschliessenden Druckwasserwäsche herausgeholt. Wegen des hohen CO_2 -Gehaltes im Endgas ist im Gegensatz zu Fall 3 eine Druckwasserwäsche erforderlich.

Die 2% CH_4 im Endgas müssen bei dieser Arbeitsweise in Kauf genommen werden. Es besteht zwar die Möglichkeit, auch dieses Methan durch eine anschliessende Nachverbrennung mit Sauerstoff im Schachtofen zu entfernen, dieser Arbeitsgang wurde jedoch nicht ausführlich diskutiert, da dadurch die Gesamtanordnung noch umfangreicher wird. Aus dem gleichen Grunde wurde die Gewinnung von Ammoniaksynthesegas nach dem Röhrenverfahren nicht näher untersucht. Da nämlich im Ammoniaksynthesegas die Anwesenheit von 2% CH_4 untragbar ist, käme auch hier nur eine Kombination von Röhren- und Sauerstoff-Verfahren in Betracht.

Grösse der Systeme und Reserven.

Die insgesamt anfallende Menge $\text{CO} + \text{H}_2$ beträgt $26\,800 \text{ Nm}^3/\text{h}$. Die normale Belastung eines Spaltrohres von 15 cm Durchmesser und

8 m Länge ist $180 \text{ Nm}^3/\text{h CO} + \text{H}_2$. Das gibt

$$\frac{26\ 800}{180} = 149 \text{ Rohre.}$$

Ein Ofen normaler Bauart enthält 66 Rohre. Es wurden 3 Systeme à 66 Rohre gewählt, die alle 3 gleichzeitig mit entsprechender Unterbelastung gefahren werden sollen. Bei Ausfall eines Systems können dann die beiden anderen überlastet werden.

Die Hochdruckstufen sind ohne besondere Reserven ausgelegt, wie in den früheren Fällen.

- Anlagen:
- 1) Analysenschema Fall 4,
 - 2) Flisschema Fall 4,
 - 3) Kostenschätzung Büro Lampe,
 - 4) Kostenschätzung Büro Putterer.

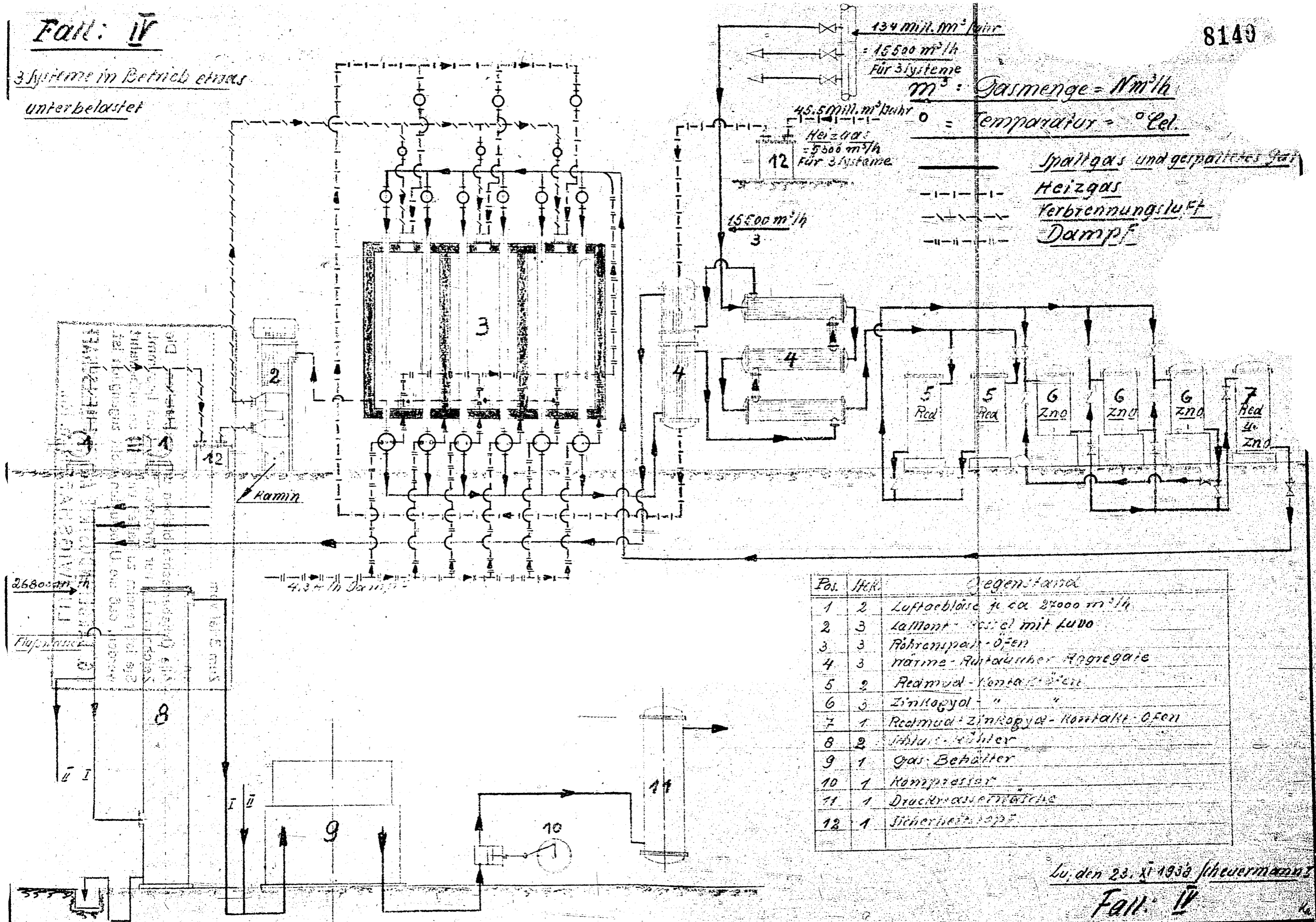
Fall 4: Analysenschema.

Synthesegas Röhrenverfahren	Eingang	Reaktion im Röhrenofen ohne Einstellung des Wasser- gasgleichgewichts	Wassergasreaktion im Röhrenofen																																																																																																
Reaktions- gleichungen	Analyse 1	1) $CH_4 + H_2O = CO + 3 H_2 - 49 \text{ WE}$ 2) $C_mH_n + m H_2O = m CO + (\frac{n}{2} + m) H_2 - m 24 \text{ WE}$	1) $CO + H_2O = CO_2 + H_2 + 9,5 \text{ WE}$																																																																																																
	<table border="0"> <tr> <td></td> <td style="text-align: center;">%</td> <td></td> <td style="text-align: center;">%</td> </tr> <tr> <td>CO₂</td> <td>2,9</td> <td>C₂H₆</td> <td>0,85</td> </tr> <tr> <td>O₂</td> <td>0,25</td> <td>C₃H₈</td> <td>0,15</td> </tr> <tr> <td>CO</td> <td>6,4</td> <td>C₂H₄</td> <td>2,65</td> </tr> <tr> <td>H₂</td> <td>51,35</td> <td>C₃H₆</td> <td>0,45</td> </tr> <tr> <td>N₂</td> <td>9,35</td> <td>C₄H₈</td> <td>0,05</td> </tr> <tr> <td>CH₄</td> <td>25,5</td> <td>C₅H₁₀</td> <td>0,05</td> </tr> <tr> <td></td> <td></td> <td>C₂H₂</td> <td>0,05</td> </tr> </table>		%		%	CO ₂	2,9	C ₂ H ₆	0,85	O ₂	0,25	C ₃ H ₈	0,15	CO	6,4	C ₂ H ₄	2,65	H ₂	51,35	C ₃ H ₆	0,45	N ₂	9,35	C ₄ H ₈	0,05	CH ₄	25,5	C ₅ H ₁₀	0,05			C ₂ H ₂	0,05	<table border="0"> <tr> <td></td> <td style="text-align: center;">Teile</td> <td></td> <td style="text-align: center;">%</td> </tr> <tr> <td>+ H₂O →</td> <td>CO₂</td> <td>2,9</td> <td>1,5</td> </tr> <tr> <td>Teile</td> <td>O₂</td> <td>-</td> <td></td> </tr> <tr> <td>1.)</td> <td>CO</td> <td>37,75</td> <td>19,75</td> </tr> <tr> <td>2.)</td> <td>H₂</td> <td>136,0</td> <td>71,7</td> </tr> <tr> <td></td> <td>N₂</td> <td>9,35</td> <td>4,95</td> </tr> <tr> <td></td> <td>CH₄</td> <td>3,5</td> <td>1,8</td> </tr> <tr> <td></td> <td></td> <td style="border-top: 1px solid black;">189,40</td> <td style="border-top: 1px solid black;">100</td> </tr> </table>		Teile		%	+ H ₂ O →	CO ₂	2,9	1,5	Teile	O ₂	-		1.)	CO	37,75	19,75	2.)	H ₂	136,0	71,7		N ₂	9,35	4,95		CH ₄	3,5	1,8			189,40	100	<table border="0"> <tr> <td></td> <td style="text-align: center;">Teile</td> <td></td> <td style="text-align: center;">%</td> </tr> <tr> <td>+ H₂O</td> <td></td> <td>17,9</td> <td>8,75</td> </tr> <tr> <td>Teile</td> <td></td> <td>-</td> <td></td> </tr> <tr> <td>15</td> <td></td> <td>22,75</td> <td>11,1</td> </tr> <tr> <td></td> <td></td> <td>151,0</td> <td>73,8</td> </tr> <tr> <td></td> <td></td> <td>9,35</td> <td>4,6</td> </tr> <tr> <td></td> <td></td> <td>3,5</td> <td>1,7</td> </tr> <tr> <td></td> <td></td> <td style="border-top: 1px solid black;">204,40</td> <td style="border-top: 1px solid black;">100</td> </tr> </table>		Teile		%	+ H ₂ O		17,9	8,75	Teile		-		15		22,75	11,1			151,0	73,8			9,35	4,6			3,5	1,7			204,40	100
	%		%																																																																																																
CO ₂	2,9	C ₂ H ₆	0,85																																																																																																
O ₂	0,25	C ₃ H ₈	0,15																																																																																																
CO	6,4	C ₂ H ₄	2,65																																																																																																
H ₂	51,35	C ₃ H ₆	0,45																																																																																																
N ₂	9,35	C ₄ H ₈	0,05																																																																																																
CH ₄	25,5	C ₅ H ₁₀	0,05																																																																																																
		C ₂ H ₂	0,05																																																																																																
	Teile		%																																																																																																
+ H ₂ O →	CO ₂	2,9	1,5																																																																																																
Teile	O ₂	-																																																																																																	
1.)	CO	37,75	19,75																																																																																																
2.)	H ₂	136,0	71,7																																																																																																
	N ₂	9,35	4,95																																																																																																
	CH ₄	3,5	1,8																																																																																																
		189,40	100																																																																																																
	Teile		%																																																																																																
+ H ₂ O		17,9	8,75																																																																																																
Teile		-																																																																																																	
15		22,75	11,1																																																																																																
		151,0	73,8																																																																																																
		9,35	4,6																																																																																																
		3,5	1,7																																																																																																
		204,40	100																																																																																																
Gesamtmenge <i>Nm³/h</i>	5180 Nm ³ /h	+ H ₂ O 9820 Nm ³ /h	10600 Nm ³ /h																																																																																																
Mengen CO + H ₂	3350 Nm ³	8970 Nm ³ /h	8970 Nm ³ /h																																																																																																
Benötigte Wärme		- 3 019 000 WE	+ 330 000 WE - 2689 000 WE																																																																																																
Dampfmenge	3,87 t	- 1,31 t	- 0,63 t - 1,94 t																																																																																																
Dampf in g/Nm ³	740 g/Nm ³	259 g/Nm ³	183 g/Nm ³																																																																																																

Fall: IV

3 Systeme im Betrieb etwas unterbelastet

8149



134 Mill. m³ Jahr
= 15500 m³/h
Für 3 Systeme
m³ : Gasmenge = Nm³/h
t = Temperatur = ° Cel.

45.5 Mill. m³ Jahr
Heizgas
= 5300 m³/h
Für 3 Systeme
12

Spaltgas und gespaltenes Gas
Heizgas
Verbrennungsluft
Dampf

15500 m³/h
3

Pos.	Stk.	Gegenstand
1	2	Luftgebläse je ca. 27000 m ³ /h
2	3	Lalant - Kessel mit Luvo
3	3	Röhrenperit - Ofen
4	3	Wärme - Austausch - Aggregate
5	2	Redmud - Kontakt - Ofen
6	3	Zinkopyd - " "
7	1	Redmud - Zinkopyd - Kontakt - Ofen
8	2	Abfall - Behälter
9	1	Gas - Behälter
10	1	Kompressor
11	1	Druckverminderer
12	1	Sicherheitsventil

Lu, den 23. XI 1938 Scheuermann

Fall: IV

DIN-Format A 3 (297 x 420)

Kostenschätzung Büro Laup.

8141

Lu., 7. Dezember 1938 /Gp.

F a l l IV nach Schema N 2844 - B.

CO + H₂ aus 134 Mill Nm³ Ferngas im Jahr für Spaltung und
 45,5 Mill Nm³ Ferngas im Jahr zum Heizen = 15500 Nm³/h Ferngas
 zum Spalten + 5300 Nm³/h Ferngas zum Heizen = 26800 Nm³/h CO + H₂.
 Als Grundlage vorliegender Schätzung dienen die entsprechenden
 Preise der Stettiner Schätzung.

3 Systeme.

Pos.	Stück:	Gegenstand:	RM.
1	2	Luftgebläse Leistung je 90000 m ³ /h Verbrennungs-Luft Preis mit Montage je 22000.-	44 000.-
		2 Motoren je 340 kW n 1475	24 000.-
		2 Schalter	8 000.-
		1 Handlaufkran	5 000.-
			81 000.-
2	3	La-Mont- Abhitzeessel mit Luvo	200 000.-
		3 Umwälzpumpen a 0,85 m ³ /min	1 800.-
		3 Motoren dazu je 9,5 kW	1 800.-
		3 Schalter	900.-
		3 Umwälzpumpen je 0,85 m ³ /min	1 800.-
		3 Dampfturbinen je 12 PS	7 000.-
		2 Kesselspaisepumpen je 21 to/h	1 500.-
		2 Motoren	4 000.-
		2 Schalter	800.-
		1 Kesselspaisepumpe 42 to/h 255 m.H.	1 000.-
		1 Dampfturbine dazu 75 S.	4 000.-
		alles mit Montage u. Fracht	224 600.-
3	3	Röhrenspaltöfen je 3 x 22 = 66 Rohre, 168,2 x 6 x 7950 lg. = 264 Spaltrohre	303 000.-
		3 Dampfmischer mit Isolierung	10 000.-
		15 Sammelrohre	33 000.-
		198 obere Flanschen	1 000.-
		198 gusseiserne Spaltrohrdurchführungen	800.-
		198 " " "	12 000.-
		18 Dampfüberhitzer	35 500.-
		18 Dehnungsausgleicher	35 500.-
		3 Spaltgassammelleitungen	9 600.-
			440 400.-

Pos.	Stück:	Gegenstand:	RM.
		Übertrag:	440 400.--
		6 Unterstützungen	26 000.--
		3 Heizgasverteilungen	75 000.--
		3 Verbrennungsluftverteilungen	75 000.--
		72 Wirbelstrahlbrenner	45 000.--
		9 Träger	27 500.--
		18 Sammelrohre	150 000.--
		Einmauerungsmaterial	235 000.--
		3 Sammelleitungen	67 500.--
		1 Bockkran	14 000.--
		3 Stahlkonstruktionen	122 000.--
		Spaltofenkontakt m. Einfüllen 33 300 kg	100 000.--
		Transport u. Anstrich und Fundamente	84 000.--
			<u>1 461 400.--</u>
4	3	<u>dreistufige Wärmeaustauscher</u> kpl. m. Montage, Fracht u. Isolierung	<u>225 000.--</u>
5	2	<u>Redmud-Druckbehälter (Kon-</u> <u>verter)</u> 62 m ² Redmudkontakt = 75 to a 2000.-- Einfüllen 25.--/m ² Fracht u. Verpackung u. Montage	<u>37 500.--</u> <u>150 000.--</u> <u>1 500.--</u> <u>8 000.--</u>
			<u>197 000.--</u>
6	3	<u>ZnO-Druckbehälter (Absorber)</u> 73 m ² ZnO-Kontakt = 95 to a 800.-- Einfüllen 25.--/m ² Fracht, Verpackung u. Montage	<u>49 000.--</u> <u>76 000.--</u> <u>2 000.--</u> <u>8 000.--</u>
			<u>135 000.--</u>
7	1	<u>Redmud-ZnO-Druckbehälter</u> Kontakt ist oben enth. Fracht u. Montage-Verpackung 1 Bockkran	<u>16 800.--</u> <u>3 200.--</u> <u>15 000.--</u>
			<u>20 000.--</u> <u>15 000.--</u>
8	2	<u>Kühler 2 400 Ø, 25000 hoch m.</u> 5 Lagen Raschigringen je 3000 hoch Gewicht des Kühlers m. Einbauten und Bedienungsbühnen, Wandstärke Gewicht je 15,8 to a 800.-- 34 m ² Raschigringe 35x35xl Einfüllen Anstrich Fracht u. Montage	<u>25 600.--</u> <u>8 400.--</u> <u>2 000.--</u> <u>1 000.--</u> <u>4 000.--</u>
			<u>41 000.--</u>

Pos.	Stück:	Gegenstand:	RM.
12	3	<u>Sicherheitstöpfe</u> kpl. m. Fracht und Montage	1 500.--
13	1	<u>ZnO-Röstanlage</u> ca.	200 000.--
14	div.	<u>Rohrleitungen</u> mit Montage und <u>Unterstützungen</u> , Schieber u. Armaturen 4,7 % 2 297 800.-- = ca.	105 000.--
15	"	<u>Meßinstrumente</u> mit <u>Unter-</u> <u>stützungen</u>	15 000.--
16		Beleuchtung, Uhren u. Telefon, Kabel	10 000.--
		Unvorhergesehenes 11 %	2 731 500.--
		Apparate-Konto:	280 500.--
			3 012 000.--
		<u>Baukonto:</u>	
		Ein Gebläsehaus 13 m lg. 11 m br. 7 m hoch mit Kran 5 to. Spann- weite 10 m	25 000.--
		Kran	5 000.--
		Fundamente f. Apparate u. Kanäle	75 000.--
		Unvorhergesehenes ca. 11 %	11 000.--
		Gesamt-Kosten der Anlage	3 128 000.--

M. Hermann
Altstadt
[Signature]

Benennung :	Einheitspreis		Menge	Stunden	
	RM / m ³	RM / to.		Mengen	Kosten
I. Rohmaterial:					
a) Ferngas 15500 Nm ³ /h	0,022	-	15500	-	341,00
b) Sauerstoff	-	-	-	-	-
c) Redmud-Kontakt Laufzeit 3 Jahre	1. Füllung 75 to	2000	-	0,0029	5,80
d) ZnO - " " " 3 "	1. " 95 to	800	-	0,0366	2,735
f) Brennoxyd- "	-	-	-	-	-
g) Spaltofen-Kontakt Laufzeit 3 Jahre	1. Füllung 32,8 to	3000	-	0,00127	3,81
II. Energien:					
a) Dampf Niederdruck	-	2,90	-	12,9	37,4
b) Kondenswasser ölfrei	-	-	-	-	-
c) Fluswasser	0,015	-	200	-	3,00
d) Hochspannung	-	-	-	-	-
e) Niederspannung	0,018 kW/h	-	340 kW/h	-	6,12
f) Heißgas 5500 Nm ³ / h Ferngas	0,022	-	5500	-	116,5
g) Kesselspeisewasser	-	0,2	-	9,0	1,80
III. Löhne u. Geh. Mitarbeiter:					
a) Arbeiter pro Schicht incl. d. Zuschlag	3 h	3 h	3h	-	9,0
b) Gehälter 50 % Lohn	1/2 Meister	-	-	-	4,50
IV. Reparatur v. Anlagenkapital 5,6 % v.					
	2028000 =	175168 : 8640 =	-	-	20,27
V. Betriebsmaterialien Neben-Materialial 1,8 % v. Lohn					
	-	-	-	-	0,75
VI. Feuerzuschlag v. Anlagenkapital 1,8 % v. Anlagenkapital					
	2,04 v. 3128000 =	56304 : 8640 =	-	-	6,40
VII. Amortisation u. Verzinsung					
KBA 13 % v. Anlagenkapital	13% v. 3128000 =	406640 : 8640 =	-	-	47,06
BZA	-	-	-	-	-
				Summe	596,845
VIII. Gutschrift:					
a) Dampf	-	5,50	-	7,38	25,40
					571,445
IX. Erzeugungskosten für 26900 Nm³ = 0,36 = 9830000/26900					
					0,0216

18.12.35
[Handwritten Signature]

Kohlensäuerung Bier Futterm.

8145

Lehringen/Rh., 10. Dez. 1938/Gb.

Kompressionsanlage u. 00. - Anwendung

Teil 4.

Zur Verfügung stehen 3000 m³/h oder 34650 m³/h, 1,02 ata.
Das Gas enthält wasser 3,75 % CO₂, Ansaugdruck 7,5 ata.

a) Kompression

Verluste

$$A = \text{Ansaugmenge} = 34650 \text{ m}^3/\text{h}$$

	Verlust	Ausweichung	Gasmenge
1.) <u>Verdichtung</u> von 1,02 ata auf 20 ata	0,5%		
Verbleibende Gasmenge 0,995			
2.) <u>CO₂-Ausweichung</u>	1,5%	0,0	2,5%
Verbleibende Gasmenge: A = 0,995 · 0,80			
3.) <u>Verdichtung</u> von 25,5 auf 325 ata			

Verlust unter 1.) einbegriffen

Es werden 4 Verdichter gewählt,

$$\frac{34650}{4} = 8700 \text{ m}^3/\text{h} \text{ je Verdichter (1 bis 3. Stufe)}$$

und

$$\frac{30300}{4} = 7600 \text{ m}^3/\text{h} \text{ je Verdichter (4 bis 6. Stufe)}$$

Ansauggasmenge der 2. Stufe bezogen auf den Ansaugzustand
1,02 ata, 30°, wasserdampfgesättigt:

$$8700 \cdot \frac{735}{750 \cdot 32} \cdot \frac{303}{288} = 9350 \text{ m}^3/\text{h}$$

Auslegung der 1. Stufe 10000 m³/h

Verdichterleistung je 100 m³/h von 1 auf 20 ata = 9,1 kW

Gesamtleistung 1 bis 3. Stufe 9,1 · 100 = 910 kW

Wellenleistung $\frac{910}{0,6} = 1515 \text{ kW eff.}$

Von der 4. Stufe ansaugende Gasmenge auf den Ansaugzustand
bezogen, 30°, 25,5 ata, unter Vernachlässigung der Wasser-
dampfsättigung:

$$7600 \cdot \frac{1,02 \cdot 303}{255 \cdot 288} = 321 \text{ m}^3/\text{h}$$

Auslegung der 4. Stufe = 340 m³/h

Verdichterleistung: Hochdruck isotherm, Enddruck 325 ata

$L_{is} = 0,0627 \cdot \log \frac{325}{25,5} \cdot 340 \cdot 25,5 = 601 \text{ KW}_{is}$

1,106

Wellenleistung: 601 = 1002 KW eff.
0,6

Gesamtleistung: 1515 + 1002 = 2517 KW eff.

Motoren gewählt je 2800 KW

=====

elektr. Leistung: 2730 KW el.

Preis je Verdichter ab Werkstation: RM 215 000.-

" für 4 " " " " : " 860 000.-

Anlagekosten der Kompressionsanlage:

RM 2 750 000.-

=====

10. 12. 38

General

für 10. 12.

b) CO₂ - Anreicherung

Eingangsstrom: 34650 m³/h, 15°, 1 atm mit 0,075 % CO₂ = 3030 m³/h CO₂
 Ausgangsstrom: 30300 m³/h, 15°, 1 atm mit 0,904 % CO₂ = 274 " "
 abzureichende Menge: 2796 m³/h CO₂

Anreicherungstemp. 20°C
 Ansaugdruck 27,5 atm
 CO₂-Partialdruck 3,2 atm

Diffusivität von CO₂ in H₂O bei dem betrachteten Ver. Verhältnis
 1,64 m² CO₂ je m² H₂O

Theoretischer Wasserdurchsatz: 2796 = 1140 m³/h H₂O
 1,84
 tatsächlich " " 1050 = 360 m³/h H₂O
 0,75

also $\frac{2240}{34,65} = 64,5$ m³ H₂O je 1000 m³ Rohgas

Erforderlicher Querschnitt: $\frac{34650}{3900} = 8,9$ m²

gewählt 4 Türme 1800 mm H.Ø, 2,35 m² Querschnitt, 18 m hoch

Gasbelastung eines Turmes = 8615 m³/h,

das sind $\frac{8615}{2,35} = 3670$ m³/h je m² Wascherquerschnitt

Wasserbelastung eines/8,615 · 64,5 = 550 m³/h,

also $\frac{550}{2,35} = 234$ m³/h H₂O je m² Wascherquerschnitt

Pumpen gewählt: 4 zu je 550 m³/h

Motoren:

$L = \frac{530000 \cdot 300}{3600 \cdot 0,8 \cdot 102} = 592$ kW eff.

gewählt 4 Motoren je 650 kW

elektr. Leistung: $\frac{592}{0,92} = 645$ kW el.

Gesamtkraftverbrauch:

an der Welle 4 . 592	=	2372	KW eff.
el. bei $\eta_M = 0,93$	=	2550	KW el.
Rückgewinn durch Entsp.-Turbinen	=	1350	KW el.
<hr/>			
tatsüchl. Energieverbrauch	=	1200	KW el.

Anlagekosten für CO₂-Auswaschung

RM 1 100 000,--

RM 1 100 000,--

Gesamtanlage:

Kompression	RM 2 750 000,--
CO ₂ -Auswaschung	RM 1 100 000,--
	RM 3 850 000,--

Betriebskostenrechnung

Anlagekosten: RM 2 750 000.- schlüsselfertig für eine Kompressionsanlage von 34650 m³/h, 15°, 1 ata
 von 1 auf 28 ata u. 30 300 m³/h, 15°, 1 ata von 25,5 ata auf 325 ata.

Jährliche Betriebszeit: 320 Tage à 24 Std. = 7680 Std.

Kosten für 1000 cbm Rohgas = 7,34 RM

8149

	Preis je Einheit RM.	Menge /h	Kosten /h RM.
<u>1.) Rohmaterialien:</u>			
<u>2.) Energie:</u>			
a) Hoch- und Niedererzeugung	kWh		
b) ND-Dampf	t	11200	156.80
c) Wasser	cbm		
d) Maschinenöl	kg	970	6.80
<u>3.) Löhne u. Gehälter:</u>		31	19.50
a) Lohnstunden + Zuschlag		5	10.00
b) Gehälter 50% Zuschlag			5.00
c) Labor 6 %			0.60
<u>4.) Reparatoren:</u>			17.90
<u>5.) Amortisation u. Verzinsung 10% v. Anlage</u>			35.80
<u>6.) Feuerchutz u. Steuer 1,8% v. Anlage</u>			6.45
Betriebskosten /h			254.85

für 10.44. 10.10.24

Abw. Station / Hh. 10. Dezember 1938 / Gb.

Betriebskostenrechnung

Anlagekosten: RM 1 000 000,- schlüsselfertig für eine CO₂-Auswaschungs-Anlage zum
 Auswaschung von ~ 2800 t/h CO₂ aus 34650 t/h Rohgas.

Jährliche Betriebszeit: 320 Tage à 24 Std. = 7680 Std.

Kosten für 1000 ein Rohgas = 2,18 RM

8150

		Preis je Einheit	Menge / h	Kosten / h
		RM		RM
a.) <u>Rohmaterialien:</u>				
b.) <u>Wärme:</u>				
a) Hoch- und Niederdruck	kWh	0,014	1200	16,80
b) H ₂ O-Dampf	t			
c) Wasser	ctm			
d) Maschinenöl	kg	0,007	2240	15,70
b.) <u>Löhne u. Gehälter:</u>		0,50	4	2,00
a) Lohnstunden u. Zuschlag				
b) Gehälter 50% Zuschlag		2,00	6	12,00
c) Löhner 6%				6,00
a.) <u>Reparaturen:</u>				0,72
a.) <u>Amortisation u. Verzinsung 10% v. Anlage</u>				5,73
b.) <u>Feuerschutz u. Steuer 1,3% v. Anlage</u>				14,30
<u>Betriebskosten/h</u>				2,56
				75,83

10.12.38

6) Zusätzliche Gewinnung von CO zur Einstellung des geforderten Verhältnisses CO : H₂.

Benötigte CO-Mengen für CO : H₂ = 1 : 2,3.

Fall 3 1 750 Nm³/h

Fall 4 6 700 Nm³/h.

Es existieren 3 Möglichkeiten:

- 1) CO aus der CO-Wäsche der Ammoniak-Fabrik; würde für Fall 3 reichen, aber nicht für Fall 4.
- 2) Erzeugung gleichzeitig bei der Methan-Konvertierung nach der Gleichung:



- 3) Erzeugung durch Vergasung von Koks mit Sauerstoff.

Erzeugung von CO im CH₄-Konverter (2):

Wenn man mit gleichem Wasserdampfgehalt fährt und gleichzeitig CO₂ mit umsetzt, steigt der CO₂-Gehalt des Endgases ebenfalls in Folge des Gleichgewichtes, und zwar von 2,72 % auf 3,4 %, wenn man das Verhältnis CO : H₂ = 1 : 2,3 erzielen will. Es ist jedoch möglich, dass man einen Teil des H₂O durch CO₂ ersetzen kann, ohne Verrussung des Kontaktes zu erhalten, in diesem Falle ist der Anstieg der CO₂-Menge weniger stark. Als weitere Belastung kommt hinzu, dass die Energie für die Reaktion durch Sauerstoffverbrennung aufgebracht werden muss:

$$\text{Reaktionswärme } \frac{9,5 \cdot 1000}{22,4} = 426 \text{ / Nm}^3 \text{ CO}$$

$$\text{Fühlbare Wärme } 500^\circ \cdot 0,57 = \frac{285}{711 \text{ WE/Nm}^3 \text{ CO}}$$

Zur Erzeugung dieser Wärme benötigt man an O₂

$$\frac{711}{5100} = 0,14 \text{ Nm}^3 \left(\frac{114 \cdot 10^3}{22,4} = 5100 \text{ WE/Nm}^3 \text{ O}_2 \right)$$

Zusatzkosten für 1 Nm³ CO, abgesehen vom Heizwert des CO,

$$0,14 \cdot 2,0 = \underline{0,28 \text{ Pfg.}}$$

Erforderliche CO₂-Menge: 1 950 Nm³/h.

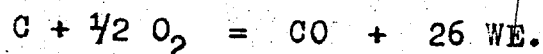
Die gleiche Arbeitsweise ist beim Röhrenverfahren möglich. Während bei Abwesenheit von zusätzlichem CO₂ ein H₂O-Überschuss von 100% der Theorie nötig ist, kann man bei Zugabe von CO₂ diesen Überschussdampf wahrscheinlich auf 50% der Theorie reduzieren. Man bekommt dann auf Grund des Gleichgewichtes ein Endgas mit 12,2% CO₂ statt 8,75% CO₂.

Erforderliche CO₂-Menge 7 800 Nm³/h.

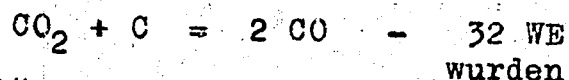
Die zusätzlichen Kosten für die Erzeugung dieses CO durch vermehrten Aufwand von Heizgas werden ähnlich sein, wie beim Sauerstoff-Verfahren.

Erzeugung von CO durch Vergasung von Koks mit Sauerstoff.

Es wird gegenwärtig in Schkopau in kleinen Generatoren CO gewonnen nach der Gleichung



Die Wärmeausnutzung dieses Verfahrens wird wesentlich verbessert, wenn man gleichzeitig die endotherme Reaktion



wurden ablaufen lässt. Derartige Versuche^{wurden} auch schon ausgeführt von Dr. Gross, Leuna, Aktennotiz 420 vom 6.9.1932. Verwendet wurde ein kleiner Abstichgenerator von 500 mm ø. Pro m³ CO + H₂ wurden gebraucht:

0,48 kg Koks, 0,244 m³ O₂, 0,244 m³ CO₂.

Das Endgas enthielt:

1,6% CO₂, 33,2% CO, 1,9% H₂, 3,3% N₂.

Betriebskosten:

Koks	0,47 · 2,3	=	1,08
Sauerstoff	0,244 · 2,2	=	0,54

1,62 ~~77~~ / Nm³ CO

Auf eine ausführlichere Untersuchung wurde seinerzeit aus äusseren Gründen verzichtet, es ist jedoch sehr wahrscheinlich, dass sich die genannten Zahlen noch verbessern lassen, durch bessere Regeneration der Wärme usw. Für das so gewonnene CO ist eine besondere Schwefelreinigung erforderlich, vielleicht sogar anorgan. und organ. Schwefelreinigung. Dieser Fragen wären noch experimentell zu klären.

In Fällen, wo kein oder zu wenig CO₂ vorhanden ist, kann auch anstelle von CO₂ mit H₂O gefahren werden, das Endgas enthält dann zwar noch Wasserstoff, jedoch ist der CO-Gehalt so hoch, dass man mit ihm auf den erforderlichen CO-Spiegel einstellen kann.

7) Linde-Verfahren zur Konvertierung von Ferngas.

Nach den Angaben von Linde beträgt der Bedarf für 1 Nm³ CO + H₂ (N₂ nicht mitgerechnet) $\frac{0,57}{0,935} = 0,61$ Nm³ Ferngas, 0,1285 Nm³ O₂ und 0,061 kg Koks. Verglichen mit den analogen Kosten für Fall 3 ergibt sich für unsere Oppauer Preisverhältnisse

<u>Generatorverfahren Linde:</u>			<u>Kontaktverfahren Fall 3:</u>		
Ferngas	0,61 · 2,2	= 1,34	0,649 · 2,2	=	1,429
Sauerstoff	0,1285 · 2,2	= 0,283	0,125 · 2,2	=	0,272
Koks	0,061 · 2,3	= 0,14			1,701
Dampfgutschrift		-	0,158 · 0,3	=	0,048
		1,763			1,653

In den Betriebskosten ist demnach das Verfahren nach Linde nicht billiger. Auch in den Anlagekosten ist keine spürbare Verbilligung zu erwarten, da der Hauptanteil der Anlage auf die Linde-Fränkling-Anlage entfällt, die beim Generatorverfahren noch etwas grösser sein muss.

Das Generatorverfahren hat den Vorteil, dass der CO-Gehalt gleich in der gewünschten Konzentration anfällt. Als Nachteil steht dem gegenüber, dass ausführliche Staub- und Schwefelreinigung erforderlich ist.

Sachse

Anlage:

Kopie eines Vortrages von Linde, gehalten bei der Ruhrchemie am 28.7.1938.