

200000006

1928A-2

Stickstoff-Abteilung
Sa/Op.462

Oppau, den 20. November 1939. JÖ.

Ferngasspaltanlage N Oppau.

Zu verarbeiten sind:

7 000 m³ Ferngas 15°, 735/h.

Die Anlage soll ferner, bei entsprechendem Zurückfahren des Ferngases, folgende Gasmengen aufnehmen können:

- 1) Entspannungsgas der Butylsynthese I,
Überschußmengen von ~ 2500 m³/h (5 - 7 % CH₄),
- 2) Entspannungsgas der Synthese II, 1500 m³/h,
(~ 26 % CH₄),
- 3) Rohölgas 1000 m³ (17 % CH₄, 41 % CO₂).

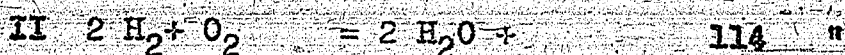
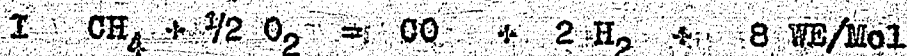
Die Dimensionierung soll für 7000 m³/h Ferngas ausgelegt werden.

Die Anlage soll die gleiche Größe haben wie ein System in Linz.

Wärmebilanz im CH₄-Konverter.

Analyse	Teile			Analyse	Teile		
	1 %				2 %		3 %
CO ₂	3,6	3,6	3,6	1,9	18,6	16	
CO	6,6	38,3	38,3	20,2	3,5	3	
	+16 O ₂ →	+5,2 O ₂ →	+39 N ₂		+16,7 H ₂ O→		
H ₂	54,2	112,8	102,4	54	70,7	60,5	
CH ₄	27,2	0,3	0,3	0,2	0,2	0,2	
C ₂ H ₄	2,4	—	—	—	—	—	
N ₂	6	6	6,0	23,7	23,7	20,3	
	100	161,0	150,6	100	116,7	100	

Reaktionsgleichungen:



Reaktionswärme:

$$\frac{7000 \cdot 0,272 \cdot 8 \cdot 10^3}{24,5} = 625 \text{ 000 WE}$$

$$\frac{7000 \cdot 0,024 \cdot 66 \cdot 10^3}{24,5} = 455 \text{ 000 WE}$$

$$\frac{7000 \cdot 0,052 \cdot 114 \cdot 10^3}{24,5} = 1 \text{ 690 000 WE}$$

$$2 \text{ 770 000 WE.}$$

Das Ferngas kommt in den CH_4 -Konverter mit 600° , das O_2 - N_2 -Gemisch soll auf 700° vorgewärmt werden. Die im Ofen erzeugte Wärme soll ausreichen, um das Endgas auf 1140° aufzuwärmen. Diese Temperatur ist reichlich bemessen, dafür sind die Wärmeverluste im Ofen vernachlässigt.

Wärmebedarf:

$$\text{Spaltgas} \quad 7000 \cdot 1,506 \cdot 0,3 \cdot 540^\circ = 1 \text{ 710 000 WE}$$

$$\text{N}_2 \quad 7000 \cdot 0,39 \cdot 0,3 \cdot 440^\circ = 360 \text{ 000 WE}$$

$$\text{H}_2\text{O zugegeben} \quad 7000 \cdot 0,25 \cdot 0,53 \cdot 540^\circ = 500 \text{ 000 WE}$$

$$\text{H}_2\text{O gebildet} \quad 7000 \cdot 0,104 \cdot 0,43 \cdot 540^\circ = 170 \text{ 000 WE}$$

$$2 \text{ 740 000 WE.}$$

Luft- und Sauerstoffbedarf:

$$39 \text{ m}^3 \text{ N}_2 \text{ bringen } 39 \cdot \frac{21}{79} = 10,4 \text{ m}^3 \text{ O}_2 \text{ mit}$$

$$\text{Gesamt-O}_2\text{-Bedarf} \quad 21,2 \text{ m}^3 / 100 \text{ m}^3 \text{ Ferngas}$$

$$\text{davon als Luft} \quad 10,4$$

Rest als Sauerstoff $10,8 \text{ m}^3 / 100 \text{ m}^3$ Ferngas,
das sind 3450 m^3 Luft + 760 m^3 O_2 oder
 4220 m^3 mit $35,2 \%$ O_2 .

Dampfgehalte im CH₄-Konverter.

Im Eingang zum CH₄-Ofen sollen 250 g/m³ Ferngas = 7000 · 0,25 = 1,75 t Dampf vorhanden sein. Dieser Dampf wird durch Befeuchten von 7000 m³ Ferngas und von 4220 N₂ + O₂ gewonnen. Der Dampfgehalt in den Eingangsgasen beträgt somit

$$\frac{1,75}{7000 + 4220} = \frac{1,75}{11220} = 155 \text{ g/m}^3 \text{ } 15^{\circ},735.$$

Zugegebener Dampf 1,75 t.

Im Ofen gebildet $\frac{7000 \cdot 0,104 \cdot 18}{24,5} = 0,54 \text{ t}$

Dampf im Ofenendgas 2,29 t.

$$\frac{2,29}{13290} = 172 \text{ g/m}^3 \text{ } 15^{\circ},735.$$

Die 1140° heißen Gase mit 172 g H₂O/m³ 15°,735 gehen aus dem CH₄-Konverter zunächst in einen Abhitzeessel und von da in die Wärmeaustauscher zur Vorwärmung des ankommenden Ferngases bezw. O₂-N₂-Gemisches.

Austauscher für Ferngas.

7000 m³ mit 155 g H₂O/m³ 15°,735 von 65° → 600°

$$7000 \cdot 535^{\circ} \cdot 0,37 = 1\,380\,000 \text{ WE}$$

$$7000 \cdot 0,155 \cdot 0,47 \cdot 535^{\circ} = 271\,000 \text{ WE}$$

$$1\,651\,000 \text{ WE}$$

Wärmeverluste (3,9 %)

$$64\,000 \text{ WE}$$

$$1\,715\,000 \text{ WE}$$

Diese Wärmemenge wird dem wärmeabgebenden Medium entzogen. Dabei soll sich das wärmeabgebende Gas von 750° → 200° abkühlen.

Spezifische Wärme des Endgases:

Gas 0,29

Dampf 0,172 · 0,46 = 0,079

$$0,369 \text{ WE/m}^3.$$

Erforderliche Gasmenge:

$$\frac{1\,715\,000}{550^{\circ} \cdot 0,369} = 8\,450 \text{ m}^3/\text{h.}$$

Gesamtendgasmenge:	13 290 m ³ /h
für Ferngasvorwärmung:	8 450 "
für O ₂ -N ₂ -Vorwärmung:	4 840 m ³ /h.

Austauscher für Luft-Sauerstoff.

4220 m³ mit 35,2 % O₂ mit 155 g H₂O/m³
von 65° → 700°

4220 · 0,29 · 635° = 780 000 WE

4220 · 0,155 · 0,47 · 635° = 195 000 WE

975 000 WE

Verluste 3,9 %

38 000 WE

1 013 000 WE.

Zur Verfügung stehen 4840 m³ Endgas mit einer spezifischen Wärme von 0,369, die mit 900° in den Austauscher eintreten.

Abkühlung:

$\frac{1\ 013\ 000}{0,369 \cdot 4840} = 570^\circ$

900° - 570° = 330°

Endtemperatur 330°.

Abhitzekeessel:

~~Gesamtgasmenge: 13 290 m³ + 2,29 t H₂O.~~

Davon Teil 1 8450 m³ + 1,45 t H₂O

von 1140° → 750°

8450 · 0,3 · 390° = 990 000 WE

1,45 · 0,49 · 390° = 277 000 WE

1 267 000 WE.

Teil 2

4840 m³ + 0,84 t

1140° → 900°

4840 · 0,3 · 240° = 350 000 WE

0,84 · 0,49 · 240° = 99 000 WE

449 000 WE

1 267 000 WE

1 716 000 WE

10 % Verluste

171 600 WE

1 644 400 WE.

$$\frac{1\ 644\ 400}{740\ 000} = 2,33 \text{ t Hochdruckdampf.}$$

Der Abhitzekessel ist in dieser Form schon reichlich ausgelegt, da die CH_4 -Ofen-Ausgangstemperatur voraussichtlich unter 1140° liegt. Es soll daher die Möglichkeit vorgesehen werden, den Gasstrom 2 zu vergrößern, sodaß mehr heißeres Gas am Abhitzekesselausgang anfällt. Ferner ist vor dem Luft- O_2 -Vorwärmer und dem Ferngasvorwärmer die Möglichkeit der Kühlung durch Einspritzen von Kondenswasser vorzusehen.

Einspritzkühlung zwischen CH_4 - und CO-Ofenaustauscher.

Aus den Austauschern des CH_4 -Ofens fallen an:

$$\begin{array}{rcl} 8450 \text{ m}^3 \text{ Gas mit } 200^\circ & & \\ 4840 \text{ m}^3 \text{ Gas mit } 330^\circ & & \\ \hline & \frac{130 \cdot 4840}{13290} & = 47,5^\circ \end{array}$$

Temperatur nach der Mischung: $247,5^\circ$

Dieses Gas soll durch Einspritzen von Wasser mit Dampf aufgesättigt und dabei auf seinen Taupunkt gekühlt werden.

Wärmeinhalt des Gases:

$$247,5 \cdot 0,285 = 70,5 \text{ WE}$$

$$0,172 \cdot 621 = 107,0 \text{ WE}$$

$$0,172 \cdot 190 \cdot 0,46 = 15,1 \text{ WE}$$

$$\begin{array}{l} \hline = 211 \text{ WE/Nm}^3 = 315 \text{ g H}_2\text{O/Nm}^3 = 288 \text{ g H}_2\text{O/m}^3 \text{ } 15^\circ, 735 \\ \text{(entnommen aus der Gastabelle Leuna).} \end{array}$$

Das entspricht bei 760 mm einem Dampfgehalt von 315 g/Nm^3 und einem Taupunkt von 68° . Bei $2 \text{ m H}_2\text{O}$ liegt der Taupunkt bei 71° .

$$\text{Ausgang-Spritzkühlung } 13290 \cdot 0,288 = 3,82 \text{ t}$$

$$\text{Eingang- " } 13290 \cdot 0,172 = 2,29 \text{ t}$$

$$\text{Zugabe in der Spritzkühlung} = 1,53 \text{ t.}$$

Dampfgehalte im CO-Konverter.

Gesamt-CO-Menge:

$$13290 \cdot 20,2 = 2680 \text{ m}^3$$

$$\text{Erforderliche Dampfmenge } 2680 \cdot 3 = 8040 \text{ m}^3$$

$$= 5,9 \text{ t.}$$

Umzusetzende CO-Menge (Endgehalt 3%)

$$0,03 = \frac{20,2 - x}{100 + x}, \quad x = \frac{20,2 - 3}{1,03} = 16,7 \text{ m}^3 \text{ CO}/100 \text{ m}^3 \text{ Gas}$$

$$13\,290 \cdot 16,7 = 2220 \text{ m}^3 \text{ CO.}$$

$$\text{Wärmeentwicklung} \frac{2220 \cdot 10 \cdot 10^3}{24,5} = 905\,000 \text{ WE.}$$

Im CO-Konverter erwärmt sich das Gas von $360^\circ \rightarrow 420^\circ$

$$\text{Gas } 15\,500 \cdot 0,29 \cdot 60^\circ = 270\,000 \text{ WE}$$

$$\text{Dampf } (5,9 - 1,63) \cdot 0,46 \cdot 60^\circ = 119\,000 \text{ WE}$$

389 000 WE.

$$\text{Freiwerdende Wärme} \quad 905\,000 \text{ WE}$$

$$\text{Bedarf für Gaserwärmung im Ofen} \quad 389\,000 \text{ WE}$$

$$\text{Durch Kühlwassereinspritzung} \quad 516\,000 \text{ WE}$$

zu vernichten.

$$\frac{516\,000}{740\,000} = 0,7 \text{ t Kondensat.}$$

$$\text{Gesamtdampfbedarf} \quad 5,9 \text{ t}$$

$$\text{Kondensatzugabe} \quad 0,7 \text{ t}$$

$$\text{Dampfbedarf am CO-Ofen-Eingang} \quad 5,2 \text{ t}$$

$$\text{Dampfgehalt Ausgang-Spritzkühlung} \quad 3,82 \text{ t}$$

$$\text{Zugabe von Niederdruckdampf} \quad 1,38 \text{ t}$$

$$\text{Dampfverbrauch im CO-Ofen} \quad 5,9 \text{ t}$$

$$\text{Dampfgehalt im Endgas} \quad 1,63 \text{ t}$$

$$\text{Dampfgehalt im Endgas} \quad 4,27 \text{ t}$$

$$\frac{4,27}{15500} = 276 \text{ g/m}^3 \text{ } 15^\circ, 735.$$

Wärmeaustausch für CO-Konverter.

$$13290 \text{ m}^3 + 5,2 \text{ t H}_2\text{O von } 71^\circ \rightarrow 360^\circ$$

$$13290 \cdot 0,28 \cdot 289 = 1120\,000 \text{ WE}$$

$$5,2 \cdot 0,47 \cdot 289 = 706\,000 \text{ WE}$$

1 826 000 WE.

Wärmeabgebendes Gas

$$15500 \text{ m}^3 \cdot 0,295 = 45 \text{ t WE/}^\circ$$

$$4,27 \cdot 0,47 = 2000 \text{ t "}$$

6570 t WE/}^\circ.

$$\frac{1\ 826\ 000}{6570} = 278^\circ \text{ Abkühlung.}$$

$$420^\circ - 278^\circ = 142^\circ.$$

Unter Berücksichtigung der Verluste 120° Endtemperatur des wärmeabgebenden Gases.

Für die Gasmenge sind 2 CO-Konvertoren nötig, die parallel gefahren werden. Der Wärmeaustausch soll jedoch in einem Austauscher vorgenommen werden. Der Austauscher ist derart zu dimensionieren, daß er das Eingangsgas bis auf 380° aufwärmen kann, sodaß man mit einer Umführungsleitung mit Hilfe von Kaltgas in der Lage ist, die CO-Konvertoreintrittstemperatur von 380° abwärts zu regeln. Es ist für diesen Zweck eine automatische Regelung vorgesehen.

Das Kühler-Verdunstersystem.

Eingang Kühler 1: $15\ 500\ \text{m}^3$ Gas + $4,27\ \text{t}\ \text{H}_2\text{O}$, 120°

Wärmeinhalt des Gases

$$15\ 500 \cdot 0,285 \cdot 120^\circ = 550\ 000\ \text{WE}$$

$$4,27 \cdot 621 \cdot 1000 = 2\ 650\ 000\ \text{WE}$$

$$4,27 \cdot (120 - 58) \cdot 0,46 \cdot 1000 = 120\ 000\ \text{WE}$$

$$\underline{3\ 320\ 000\ \text{WE}}$$

$$\frac{3\ 320\ 000}{15\ 500} = 215\ \text{WE/m}^3\ 15^\circ, 735 = 235\ \text{WE/Nm}^3.$$

Dieses Gas hat bei 760 mm einen Taupunkt von $69,5^\circ$ und einen Dampfgehalt bei Sättigung von $345\ \text{g/Nm}^3 = 315\ \text{g/m}^3\ 15^\circ, 735$.

Das Wasser im Kühler 1 soll mit diesem Gas auf 68° aufgewärmt werden und seinerseits im Verdunster das ankommende Ferngas, bezw.

$\text{N}_2\text{-O}_2$ -Gemisch auf 65° aufwärmen. Der Druck im Verdunster wird 5 - 6 m H_2O betragen. Die aufgenommene Dampfmenge ist dann

$$\frac{2,65}{1,55} = 169\ \text{g/Nm}^3 = 155\ \text{g/m}^3\ 15^\circ, 735. \text{ Diese Menge wurde eingangs vorausgesetzt.}$$

Damit man die Möglichkeit hat, auch mit größeren Dampfmenge auf den CH_4 -Konverter zu fahren, ist vor dem CH_4 -Konverter noch ein Dampfanschluß vorzusehen.

Wärmeaufnahme der Gase im Verdunster.

7000

4220

$$12220 \cdot 0,285 \cdot 65^{\circ} = 208\ 000\ \text{WE}$$

$$1,75 \cdot 621 \cdot 1000 = \underline{1\ 100\ 000\ \text{WE}}$$

1 308 000 WE.

Diese Wärme gibt das Endgas im Kühler 1 ab:

3 320 000 WE

1 308 000 WE

Wärmeinhalt beim
Verlassen des
Kühlers 1:

2 012 000 WE.

$$\frac{2\ 012\ 000}{15\ 500} = 130\ \text{WE/m}^3\ 15^{\circ},\ 735 = 143\ \text{WE/m}^3$$

$$= 60^{\circ}\ \text{Taupunkt.}$$

Der Zirkulationswasserzugang zum Kühler 1 soll 52° betragen:

Zirkulationswassermenge:

$$\frac{1\ 308\ 000}{(65^{\circ} - 52^{\circ})} = \frac{1\ 308\ 000}{13} = \sim 100\ \text{t.}$$

Schlußkühler:

Abzuführende Wärmemenge = 2 012 000 WE

 $15^{\circ} \rightarrow 50^{\circ}$

$$\frac{2\ 012\ 000}{35} = 57,5\ \text{t.}$$

Druckverluste und Querschnitte des Kühler-Verdunster-Systems.

1) Ferngassättiger:

Gasmenge = Ferngas

7 000 m³/h

$$\text{Dampf } \frac{7000 \cdot 0,155}{2} \cdot \frac{24,5}{18}$$

740 "

7 740 m³/h= 2,15 m³/sec.

Wassermenge 62 t/h.

-9-

Durchmesser sei 1,20 m, Querschnitt 1,13 m²

$$w = 1,94 \text{ m/sec}$$

$$\text{Regenhöhe } B = 58 \text{ m}^3/\text{m}^2$$

Für Ringe 50 x 50 gilt die Formel (Journ. Ausz. 203)

$$\Delta P = (20,2 + 0,45 \cdot B) \cdot w^{1,95} \cdot 0,43^{0,83}$$

Der letzte Faktor gibt das Verhältnis der Dichten von Gas zu Luft an.

$$\Delta P = \frac{43,7 \cdot 3,6}{1,97} = 79 \text{ mm H}_2\text{O/m Schichthöhe.}$$

70 mm ist aber Normalwert, sodaß 79 mm noch durchaus anwendbar sind.

Durchmesser 1,40 m, $F = 1,54 \text{ m}^2$, $w = 1,33$

$$B = 46,7$$

$$\Delta P = \frac{(20,2 \cdot 0,45 \cdot 46,7) \cdot 1,65}{1,97} = 34,5 \text{ mm H}_2\text{O/m}$$

2) N₂-O₂-Sättiger:

Gasmenge

$$4 \ 220 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\frac{4220 \cdot 1,55}{2} \cdot \frac{24,5}{18} =$$

$$445 \text{ "}$$

$$4 \ 665 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$= 1,29 \text{ m}^3/\text{sec}$$

Wassermenge 38 t

Durchmesser 1 m, $F = 0,79$, $w = 1,63 \text{ m/sec}$

$$B = 48 \text{ m}^3/\text{m}^2$$

$$\Delta P = (20,2 + 0,45 \cdot 48) \cdot 1,63^{1,95} = 105 \text{ mm/m}$$

Druckverlust zu gross.

Durchmesser 1,20 m, $F = 1,13 \text{ m}^2$, $w = 1,14 \text{ m/sec}$

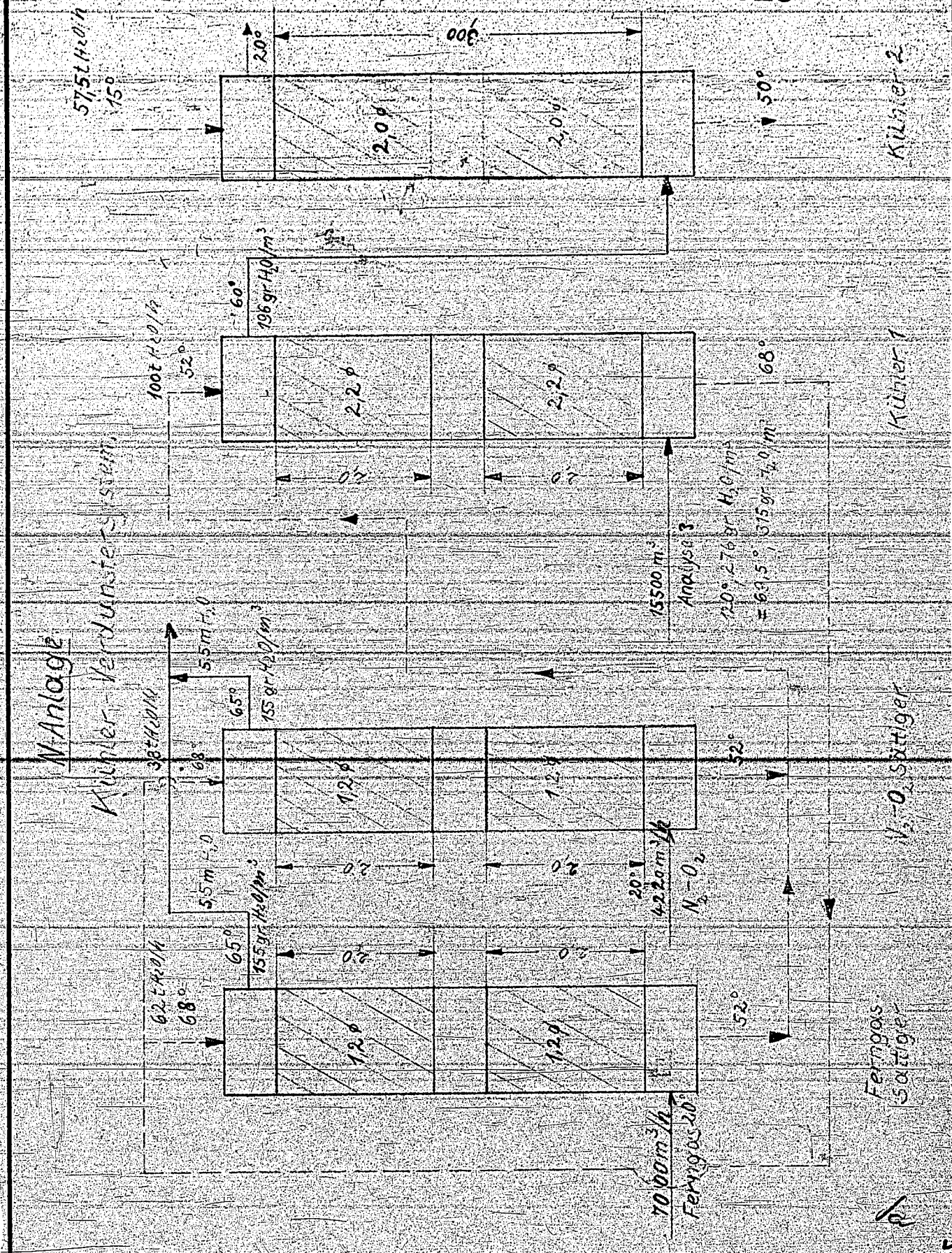
$$B = 33 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{h}$$

$$\Delta P = (20,2 \cdot 0,45 \cdot 33) \cdot 1,14^{1,95} = 44 \text{ mm.}$$

Dieser Durchmesser ist geeignet.

Beide Sättiger sollen 4 m Raschigringhöhe haben, die in je 2 Schichten zu 2 m aufgeteilt sind.

200000016



I. G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft
 Ludwigshafen am Rhein
 Tag: 28.11.54 Name: [Signature]

Maßstab: WASSERMANNDIENST
 Urheberrechtsschutz nach DIN 34

N3155-16

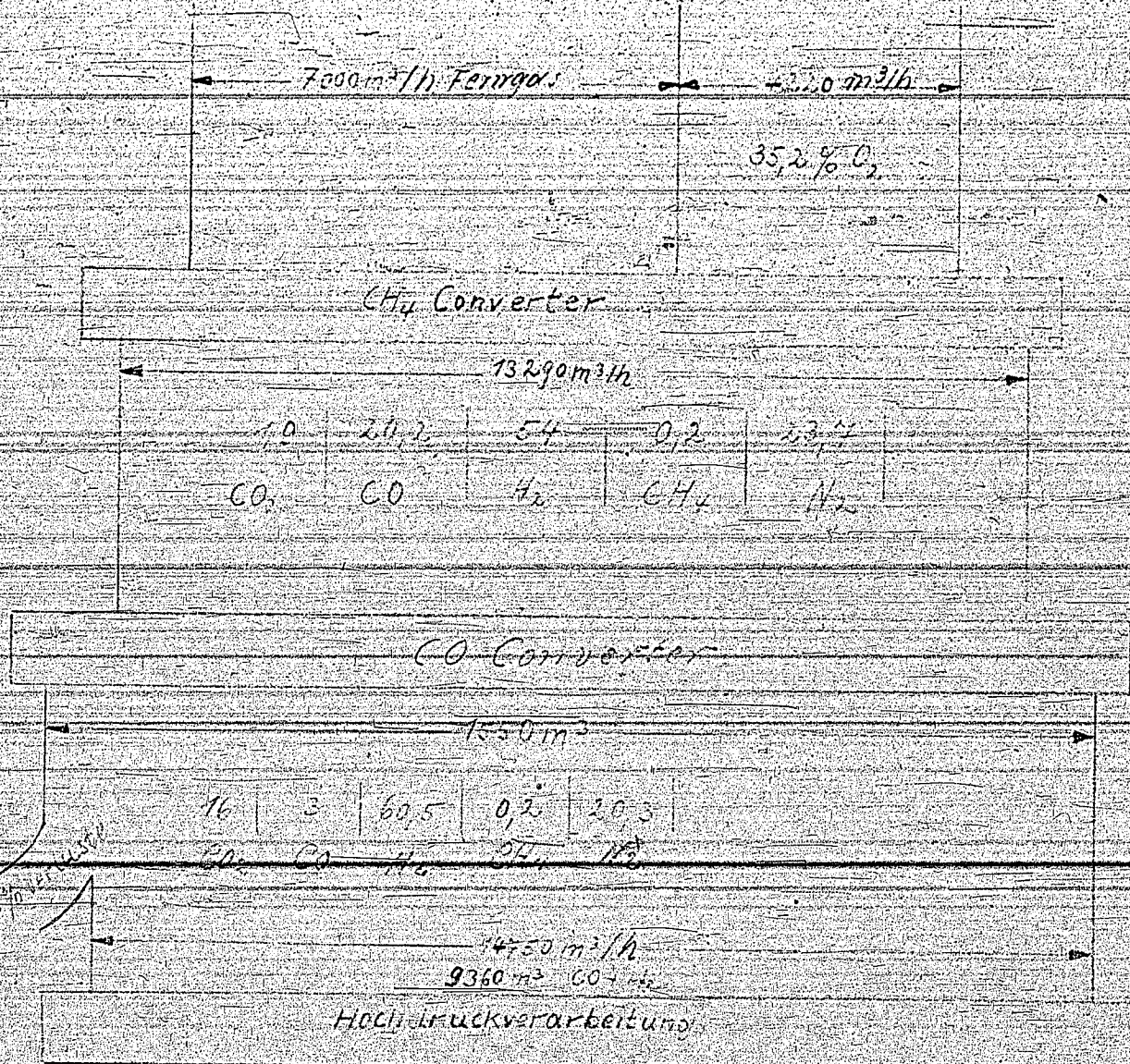
Paß hier abschneiden

Bau: 00631 Betrieb: N-ANLAGE Kom:

20000001

Saargasspaltanlage N Oppau 634

56 Mill. Nm³ Feingas / Jahr = 7000 m³/h 15° 735 m³/h



$$\frac{9360}{3} \cdot \frac{2.8}{24.5} \cdot 0.925 \cdot 0.36 = 3.17 \text{ t/h N}$$

$$= 76 \text{ tato} = 27800 \text{ Jato}$$

I. G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft Ludwigshafen am Rhein	Maßst. 5	Gasmengebestimmung Urheberrechtsschutz nach DIN 54	N 3156-10
Tag: 24.11.39 Name: Müller			

hier abschneiden

Bau: Opp. 634 Betrieb: N 3 Anlage Kom.: