

TO BE INCLUDED IN LUDWIGSHAFEN  
DOCUMENTS AND R.W. PROCESS. B  
FOR MICROFILMING

Kostenschätzung für die Gewinnung  
von 70 %igem Acetylen und Synthesegas  
aus Kohlenwasserstoffen.

1928 A - 23

**STICKSTOFF-ABTEILUNG**

230000135

Vertraulich .  
\*\*\*\*\*

Kostenschätzung für die Gewinnung von  
70 %igem Acetylen und Synthesegas aus  
Kohlenwasserstoffen

von

Herrn Dr. S a c h s e

" Dr. Bartholomé

" Dipl.Ing. Altstaedt.

Verteiler:

Herrn Dir. Dr. Müller-Cunradi

Herrn Dr. Sönksen

(6 Exemplare f.eigene Reserve)

STICKSTOFF-ABTEILUNG  
Sa/Op. 648.

Oppau, den 10. Dezbr. 1940.

Kostenschätzung für die Gewinnung von 70 %igem  
Acetylen und Synthesegas aus Kohlenwasserstoffen.

Inhaltsübersicht.

Es ist im folgenden eine Kostenschätzung für die Verarbeitung von Kohlenwasserstoffen nach dem Sauerstoffverfahren auf Acetylen und die anschliessende Acetylenkonzentrierung mittels Druckwasserväsche durchgeführt. Man erhält auf diese Weise zunächst ein 70%iges Acetylen, der Rest ist Kohlensäure. Die Trennung von der Kohlensäure gelingt nur mit Laugen. Die Frage, ob diese weitergehende Reinigung zweckmässig ist, oder ob das Acetylen besser 70%ig verarbeitet werden soll, wird zur Zeit nachgeprüft.

Die Nachverbrennung des bei der Acetylenwäsche anfallenden Synthesegases kann sowohl bei Druck (23 atü) als auch im Niederdruck erfolgen. Für die Druckverarbeitung spricht die Tatsache, dass die Gase schon unter Druck anfallen, für die Niederdruckverarbeitung dagegen der Umstand, dass im Niederdruck die Ausbeuten günstiger sind. Es sind im folgenden daher 2 derartige Fälle durchgerechnet. Die Kompressionskosten wurden dabei in jedem Falle der Acetylenwäsche zu Last gelegt, rund 50 % der Anlagekosten und ~ 75 % der Betriebskosten der Acetylenwäsche werden von der Kompression benötigt.

Die Anlagen sind zunächst ohne Reserven ausgelegt. Der Sauerstoff ist mit 2,2 Pfg./m<sup>3</sup> 15° 755 eingesetzt. Da in diesen Kosten die Amortisation mit enthalten ist, sind keine Anlagekosten für die Linde-Fränckel-Anlage angegeben.

Die Ausbeuten sind ohne Vorsichtsreserven angegeben. Es sind errechnete Werte, die bei glattem Betrieb voraussichtlich erzielt werden können. Äthan wurde bislang nach dem Sauerstoff-Acetylenverfahren noch nicht verarbeitet. Die Ausbeuten wurden aus den Zah-

277  
288 x 760  
735 273  
-/-

len von Methan und Propan berechnet. Versuche mit Äthan und die Verarbeitung von Methan in grosstechnischen Öfen muss noch ausgeführt werden, bevor das Sauerstoffacetylenverfahren ausserhalb erstellt werden kann.

Als Eingangspreis für KW ist einmal der teure Äthanpreis (0,71 Pfg./1 000 WE) eingesetzt und zweitens der normale Heizwertpreis von 0,5 Pfg./ 1000 WE. Letzterer kommt namentlich in Betracht, wenn andere KW als Äthan verwendet werden. Da die Verarbeitungskosten des Acetylenverfahrens für alle KW, bezogen auf den Heizwert sehr ähnlich sind, gilt vorliegende Rechnung im Rahmen der möglichen Genauigkeit daher auch für andere KW als Äthan. -

Als Gutschrift für Synthesegas sind einmal die Oppauer Gaspreise von Juni 1939 (nach Rücksprache mit Dipl. Ing. Irgang) zu Grunde gelegt und zweitens ein von Dr. Ertel berechneter Gaspreis für Heydebreck.

Im folgenden ist mitgeteilt:

1. Teil.

Resultate.

Tabelle 1 : Gestehpreise für 1 kg Acetylen in 70 %igem Gas vorliegend.

Figur 1 und Figur 2: Fliebschemate der beiden Arbeitswege.

Tab. 2, 3, 4, 5, 6 : Betriebskosten der einzelnen Verfahrensstufen.

Tab. 7 und 8 : Anlagekosten.

2. Teil.

Berechnung des Gasschemas.

- I. Menge und Zusammensetzung des Gases nach dem Acetylenbrenner
- II. Berechnung der Acetylenkonzentrierung durch eine Druckwasserwäsche.
  - A. Ableitung der erforderlichen Gleichungen.
  - B. Durchführung der numerischen Berechnung.
- III. Berechnung der Nachverbrennung.
  - A. Verarbeitung bei 28 atü zu  $NH_3$ -Synthesegas.
  - B. Verarbeitung im Niederdruck zu Tannolsynthesegas.



230000138

- 3 -

Die Berechnung der Gasschemate wurde von Dr. Bartholomä durchge-  
führt, die Anlagekosten wurden von Dipl.Ing. Altstaedt ge-  
schätzt.

*Bartholomä*

Tabelle 1

Acetylen und Synthesegas aus A t h a n. 3070 m<sup>3</sup> C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>/h. Betriebspressen in RM/h.

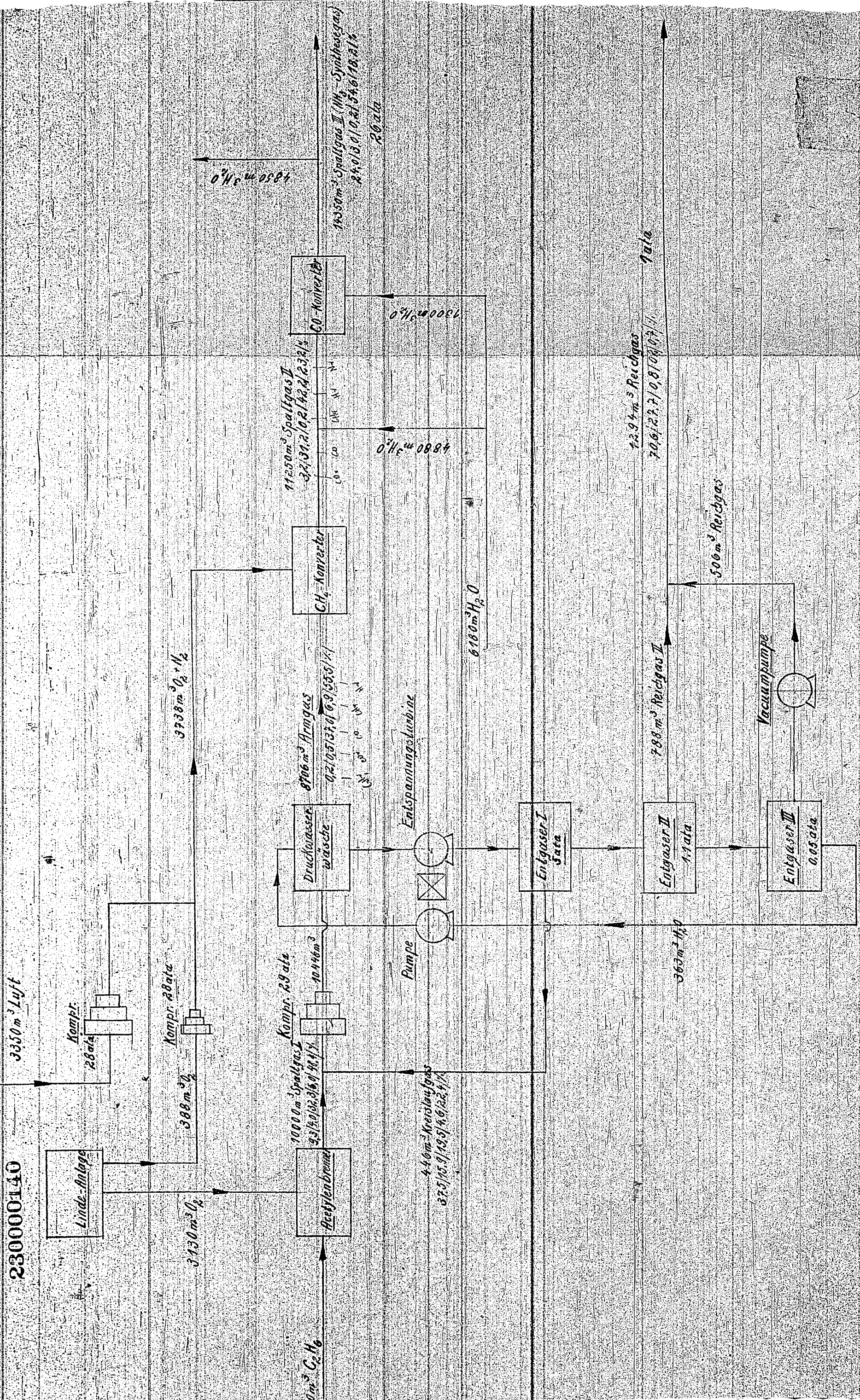
	Fall 1. Acetylenkonzentrierung 18 atü Tandelsynthesegas 0 atü	Fall 2. Acetylenkonzentrierung 30 atü NH <sub>3</sub> -synthesegas 27 atü
A t h a n	0,71 Pfg. 1000 WE C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,71 Pfg. 1000 WE C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>
Acetylenherzeugung	307,00	217,00
Acetylenkonzentrierung	107,13	107,13
Nachverbrennung	61,00	69,00
Summe der Spesen	19,20	61,60
Gutschrift f. Synthesegas	494,43	544,73
Spesen für Acetylen	264,00 1)	284,00 1)
Kosten/m <sup>3</sup> Acetylen 2)	230,43	170,73
Kosten/kg Acetylen 3)	25,1 Pfg.	18,6 Pfg.
	23,6 "	17,5 "
		22,0 "
		214,73
		454,73
		240,00 2)
		217,00

1) Gutschrift auf Grund der Gestehkosten in Oppau, Juni 1939.  
 2) Gutschrift auf Grund der Rechnung von Herrn Dr. Ertel für Heydbrück.  
 3) Acetylen liegt im Gas in 70% vor, Rest CO<sub>2</sub>.



Fig. 1

Fließschema 1 (Nachverbrennung bei 28 ata zu  $\text{NH}_3$ -Synthesegas.)



Teilmenge der Analysenzahlen  
 $\text{C}_2\text{H}_6 / \text{CO}_2 / \text{CO} / \text{CH}_4 / \text{H}_2 / \text{N}_2$

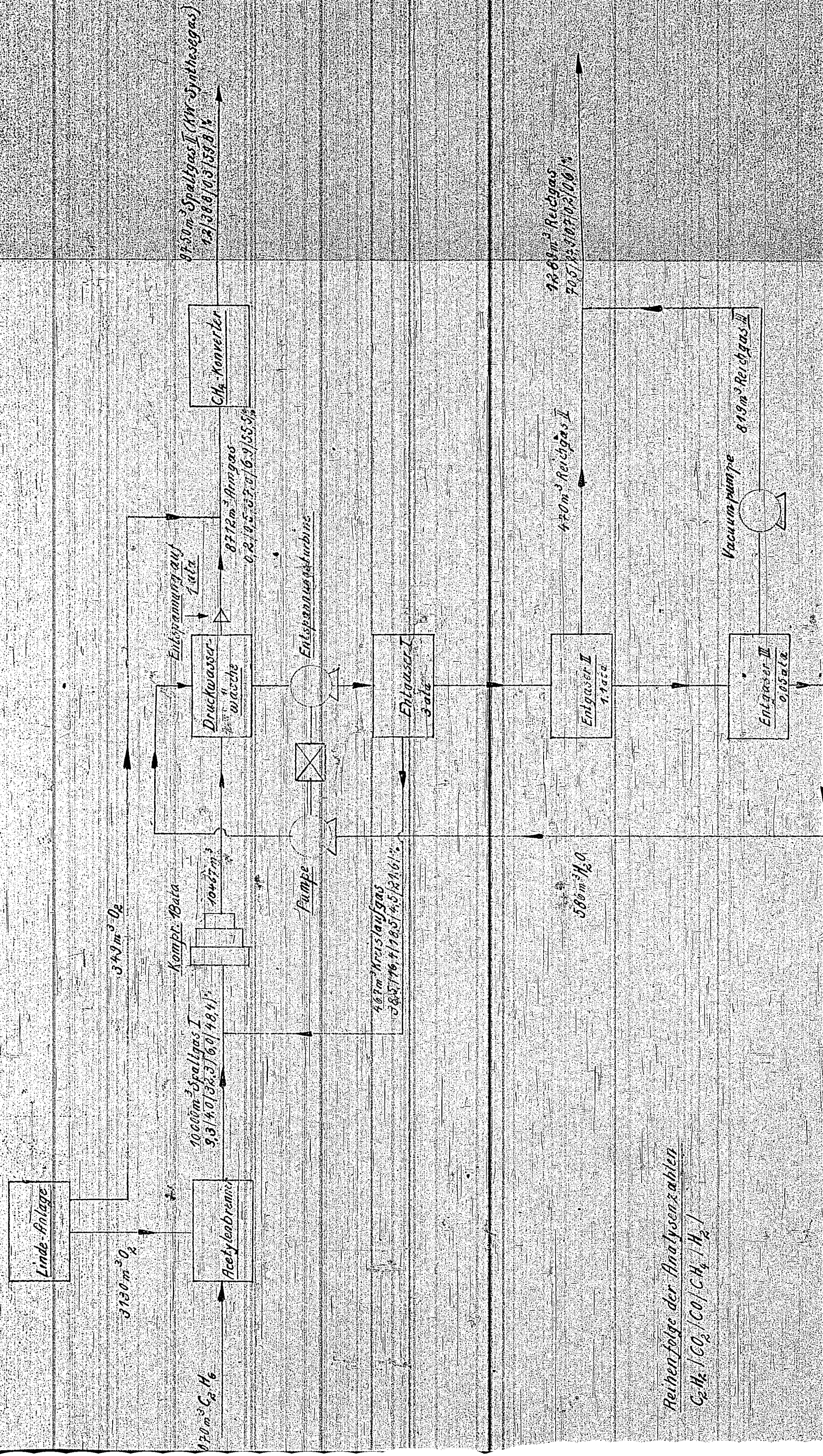
m<sup>3</sup> bezogen auf 150 & u. 1 ata



Fig. 2

230000141

# Fließschema 2 (Nachverbrennung bei Tata zu KW-Synthesegas)



Reihenfolge der Analysenzahlen  
 $\text{C}_2\text{H}_2 / \text{CO}_2 / \text{CO} / \text{CH}_4 / \text{H}_2$

$\text{m}^3$  bezogen auf  $15^\circ\text{C}$  u.  $1 \text{ ata}$



**Kostenrechnung** für eine Acetylenanlage für eine Acetylenanlage  
 Anlagekosten: RM 700 000 schlussfertig für eine Anlage für Verarbeitung von 3070 m<sup>3</sup> C<sub>2</sub>H<sub>2</sub>  
 und Erzeugung von 10000 m<sup>3</sup> Spaltgas mit 9,3 % Acetylen  
 jährliche Betriebszeit: 360 Tage zu 24 Std. = 8700 Stunden.  
 Kosten für cbm = RM

Niederdruck

	Dimension	Preis je Einheit RM	Menge/h	Kosten/h RM	Menge je 1000 cbm	Kosten je 1000 cbm RM
1. Rohmaterialien:						
e) Äthan	m <sup>3</sup>	0,10	3070	68,20		6,82
b) Sauerstoff	m <sup>3</sup>	0,022	3130	7,55		0,755
c) Kraftgas 3070	WE	4,5/Mio WE	1,67			
d) 500						
0,7						
1,67						
2. Energie:						
f) Hochspannung - Niederspannung	KWh	0,014	120	1,68		0,168
g) HD-Dampf	l					
h) ND-Dampf	l					
i) Kühl- u. Waschwasser	cbm	0,02	160	3,20		0,320
k) Maschinöl	kg					
3. Löhne u. Gehälter:						
o) Lohnstunden + Zuschlag	h	1,60	5	8,00		0,800
p) Gehälter 50% von o)				4,00		0,400
qu) Labor. % von o)						
4. Reparaturen:						
5. Amortisation v. Verzinsung 13% von Anlage				14,50		1,450
6. Feuerschutz u. Steuer 1,8% von Anlage						
7. Suttschriften:				107,13		10,713
8. Gesamtbetriebskosten = A - B						

700 000 + 0,18  
 8700

Gesamtbetriebskosten = A - B

# Betriebskostenrechnung

Acetylenkonzentrierung einschließlich Kompression 30 atü  
 Anlagekosten: RM 1.150.000 schlüsselfertig für eine Pflanzung 10.000 m<sup>3</sup> Spaltgas, Ausgang 1294 m<sup>3</sup> Reingas,  
 die 915 m<sup>3</sup> C<sub>2</sub>H<sub>6</sub> enthalten und 8706 m<sup>3</sup> betragen.

Jährliche Betriebszeit: 360 Tage zu 24 Std. = 8700 Stunden.

Kosten für cbm = RM.

	Dimen- sion	Preis je Einheit RM	Menge/h	Kosten/h RM	Menge je 1000 cbm	Kosten je 1000 cbm RM
1. Rohmaterialien:						
a)	kWh	0,014	2250	31,50		34,50
b)	t					
c)	t					
d)	cbm	0,02	300	6,00		6,56
e)	kg	0,50	1	0,50		0,55
2. Energien:						
f) Hochspannung + Niederspannung						
g) HD-Dampf						
h) ND-Dampf						
i) Kühl- u. Waschwasser						
k) Maschinenöl						
l)						
m)						
n)						
3. Löhne u. Gehälter:						
o) Lohnstunden + Zuschlag						
p) Gehälter 50% von o)						
q) Labor 1/3 von o)						
4. Reparaturen:						
5. Amortisation u. Verzinsung 18% von Anlage						
6. Feuerschutz u. Steuer 1,8% von Anlage						
A						
7. Güterschäden:						
r)						
s)						
t)						
u)						
B						
Gesamtbetriebskosten = A + B						
1) Reinnacetylen						

230000143



### Beihilfskostenrechnung

Nachverbrennung bei 30 atü

Anlagekosten: RM 550 000 schlüsselfertig für eine Anlage zur Verarbeitung von 8706 m<sup>3</sup> Armgas zu 14 350 m<sup>3</sup> NH<sub>3</sub>-synthesegas 26 atü mit 57,6 % CO + H<sub>2</sub>  
 jährliche Betriebszeit: 360 Tage zu 24 Std. = 8700 Stunden.  
 Kosten für 1 cbm = RM

	Dimen- sion	Preis je Einheit RM	Menge/h	Kosten/h RM	Menge je 1000 cbm	Kosten je 1000 cbm RM
<b>1. Rohmaterialien:</b>						
a)	Armgas		8706			
b)	Luft 30 atü	0,005	3350	16,70		
c)	Sauerstoff 30 atü	0,06	388	23,30		
d)						
e)						
<b>2. Energien:</b>						
f)	Hochspannung + Niederspannung					
g)	HD-Dampf					
h)	ND-Dampf					
i)	Kühl- u. Waschwasser	0,02	50	1,--		
k)	Maschinenöl					
l)	Kondensat	1,--	2	2,--		
m)						
n)						
<b>3. Löhne u. Gehälter:</b>						
o)	Lohnstunden + Zuschlag					
p)	Gehälter 50% (a von o)					
qu)	Labor, 5% (o)					
} 550 000 · 18 / 8700						
<b>4. Reparaturen:</b>						
<b>5. Amortisation u. Verzinsung 13% von Anlage</b>						
<b>6. Feuerschutz u. Steuer 1,8% von Anlage</b>						
<b>A</b>						
NH <sub>3</sub> -synthesegas 14 350 m <sup>3</sup>						
mit 57,6 % CO + H <sub>2</sub> = 8250 m <sup>3</sup> CO+H <sub>2</sub>						
} 0,0344 x						
<b>7. Gütschriften:</b>						
8250						
<b>284,00</b>						
<b>61,60</b>						
<b>11,40</b>						
<b>7,20</b>						
<b>B</b>						
<b>Gesamtbetriebskosten = A + B</b>						
<b>x) Preis/3 CO + H<sub>2</sub> Eingang Druckwasserwäsche, Oppauer Betriebszahl Juni 1939.</b>						

230000144

**REINACETYLENHERSTELLUNG** Acetylenkonzentrationserzeugung einstufiger Acetylenkompression

Anlagekosten: RM - 1 000 000 schlüsselfertig für eine Anlage 10 000 m<sup>3</sup> Spaltgas, Ausgang 1294 m<sup>3</sup> Acetylen 70%ig = 915.  
 jährliche Betriebszeit: 360 Tage zu 24 Std. = 8700 Stunden  
 Kosten für = cbm = RM

	Dimension	Preis je Einheit RM	Menge/h	Kosten/h RM	Menge je 1000 cbm	Kosten je 1000 cbm RM
1. Rohmaterialien:						
a) Hochspannung - Niederspannung	KWh	0,014	1900	26,60		29,2
b) HD-Dampf	l					
c) ND-Dampf	l					
d) Kühl- u. Waschwasser	cbm	0,02	300	6,00		6,6
e) Maschinenöl	kg	0,50	1	0,50		0,5
f) ...						
g) ...						
h) ...						
3. Löhne u. Gehälter:						
o) Lohnstunden + Zuschlag	h	1,6	3	4,80		7,9
p) Gehälter 50% von o)				2,40		
q) Labor: % von o)						
4. Reparaturen:						
5. Amortisation u. Verzinsung 13% von Anlage				20,70		22,7
6. Feuerschutz u. Steuer 1,8% von Anlage						
A				61,00		66,9
7. Gutschriften:						
r) ...						
s) ...						
t) ...						
u) ...						
B						
Gesamtbetriebskosten = A - B						
1) m <sup>3</sup> Reinacetylen						

230000145



230000146

Leistungsrechnung

Niederdruck

Nachverbrennung

Anlage zur Verarbeitung von 8712 m<sup>3</sup> Armgas zu 9750 m<sup>3</sup> Tanolsynthese mit 98,6 % CO + H<sub>2</sub>

8700

300 000

360

300 000

Jährliche Betriebszeit: 360 Tage zu 24 Std. = 8700 Stunden

Kosten für abm RM

1. Rohmaterialien:	Einheit	Preis je Einheit RM	Menge/h	Kosten/h RM	Menge je 1000 cbm	Kosten je 1000 cbm RM
a) Armgas	m <sup>3</sup>	0,022	8712	7,70		
b) Sauerstoff	m <sup>3</sup>		350			
c)						
d)						
e)						
f) Hochspannung + Niederspannung	KWh					
g) HD-Dampf						
h) ND-Dampf						
i) Kühl- u. Waschwasser	cbm	0,02	30	0,60		
k) Maschinenöl	kg					
l)						
m)						
n)						
3. Löhne u. Gehälter:	h	1,60 + 50 %	2	4,80		
o) Lohnstunden + Zuschlag						
p) Gehälter 50 % von o)						
q) Labor. % von o)						
4. Reparaturen						
5. Amortisation u. Verzinsung 13% von Anlage						
6. Feuerschutz u. Steuer 1,8% von Anlage						
A						
7. Güteschlacken:	m <sup>3</sup>	0,0274	9620	264,00		
r) Tanolsynthesegas						
s)						
t)						
u)						
B						
Gesamtbetriebskosten = A + B						

300 000 · 0,18  
8700

1) Oppauer Betriebszahl Juni 1939

Tabelle 7 .Athanverarbeitung - Heydebrück.Anlagekosten für 18 atü

Acetylenstufe, Niederdruck 5 Zweige	RM	700 000.-
1 Gaskompressor f. 10 000 m <sup>3</sup> /h, 18 atü	"	600 000.-
Acetylenwäsche	"	400 000.-
Nachverbrennung	"	300 000.-
	RM	2 000 000.-

Anlagekosten für 30 atü

Acetylenstufe, wie oben	RM	700 000.-
1 Gaskompressor f. 10 000 m <sup>3</sup> /h, 30 atü	"	700 000.-
Acetylenwäsche	"	450 000.-
<u>Nachverbrennung und Konvertierung</u>		
1 Kompressor f. Luft, 3500 m <sup>3</sup> /h, 30 atü	RM	280 000.-
1 Kompressor f. O <sub>2</sub> , 400 m <sup>3</sup> /h, 30 atü	"	70 000.-
CH <sub>4</sub> - Konverter	"	150 000.-
CO - Konverter	"	50 000.-
	RM	550 000.-
	RM	2 400 000.-

Tabelle 8.Acetylenwäsche, Einzelkosten für 18 atü

1	Wascher 2000 $\phi$ x 30 m	RM	60 000.-
3	Entspanner 2000 $\phi$ x 7 m	"	45 000.-
1	Turbo - Pumpensatz	"	40 000.-
1	Vacuumpumpe	"	3 000.-
	Rohrleitungen und Armaturen	"	90 000.-
	Messinstrumente	"	15 000.-
	Montage	"	30 000.-
	Bau	"	70 000.-
	Unvorhergesehenes	"	47 000.-
		RM	400 000.-

Acetylenwäsche für 30 atü

Mehrkosten RM 50 000.-



## 2. Teil.

## Berechnung des Gasschemas.

I. Berechnung der Menge und der Zusammensetzung des Spaltgases nach dem Acetylenbrenner.

Weder im Laboratorium noch im Versuchsbetrieb ist bislang  $C_2H_6$  mit  $O_2$  zu  $C_2H_2$  verbrannt worden. Die Spaltgasausbeute sowie die Zusammensetzung des Spaltgases muss daher aus den Versuchen, die mit  $CH_4$  bzw.  $C_3H_8$  gefahren worden sind, berechnet werden. Die allgemeine Reaktionsgleichung lautet:



In dieser Gleichung bedeutet X die Menge  $O_2/m^3 C_2H_6$ , Y die Expansion und  $x_1$  bis  $x_6$  die Konzentrationen von  $C_2H_2$  usw.

$$(1) \quad x_1 + x_2 + x_3 + x_4 + x_5 = 1$$

Diese Gleichung besagt, dass die Konzentrationen des Spaltgases in üblicher Weise in Anteilen des Trockengases angegeben werden sollen. Die C-Bilanz liefert die Gleichung:

$$(2) \quad Y \left( x_1 + \frac{x_2}{2} + \frac{x_3}{2} + \frac{x_4}{2} \right) = 1$$

Die O-Bilanz liefert die Gleichung:

$$(3) \quad Y \left( x_2 + \frac{x_3}{2} + \frac{x_6}{2} \right) = X$$

Die H-Bilanz liefert die Gleichung:

$$(4) \quad Y (x_1 + 2x_4 + x_5 + x_6) = 3$$

Somit bestehen für die 8 unbekanntes X, Y,  $x_1$  ---  $x_6$  zunächst nur 4 Bestimmungsgleichungen. Aus den  $CH_4$ - bzw.  $C_3H_8$ -Versuchen sind daher noch 4 weitere Bestimmungsgleichungen zu interpolieren. Aus den genannten Versuchen kann man zunächst ableiten:

$$(5) \quad x_2 = a$$

und

$$(6) \quad x_4 = b,$$

da der  $CO_2$ - bzw.  $CH_4$ -Gehalt im Spaltgas erfahrungsgemäss kaum von der Art des Kohlenwasserstoffs abhängt. Weiter haben die Ver-



suche ergeben, dass man zur Erzeugung von 1 kg  $C_2H_2$  unabhängig von der Art des Kohlenwasserstoffs praktisch die gleiche Gewichtsmenge Ausgangskohlenwasserstoff benötigt. Diese Menge sei B genannt. Wendet man diese Erfahrungstatsache auf den Fall des  $C_2H_6$  an, so ergibt sich als weitere Gleichung:

$$(7) \quad Y \cdot x_1 = \frac{M_{C_2H_6}}{M_{C_2H_2} \cdot B} = \frac{30,05}{26,02 \cdot B}$$

$M_{C_2H_6}$  und  $M_{C_2H_2}$  bedeuten das Molgewicht von  $C_2H_6$  bzw.  $C_2H_2$ .

Schlüssellich kann man aus den Versuchen mit  $CH_4$  bzw.  $C_3H_8$  herauslesen, dass die Erzeugung von 1 kg  $C_2H_2$  aus einem beliebigen Kohlenwasserstoff immer mit einer praktisch gleichgrossen Heizwertverminderung C verknüpft ist. Die Anwendung dieser Erfahrung auf  $C_2H_6$  liefert dann als letzte Gleichung

$$(8) \quad 15420 = Y (x_1 \cdot 13590 + x_3 \cdot 3019 + x_4 \cdot 8576 + x_5 \cdot 2580) + \frac{0,30,05}{B \cdot 22,41}$$

15420 ist der untere Heizwert von  $C_2H_6$ , 13540 der untere Heizwert von  $C_2H_2$  usw.

Um die Gleichungen (1) bis (8) auswerten zu können, bedarf es zunächst einer Bestimmung der Konstanten a, b, B und C aus den durchgeführten  $CH_4$ - bzw.  $C_3H_8$ -Versuchen. Dies ist in Tabelle 1 durchgeführt.

Tabelle 1

	$m^3 O_2/m^3$ KW.	Y= Ex- pansion	Spaltgaszusammensetzung					B=	C=
			$x_1$	$x_3$	$x_5$	$x_2=a$	$x_4=b$		
$CH_4$	0,527	1,90	0,090	0,252	0,546	0,034	0,06	3,75	6,15
$C_3H_8$	1,39	4,62	0,100	0,332	0,412	0,040	0,08	3,73	6,47
$C_2H_6$	1,02	3,27	0,093	0,323	0,484	0,040	0,06	3,80	6,30

Die Tabelle enthält in den ersten beiden Zeilen die Versuchsergebnisse für  $\text{CH}_4$  und  $\text{C}_2\text{H}_2$ . Die für eine Festsetzung der Grössen bei  $\text{C}_2\text{H}_2$  verwendeten Zahlen sind auf der rechten Seite der Tabelle zusammengefasst und stark umrandet. In der dritten Zeile sind die berechneten Werte für  $\text{C}_2\text{H}_2$  aufgeführt, wobei auf der rechten Seite im stark umrandeten Teil die aus den entsprechenden Grössen von  $\text{CH}_4$  und  $\text{C}_2\text{H}_2$  abgeleiteten und in die Gleichungen (1) bis (8) eingesetzten Werte angegeben sind. Bei der Wahl dieser Grössen ist davon ausgegangen worden, dass erheblich mehr Versuche mit  $\text{CH}_4$  als mit  $\text{C}_2\text{H}_2$  durchgeführt worden sind. Die Ergebnisse der  $\text{CH}_4$ -Versuche stellen also eine erheblich bessere Annäherung an die optimal zu erreichende Fahrweise dar, als dies bei den  $\text{C}_2\text{H}_2$ -Versuchen der Fall ist. Deshalb wurde für  $x_4$  der aus den  $\text{CH}_4$ -Versuchen folgende Wert 0,06 eingesetzt. Dadurch, dass für B und C etwas höhere Werte eingesetzt sind, als aus den  $\text{CH}_4$ -Versuchen folgt, enthält die Rechnung eine gewisse Reserve.

Um eine Übersicht zu erhalten, wieviel eine kleine Änderung der gesetzten Konstanten für die Berechnung der Menge und der Zusammensetzung des Spaltgases ausmacht, wurden die Konstanten b, B und C etwas variiert. Die Ergebnisse dieser Rechnung zeigt Tabelle 2, in der im oberen Teil die gesetzten Konstanten, im unteren die daraus berechneten Konstanten zusammengestellt sind.

Tabelle 2:

$\text{C}_{\text{CH}_4}$	0,04	0,04	0,04	0,04
$\text{C}_{\text{C}_2\text{H}_2}$	0,06	0,05	0,06	0,05
$\text{b}$	3,80	3,80	3,70	3,80
$\text{C}$	6,30	6,30	6,30	6,10
$x_4$	1,02	1,01	1,02	1,01
$\text{y}$	3,27	3,28	3,39	3,34
$\text{K}_{\text{CH}_4}$	0,093	0,090	0,092	0,091
$\text{K}_{\text{C}_2\text{H}_2}$	0,323	0,317	0,326	0,321
$\text{K}_{\text{H}_2}$	0,484	0,503	0,482	0,488
$\text{K}_{\text{H}_2\text{O}}$	0,222	0,201	0,195	0,204

Die Tabelle zeigt zunächst, dass der für die weiteren Berechnungen gewählte Satz von Konstanten, der in der ersten Spalte angeführt ist, sowohl für die Acetylenausbeute  $Y \cdot x_1$  wie für den  $O_2$ -Verbrauch die ungünstigsten Werte liefert, dass die zur weiteren Rechnung benutzten Werte also eine hinreichende Reserve enthalten. Weiter zeigen aber die folgenden Spalten, dass eine Variation der Konstanten über die mögliche Unsicherheit hinaus die Ergebnisse der Rechnung nur in geringem Umfang beeinflusst.

## II. Berechnung der Acetylenkonzentrierung durch eine Druckwasserwäsche mit Zwischenentspannung und Kreislauf des Entspannungsgases.

### A. Ableitung der zur Berechnung erforderlichen Gleichungen.

Betriebsschema: Siehe Figur.

#### Bezeichnungen:

Größen, die sich auf das Rohgas beziehen, sind ohne oberen Index,

Größen, die sich auf das Armgas beziehen, erhalten den oberen Index I,

Größen, die sich auf das Eingangsgas und den Wäscher beziehen, erhalten den oberen Index I,

Größen, die sich auf das Kreislaufgas und den Zwischenentspanner beziehen, erhalten den oberen Index II,

Größen, die sich auf das gesamte Reichtgas beziehen, erhalten den oberen Index III,

Größen, die sich auf das bei der Entspannung bei 1,1 ata freiwerdende Reichtgas I beziehen, erhalten den oberen Index IV,

$x_1$ : Anteile  $C_2H_2$

$x_2$ : "  $CO_2$

$x_3$ : "  $CO$

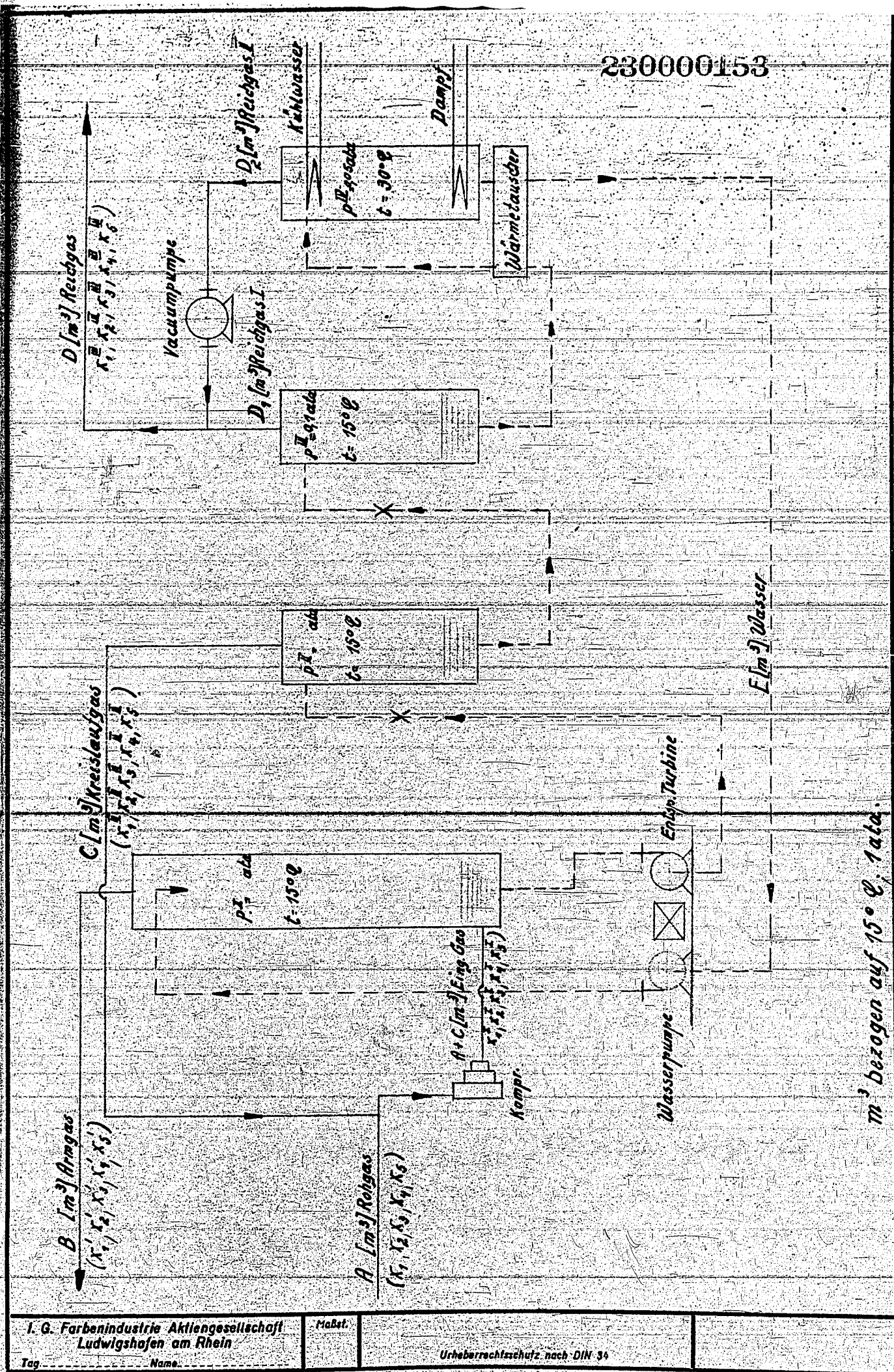
$x_4$ : "  $CH_4$

$x_5$ : "  $H_2$

$\xi_1 \dots \xi_5$  Löslichkeitskoeffizienten

$$\left[ \frac{m^3 \text{ Gas } 15^\circ, 735 \text{ mm Hg}}{m^3 H_2O.P. (ata)} \right]$$

230000153



I. G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft  
Ludwigshafen am Rhein

Maßst.

Urheberrechtsschutz nach DIN 34

Betriebschema der Druckwasserwäsche.

$m^3$  bezogen auf  $15^\circ \text{C}$ , 1 ata.



$\eta_1^I \dots \eta_5^I$  : Wirkungsgrade im Wäscher

$\eta_1^{II} \dots \eta_5^{II}$  : Wirkungsgrade im Zwischenentspanner

$\eta_1^{IV} \dots \eta_5^{IV}$  : Wirkungsgrade im Entspanner bei 1,1 ata

A: Rohgasmenge

B: Armgasmenge

C: Kreislaufgasmenge

D: Reichgasmenge

E: Wassermenge

a) Berechnung der Menge und der Zusammensetzung des Kreislaufgases.

Der Ausgangspunkt der Berechnung ist die Ermittlung der Menge und der Zusammensetzung des Kreislaufgases. Diese Grössen erhält man aus der Bilanz des Zwischenentspanners. Die lautet:

Im Wäscher vom Wasser aufgenommenes Gas = Kreislaufgas + im Wasser verbleibendes Gas, oder, in Formeln:

$$(1a) \quad E \cdot P^I \cdot x_1^I \cdot \eta_1^I \cdot \xi_1^I = C \cdot x_1^{II} + E \cdot P^{II} \cdot x_1^{II} \cdot \eta_1^{II} \cdot \xi_1^{II}$$

$$(1b) \quad E \cdot P^I \cdot x_2^I \cdot \eta_2^I \cdot \xi_2^I = C \cdot x_2^{II} + E \cdot P^{II} \cdot x_2^{II} \cdot \eta_2^{II} \cdot \xi_2^{II}$$

und drei weitere entsprechende Gleichungen für CO, CH<sub>4</sub> und H<sub>2</sub>.

Zwischen den Konzentrationen  $x^{II}$  besteht die Beziehung

$$(2) \quad x_1^{II} + x_2^{II} + x_3^{II} + x_4^{II} + x_5^{II} = 1$$

Die in den Gleichungen (1a) und (1b) auftretenden Konzentrationen  $x^I$  sind nicht bekannt. Sie können indessen durch die Konzentration im Rohgas  $x$  und die Konzentrationen im Kreislaufgas  $x^{II}$  nach folgender Gleichung ausgedrückt werden:

$$(3a) \quad A \cdot x_1 + C \cdot x_1^{II} = (A+C) \cdot x_1^I$$

$$(3b) \quad A \cdot x_2 + C \cdot x_2^{II} = (A+C) \cdot x_2^I$$

die aus dem Betriebssystem unmittelbar abgelesen werden kann.

Die Wassermenge E ergibt sich aus der Gleichung:

$$(4) \quad E = \frac{a_1 \cdot (A+C)}{\eta_1^I \cdot \xi_1^I \cdot P^I}$$

in der der Faktor  $a_1$  so zu bestimmen ist, dass  $B/A \cdot x_1^I = 0,02 \cdot x_1^I$  wird, da in dem Reichtgas 98 % des im Rohgas vorhandenen  $C_2H_2$  gewonnen werden soll.

Setzt man den Wert für E aus Gleichung (4) und die aus den Gleichungen (3) folgenden Werte für die  $x^I$  in die Gleichungen (1) ein, so ergibt sich nach geeigneter Zusammenfassung:

$$(5a) \quad x_1 \cdot a_1 = x_1^{II} \cdot C/A \left[ (1-a_1) + a_1 \frac{A+C}{C} \begin{array}{c|c|c} II & II & PII \\ \hline 1 & 1 & PII \\ \hline I & I & PI \\ \hline 1 & 1 & PI \end{array} \right]$$

$$(5b) \quad x_2 \cdot a_2 \begin{array}{c|c|c} I & I & \\ \hline 2 & 2 & \\ \hline I & I & \\ \hline 1 & 1 & \end{array} = x_2^{II} \cdot C/A \left[ 1-a_2 \begin{array}{c|c|c} I & I & \\ \hline 2 & 2 & \\ \hline I & I & \\ \hline 1 & 1 & \end{array} + a_2 \frac{A+C}{C} \begin{array}{c|c|c} II & II & PII \\ \hline 2 & 2 & PII \\ \hline I & I & PI \\ \hline 1 & 1 & PI \end{array} \right]$$

und drei weitere entsprechende Gleichungen für  $CO$ ,  $CH_4$  und  $H_2$ . Man führt nun zweckmässig folgende Abkürzungen ein:

$$(A) \quad a_1 \quad b_1 = a_1 \begin{array}{c|c|c} II & II & PII \\ \hline 1 & 1 & PII \\ \hline I & I & PI \\ \hline 1 & 1 & PI \end{array}$$

$$a_2 = a_2 \begin{array}{c|c|c} I & I & \\ \hline 2 & 2 & \\ \hline I & I & \\ \hline 1 & 1 & \end{array} \quad b_2 = a_2 \begin{array}{c|c|c} II & II & PII \\ \hline 2 & 2 & PII \\ \hline I & I & PI \\ \hline 1 & 1 & PI \end{array}$$

Mit diesen Abkürzungen erhalten die Gleichungen (5) die Form

$$(6a) \quad a_1 x_1 = x_1^{II} \cdot C/A \left[ (1-a_1) + b_1 \frac{A+C}{C} \right]$$

$$(6b) \quad a_2 x_2 = x_2^{II} \cdot C/A \left[ (1-a_2) + b_2 \frac{A+C}{C} \right]$$

Die Auflösung dieser Gleichungen nach den  $x^{II}$  ergibt nach geeigneter Zusammenfassung

$$(7a) \quad x_1^{II} = \frac{a_1 x_1}{C/A(1-a_1+b_1)+b_1}$$

Diese Werte für die  $x^{II}$  kann man jetzt in die Gleichung (2) einführen. Man erhält somit in

$$(8) \quad 1 = \frac{a_1 x_1}{C/A(1-a_1+b_1)+b_1} + \frac{a_2 x_2}{C/A(1-a_2+b_2)+b_2} + \dots + \dots + \dots$$



die Bestimmungsgleichung für das Kreislaufverhältnis  $C/A$ . Die Auflösung dieser Gleichung erfolgt am einfachsten durch Ausprobieren. Hat man den richtigen Wert für  $C/A$  gefunden, so hat man nach den Gleichungen (7) gleichzeitig die Konzentrationen  $x_1^{II}$ , d.h. die Zusammensetzung des Kreislaufgases.

### b) Berechnung des Reichgases.

Das Reichgas kann dem Gas gleichgesetzt werden, das nach dem Zwischenentspanner noch im Wasser gelöst ist, da dieses Wasser in mehreren Stufen praktisch vollkommen ausgegast wird. Aus der Gleichung (1) liest man hierfür ab:

$$(9) D x_1^{III} = E \cdot P^{II} x_1^{II} \left( \frac{II}{I} \right) \left( \frac{II}{I} \right)$$

Führt man für  $E$  den Wert aus Gleichung (4) und die Abkürzungen (A) ein, so erhält man:

$$(10) D x_1^{III} = (A+C) b_{1,1}^{III}$$

Die Menge des Reichgases  $D$  erhält man aus der für alle Konzentrationen geltenden Gleichung

$$(11) D x_1^{III} + D x_2^{III} + D x_3^{III} + D x_4^{III} + D x_5^{III} = D \cdot 1 = D$$

Dividiert man die Gleichungen (10) durch die in Gleichung (11) gefundene Menge des Reichgases  $D$ , so erhält man seine Zusammensetzung  $x_1^{III} \dots x_5^{III}$ .

### c) Berechnung des Arngases.

Die Werte für das Arngas erhält man aus der Bilanz des Gesamtsystems

$$(12) B x_1^I = A x_1^I - D x_1^{III}$$

Die Gleichung

$$(13) B x_1^I + B x_2^I + B x_3^I + B x_4^I + B x_5^I = B \cdot 1 = B$$

liefert die Menge des Arngases  $B$ . Dividiert man die Gleichungen (12) durch die in Gleichung (13) gefundene Menge  $B$ , so erhält man die Zusammensetzung des Arngases.

d) Berechnung der Wassermenge.

Die Berechnung der Wassermenge erfolgt nach Gleichung (4), in die man den Wert für C, der aus Gleichung (8) gefunden worden ist, einsetzt.

e) Berechnung des bei der Entspannung bei 1.1 ata freiwerdenden Gases.

Die bei der Entgasung I freiwerdende Gasmenge und deren Zusammensetzung erhält man aus der Gleichung:

Nach der Zwischenentgasung im Wasser verbleibendes Gas = Reichgas I + im Wasser verbleibendes Gas, oder, in Formeln

$$(14) \quad D/A x_1^{III} = D_1/A x_1^{IV} + B/A P^{IV} x_1^{IV} \quad \left( \begin{matrix} IV \\ 1 \end{matrix} \right) \left( \begin{matrix} IV \\ 1 \end{matrix} \right)$$

Die Auflösung dieser Gleichungen nach den  $x^{IV}$  ergibt

$$(15) \quad x_1^{IV} = \frac{D/A x_1^{III}}{D_1/A + B/A P^{IV} \left( \begin{matrix} IV \\ 1 \end{matrix} \right) \left( \begin{matrix} IV \\ 1 \end{matrix} \right)}$$

Die  $x^{IV}$  müssen wieder der Bedingung gehorchen

$$(16) \quad x_1^{IV} + x_2^{IV} + x_3^{IV} + x_4^{IV} + x_5^{IV} = 1$$

Setzt man die Werte für die  $x^{IV}$  aus Gleichung (15) ein, so erhält man eine Gleichung für die Menge  $D_1$  des Reichgases I, die man am einfachsten durch Ausprobieren auflöst. Hat man den richtigen Wert für  $D_1$ , so hat man nach Gleichung (15) gleichzeitig die Zusammensetzung des Reichgases I.

B. Durchführung der numerischen Berechnung.

a) Bemerkungen zur Auswertung der Gleichungen.

Die im vorhergehenden Abschnitt abgeleiteten Gleichungen lassen sich auswerten, wenn die Zahlenwerte aller in den Abkürzungen (A) vorkommenden Grössen bekannt sind. Dies ist aber zunächst nur für einen Teil derselben der Fall.

Für die Festsetzung der Wirkungsgrade wurden die Ergebnisse des Berichtes von Bartholomé "Über die Rückgewinnung des

bei der Druckwasserlöse in Lösung gegangenen Wasserstoff " verwendet. Demgemäß wurde für  $\eta_1^I$  und  $\eta_2^I$  mit dem Wert 0,8 gerechnet. Alle übrigen  $\eta$  wurde gleich 1,1 gesetzt. Für die Löslichkeitskoeffizienten liegen mit Ausnahme des Wertes für  $\text{CO}_2$  nur Werte für den Druck 1 atm vor. Eine Druckabhängigkeit von  $\zeta$  ist jedoch bei den vorliegenden Partialdrücken zu vernachlässigen. Es wurde daher mit den Werten für 1 atm gerechnet, die dem Landolt-Boernstein entnommen sind. Für Kohlensäure wurden die Löslichkeitskoeffizienten dem Bericht von Fütterer und Thieme "Über die Berechnung von Anlagen zur Auswaschung von  $\text{CO}_2$ " entnommen. Zur genauen Festlegung von  $\zeta_2^I$  und  $\zeta_2^{II}$  müssen indessen die Partialdrücke  $P_{x_2}^I$  und  $P_{x_2}^{II}$  bekannt sein, die erst aus der Rechnung selbst folgen. Nun ist die Druckabhängigkeit bei den hier in Frage kommenden Partialdrücken nicht gross. Die Rechnung lässt sich daher als Näherungsberechnung in der Weise durchführen, dass man in der ersten Näherung für die Festlegung von  $\zeta_2^I$  den Partialdruck  $P_{x_2}^I$  zugrunde legt und  $\zeta_2^{II}$  zweckmässig ein wenig grösser wählt, da der Partialdruck  $P_{x_2}^{II}$  sicher kleiner ist. Aus dieser Näherung erhält man dann Werte  $P_{x_2}^I$  und  $P_{x_2}^{II}$ , die zur endgültigen Festsetzung von  $\zeta_2^I$  und  $\zeta_2^{II}$  hinreichend genau sind.

Etwas Überlegung erfordert die Festsetzung des Faktors  $a_1$ , der die Wassermenge festlegt, die zur Auswaschung von 98 % des in Rohgas enthaltenen  $\text{CO}_2$  erforderlich ist.  $a_1$  ist also so zu wählen, dass  $B/A x_1 = 0,02 x_1$  ist. Der Zusammenhang zwischen  $x_1$  und dem Faktor  $a_1$  ist durch die Gleichungen (12) (10) und (7) gegeben.

Es gilt:

$$0,02 x_1 = B/A x_1 = x_1 - D/A x_1^{III} = x_1 - \frac{A+C}{C} b_1 x_1^{II} = x_1 - \frac{A+C}{C} b_1$$

$$\frac{a_1 E_1}{C/A (1-a_1+b_1)+b_1}$$

$$0,98 = \frac{A+C}{C} b_1 \frac{a_1}{C/A(1-a_1+b_1)+b_1}$$

Durch Umformen erhält man

$$0,98 = \frac{a_1}{1 + \frac{1-a_1}{b_1} \frac{C}{A+C}}$$

Die Grössen  $1-a_1$  und  $C/(A+C)$  sind jede für sich klein gegen 1. Sie können  $b_1$  daher in der ersten Näherung vernachlässigt werden. Für diese Näherung setzt man daher  $0,98 = a_1$ .

Für die zweite Näherung setzt man unter dem Bruchstrich die Werte für  $a_1$ ,  $b_1$  und  $C$  aus der ersten Näherung ein und erhält so alle endgültigen Werte für  $a_1$ .

### b) Ergebnisse:

Die Ergebnisse der für zwei verschiedene Drucke im Sättiger und Zwischenentspanner durchgeführten Berechnung gibt Tabelle 3 wieder.

	Menge ( $m^3/1000 m^3$ Rohgas)	Zusammensetzung				
		% $C_2H_2$	% $CO_2$	% $CO$	% $CH_4$	% $H_2$
I $p^I=29 \text{ ata}$ , $p^{II}=5 \text{ ata}$ , $p^{III}=1,1 \text{ ata}$ $t = 15^\circ$						
Armgas	870,6	0,2	0,5	37,0	6,9	55,5
Kreislaufgas	44,6	37,5	15,9	19,5	4,6	22,4
Gesamtreichgas	129,4	70,6	27,7	0,8	0,2	0,7
Reichgas I	78,8	69,2	28,0	1,2	0,4	1,1
Wasser	36,5					
II $p^I=18 \text{ ata}$ , $p^{II}=3 \text{ ata}$ , $p^{IV}=1,1 \text{ ata}$ $t = 15^\circ$						
Armgas	871,2	0,2	0,5	37,0	6,9	55,5
Kreislaufgas	46,7	38,5	16,4	18,5	4,5	21,6
Gesamtreichgas	128,9	70,5	27,9	0,7	0,2	0,6
Reichgas I	47,0	67,7	28,2	1,9	0,6	1,7
Wasser	58,6					

### III Berechnung der Nachverbrennung.

#### A. Verarbeitung bei 23 ata zu $NH_3$ -Synthesegas.

Wenn das Armgas unter Druck zu  $NH_3$ -Synthesegas verarbeitet werden soll, muss die Druckwasserwäsche bei 29 ata durchgeführt werden.

Analysenschema: siehe Tabelle 4.



Analyseverfahren für Druckkonvertierung.

Tabelle 4

	Bilanzanalyse	CH - Reaktion	H Reaktion	- Reaktion	- Reaktion	Analyse II		- Reaktion	Kühlungs- Reaktion	- Reaktion	Kühlungs- Reaktion	- Reaktion	Analyse III	
						Teile	%						Teile	%
C2H2	0,002	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CO2	0,005	0,025	0,005	0,005	0,005	0,042	3,24	0,042	0,042	0,042	0,203	0,042	0,353	0,395
CO	0,370	0,440	0,440	0,440	0,440	0,403	31,2	0,403	0,403	0,403	0,403	0,403	0,353	0,050
OH4	0,069	0,003	0,003	0,003	0,003	0,003	0,23	0,003	0,003	0,003	0,003	0,003	0,003	0,003
H2	0,555	0,689	0,509	0,509	0,509	0,546	42,2	0,546	0,546	0,546	0,546	0,546	0,353	0,899
H2	-	-	0,300	0,300	0,300	0,300	23,2	0,300	0,300	0,300	0,300	0,300	0,300	0,300
Trockengas	1,000	-	-	-	-	1,204	-	1,204	1,110	1,110	1,110	1,110	1,647	0,757
H2O	-	-	0,180	0,180	0,180	0,143	-	0,143	0,207	0,207	0,207	0,207	0,207	0,207

230000160

Sauerstoffbedarf:

Nach dem Analysenschema können  $0,30 \text{ m}^3$  Luft =  $0,384 \text{ m}^3$  Luft/ $\text{m}^3$  Eingas eingebracht werden. Diese  $0,781$  enthalten  $0,0804 \text{ m}^3 \text{ O}_2$ . Es müssen also noch  $0,0446 \text{ m}^3 \text{ O}_2/\text{m}^3$  Eingas als Reinsauerstoff eingebracht werden.

Wärmebilanz des  $\text{CH}_4$ -Konverters.

Das Armgas der Druckwasserwäsche soll durch das den CO-Konverter verlassende Gas auf  $350^\circ$  vorgewärmt werden. Der Ausgang des  $\text{CH}_4$ -Konverters soll  $1200^\circ$  heiss sein.

Im Ofen erzeugte Wärme:

I.	$0,07 \text{ CH}_4 + 0,035 \text{ O}_2 = 0,07 \text{ CO} + 0,14 \text{ H}_2$	+ 22,0 WE/ $\text{m}^3$ Eingas
II.	$0,18 \text{ H}_2 + 0,09 \text{ O}_2 = 0,18 \text{ H}_2\text{O}$	+ 421,0 " "
III.	$0,037 \text{ CO} + 0,037 \text{ H}_2\text{O} = 0,037 \text{ CO}_2 + 0,037 \text{ H}_2$	+ 15,1 " "

Durch Reaktion erzeugte Wärme  $458,1 \text{ WE}/\text{m}^3$  Eingas

Zur Aufheizung werden verbraucht:

$\text{O}_2$  + Luft müssen auf  $350^\circ$  erwärmt werden:  
 $0,429 \cdot 335 \cdot 0,288 = 41,3 \text{ WE}/\text{m}^3$  Eingas

Das Spaltgas muss von  $350^\circ$  auf  $1200^\circ$  erwärmt werden:  
 $850 \cdot 0,459 = 390,0 \text{ WE}/\text{m}^3$  "

Die spez. Wärme des Spaltgases ist

$\text{CO}_2$	: $0,042 \cdot 0,565 = 0,024$
$\text{CH}_4$	: $0,003 \cdot 1,065 = 0,003$
$\text{H}_2\text{O}$	: $0,143 \cdot 0,430 = 0,061$
zweiatomig	: $1,249 \cdot 0,330 = 0,412$
	$0,500 \cdot 0,917 = 0,459$

Wärmeverbrauch zur Aufheizung:  $431,3 \text{ WE}/\text{m}^3$  Eingas

In der Rechnung ist also noch eine Reserve von  $26,8 \text{ WE}/\text{m}^3$  Eingas enthalten.

Kondensatverbrauch der Einspritzkühlung.

Durch Einspritzen von  $15^\circ$  kaltem Kondenswasser soll das Spaltgas II von  $1200^\circ$  auf  $380^\circ$  abgekühlt werden.

Wärmeinhalt des Gases:  $290 \cdot 0,459 = 423 \text{ WE}/\text{m}^3$  Eingas.

Wärmeinhalt von 1 kg Kondenswasser bei  $380^\circ$ :



$$639,4 + 230 \cdot 0,47 - 15,0 = 755,2 \text{ WE/kg H}_2\text{O}$$

$$\text{Kondenswasserverbrauch } \frac{423}{755,2} = 0,560 \text{ kg H}_2\text{O/m}^3 \text{ Eingas}$$

### CO-Umsatz in CO-Konverter.

Im  $\text{NH}_3$ -Synthesegas soll die CO-Konzentration 0,03 betragen. Die Menge des umgesetzten CO ergibt sich aus der Gleichung

$$0,03 = \frac{0,403 - x}{1,294 + x} \text{ zu } x = 0,353 \text{ m}^3 \text{ CO/m}^3 \text{ Eingas}$$

### Wärmebilanz des CO-Konverters und Kondenswasserverbrauch der Zwischenkühlung.

Im Konverter freiwerdende Wärme:

$$0,353 \text{ CO} + 0,353 \text{ H}_2\text{O} = 0,353 \text{ CO}_2 + 0,353 \text{ H}_2 + 0,353 \cdot 10,41 \text{ WE} = 145 \text{ WE/m}^3 \text{ Eingas.}$$

Diese Wärme dient zum Teil zur Aufheizung des Synthesegases auf  $420^\circ$ . Der Rest muss durch Einspritzen von  $15^\circ$  kaltem Wasser verrichtet werden. Die Kondenswassermenge  $x$  ergibt sich aus der Gleichung

$$145 = C_p \cdot 40 + x \cdot J_{420}$$

In dieser Gleichung ist  $C_p$  die spezifische Wärme des Synthesegases und  $J_{420}$  der Wärmeinhalt des Kondenswassers bei  $420^\circ$ .

$$J_{420} = 639,4 + 320 \cdot 0,470 - 15 = 775 \text{ WE/kg H}_2\text{O}$$

Die spezifische Wärme des Spaltgases ist

$$\begin{array}{l} \text{CO}_2: 0,042 \cdot 0,512 = 0,024 \\ \text{CH}_4: 0,003 \cdot 0,726 = 0,003 \\ \text{H}_2\text{O}: 0,907 \cdot 0,391 = 0,355 \\ \text{zweiatomig: } 1,249 \cdot 0,330 = 0,412 \\ \hline 0,794 \cdot 0,917 = 0,729 \end{array}$$

Mit diesen Werten erhält man

$$145 = 29,2 + x \cdot 775$$

$$x = 0,149 \text{ kg H}_2\text{O/m}^3 \text{ Eingas.}$$

### Kondensatrückgewinnung durch indirekte Kühlung.

Nach der CO-Konvertierung enthält das Gas  $0,757 \cdot \frac{18}{24,5} = 0,556$  kg  $\text{H}_2\text{O/m}^3$  Eingas.

Bei Kühlung auf  $35^{\circ}$  enthält das Gas nur noch  $x$  Teile  $H_2O$ .  
 $x$  berechnet sich aus der Gleichung

$$26,5 \cdot \frac{735}{760} \cdot \frac{x}{x+1,65} = \frac{433,6}{730}$$

zu  $0,0376 \text{ m}^3/\text{m}^3$  Eingas =  $0,0276 \text{ kg H}_2\text{O}/\text{m}^3$  Eingas.

Durch indirekte Kühlung sind also  $0,556 - 0,028 = 0,528 \text{ kg H}_2\text{O}/\text{m}^3$  Eingas wiederzugewinnen.

#### B. Verarbeitung bei Niederdruck zu K.W.-Synthesegas.

Wenn das Armgas bei Niederdruck weiterverarbeitet werden soll, wird die Druckwasserwäsche zweckmässig bei 18 ata durchgeführt.

Analysenschema: siehe Tabelle 5

Bei der Verarbeitung auf K.W.-Synthesegas muss der Sauerstoff als Reinsauerstoff eingebracht werden.

#### Wärmebilanz des $CH_4$ -Konverters.

Das Armgas der Druckwasserwäsche soll durch das den Konverter verlassende Gas auf  $650^{\circ}$  vorgewärmt werden. Der Ausgang des  $CH_4$ -Konverters soll  $850^{\circ}$  heiss sein.

#### Im Ofen erzeugte Wärme:

I.	$0,07 \text{ CH}_4 + 0,035 \text{ O}_2 = 0,07 \text{ CO} + 0,14 \text{ H}_2$	+22,0	WE/m <sup>3</sup> Eingas
II.	$0,03 \text{ H}_2 + 0,015 \text{ O}_2 = 0,03 \text{ H}_2\text{O}$	+70,2	" "
III.	$0,008 \text{ CO} + 0,008 \text{ H}_2\text{O} = 0,008 \text{ H}_2 + 0,008 \text{ CO}_2$	+3,3	" "
	Durch Reaktion erzeugte Wärme	= 95,5	WE/m <sup>3</sup> Eingas

#### Zur Aufheizung werden verbraucht:

	$9,05 \text{ m}^3 \text{ O}_2$ von $15^{\circ} \rightarrow 650^{\circ}$	$635 \cdot 0,05 \cdot 0,288 = 9,2$	WE/m <sup>3</sup> Eingas
	Spaltgas von $650^{\circ} \rightarrow 350^{\circ}$	$200 \cdot 0,350 = 70,0$	" "

#### Die spezifische Wärme des Spaltgases ist:

$\text{CO}_2$ :	$0,013 \cdot 0,563 = 0,007$
$\text{CH}_4$ :	$0,003 \cdot 1,065 = 0,003$
$\text{H}_2$ :	$0,022 \cdot 0,419 = 0,009$
einatomig:	$1,099 \cdot 0,330 = 0,363$
	$0,382 \cdot 0,917 = 0,350$

Wärmeverbrauch zur Aufheizung

79,2 WE/m<sup>3</sup> Eingas

Obwohl die Temperatur von 850° schon eine ziemliche Reserve enthält, sind also in der Rechnung für Wärmeverluste noch 16,3 WE/m<sup>3</sup> Eingas enthalten.

Das den CH<sub>4</sub>-Konverter verlassende Gas wird in Wärmetauscher auf ~ 250° und in einem Schlussekühler auf Aussentemperatur gekühlt.

Tabelle 5.

Endanalyse.

	gangs- Analyse	CH- Reaktion	H-Reaktion	Wasser- gas- Reaktion	Abgangsanaly- Teile	%
O <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	0,002	+0,035 O <sub>2</sub>	+0,015 O <sub>2</sub>			
CO <sub>2</sub>	0,005		0,005	0,005	+0,008	0,013 1,2
CO	0,370		0,440	0,440	-0,008	0,432 38,8
CH <sub>4</sub>	0,069		0,003	0,003		0,003 0,27
H <sub>2</sub>	0,555		0,689	0,659	+0,008	0,667 59,8
<b>Werkstoffgas</b>	<b>1,000</b>					<b>1,115</b>
H <sub>2</sub> O				0,030	-0,008	0,022

*Burmann*