

Nur ist
$$\Delta C_p = \frac{d \Delta H}{dT} \quad \text{(Gleichung 16)}$$

also ergibt sich aus Gleichung 15 und 16:

$$\frac{d \Delta H}{dT} = -17,50 + 0,0272 T \quad \text{(Gleichung 17)}$$

oder integriert:

$$\Delta H = -17,50 T + 0,0136 T^2 + \Delta H_0 \quad \text{(Gleichung 18)}$$

Die Integrationskonstante ΔH_0 wird durch Einsetzen von $\Delta H_{298^\circ} = -21,670$ (Gl.2)

bestimmt als $\Delta H_0 = -17 660$, so daß die Formel über die Abhängigkeit der Wärmetönung der Methanolsynthese von der Temperatur lautet:

$$\Delta H = -17 660 - 17,50 T + 0,0136 T^2 \quad \text{(Gleichung 19)}$$

Diese Gleichung ist auf Tafel 1 graphisch dargestellt, wobei sich zeigt, daß die Wärmetönung bei ungefähr 360° ein Maximum von etwa 23 300 cal aufweist. Der genaue Verlauf der Kurve ist jedoch unsicher, da die Gleichung 12 nicht sehr genau ist. Wenn der Wert für ΔH aus Gl.19 in die Gleichung 11 eingesetzt wird, so ergibt sich:

$$\frac{d \ln K_p}{dT} = \frac{17 660}{RT^2} - \frac{17,50}{RT} + \frac{0,0136}{R} \quad \text{(Gleichung 20)}$$

oder integriert:

$$\ln K_p = + \frac{17 660}{RT} - \frac{17,50 \ln T}{R} + \frac{0,0136 T}{R} + i \quad \text{(Gleichung 21)}$$

In dekadischen Logarithmen und mit Einbeziehung von R in die Konstanten

$$\log K_p = \frac{3860}{T} - 8,82 \log T + 0,00297 T + i \quad \text{(Gleichung 22)}$$

Auch hier wird die Integrationskonstante mit Hilfe des für $T = 298^\circ$ bereits ermittelten Wertes : $\log K_p^{298^\circ} = 4,49$ (Gl.10)

ausgerechnet:

$$i = 12,47.$$

Die vollständige Gleichung für die Gleichgewichtskonstante der Methanolsynthese in Abhängigkeit von der Temperatur lautet also:

$$\log K_p = \frac{3860}{T} - 8,82 \log T + 0,00297 T + 12,47 \quad \text{(Gleichung 23)}$$

Da sich die Wärmetönung zwischen 200 und 500°C nur wenig ändert, so ergibt die graphische Darstellung von Gl.23 für dieses Temperaturgebiet praktisch eine Gerade mit der Näherungsformel:

$$\log K_p \approx \frac{5060}{T} - 12,26 \quad \text{(Gleichung 24)}$$

Auf Tafel 2 ist diese Gerade mit den nach Gleichung 23 berechneten Einzelwerten aufgetragen.

Für d
Gleic
Zu de
nur l
die A
Wert
flüss
von M
weit
sehr
gege
Mit d
konst
exper
exper
Huff
Glei
unge
fakt
sein
kons
Temp
der
Die
gewi

1))

Für die Änderung der freien Energie der Methanolsynthese erhält man aus den Gleichungen 5 und 23 folgende Formel:

$$\Delta F = -17\,660 + 17,5 T \log T - 0,0136 T^2 - 57,0 \quad (\text{Gleichung 25})$$

Zu derselben Gleichung kommen auf einem etwas anderen Wege Parks u. Huffmann¹⁾, nur lautet das letzte Glied $-57,2 T$, weil von einem etwas anderen Wert für die Änderung der freien Energie ($\Delta F_{298}^0 = -6190$) ausgegangen wurde. Dieser Wert ergab sich bei der Berechnungsweise über die freie Energie der Bildung von flüssigem Methanol aus den Elementen und der freien Energie der Verdampfung von Methanol bei $T = 298^\circ$. Aber dieser Unterschied ist belanglos, denn er liegt weit innerhalb der Fehlergrenzen, die in erster Linie durch die noch nicht sehr zuverlässige Formel für die spezifische Wärme des gasförmigen Methanols gegeben sind.

Mit den obigen theoretisch errechneten Formeln für die Gleichgewichtskonstante bzw. die freie Energie der Methanolsynthese stimmen die meisten experimentell bestimmten Werte verhältnismäßig gut überein, wenn man die experimentellen Schwierigkeiten, z.B. durch Nebenreaktionen bedenkt. Parks u. Huffmann¹⁾ haben aus einer Anzahl von Arbeiten die experimentell bestimmten Gleichgewichtskonstanten nach Formel 4 in die entsprechenden freien Energien umgerechnet. Mit diesen Werten haben sie dann in der Gleichung 25 den Zahlenfaktor des letzten Gliedes bestimmt. Dieser Zahlenfaktor ist ja entsprechend seiner Ableitung (vergleiche Formel 21 bis 23) ursprünglich eine Integrationskonstante, die erst durch die Bestimmung von K_p bzw. ΔF für eine bestimmte Temperatur ihren Wert erhält, der nach unserer Ableitung $-57,0$ und nach der Ableitung von Parks u. Huffmann $-57,2$ wurde.

Die Werte für diese Konstante i , die sich aus den experimentellen Gleichgewichtskonstanten ergeben, sind in der folgenden Tabelle zusammengestellt.

1) loc.cit.

Nettbe
verhät
(17-72
Beding
den Cl
den e
sind in
konsta
Die da
bis zu

1) J. A.
2) Pro
3) J. A.
4) Inc
5) J. A.
6) J. A.

POOR
COPY 17 C

PO
CO

T (abs.)	K_p	i
577	$5,57 \times 10^{-4}$	-57,9
553	$4,5 \times 10^{-4}$	-55,8
562	$2,9 \times 10^{-4}$	-55,6
579	$1,3 \times 10^{-4}$	-55,2
593	$6,5 \times 10^{-5}$	-54,7
611	$4,4 \times 10^{-5}$	-55,1
568	$2,2 \times 10^{-4}$	-55,4
583	$1,6 \times 10^{-4}$	-55,9
603	$5,2 \times 10^{-5}$	-55,0
473	$3,0 \times 10^{-2}$	-57,1
523	$1,2 \times 10^{-3}$	-55,3
523	$1,3 \times 10^{-3}$	-55,5
523	$1,8 \times 10^{-3}$	-56,1
573	$1,8 \times 10^{-4}$	-55,4
573	$2,0 \times 10^{-4}$	-55,6
577	$3,8 \times 10^{-4}$	-57,2
577	$6,7 \times 10^{-4}$	-58,3
577	$2,4 \times 10^{-4}$	-56,3
577	$3,7 \times 10^{-4}$	-57,1
602	$7,1 \times 10^{-5}$	-55,5
573	$8,5 \times 10^{-5}$	-53,9
575	$1,5 \times 10^{-4}$	-55,1
575	$1,4 \times 10^{-4}$	-55,1
582	$7,3 \times 10^{-5}$	-54,2
575	$1,9 \times 10^{-4}$	-55,7
532	$4,8 \times 10^{-3}$	-58,8
532	$3,1 \times 10^{-3}$	-57,9
547	$1,5 \times 10^{-3}$	-57,7
546	$1,2 \times 10^{-3}$	-57,1
580	$2,0 \times 10^{-4}$	-56,1
580	$2,1 \times 10^{-4}$	-56,2
531	$3,1 \times 10^{-3}$	-57,9
571	$5,2 \times 10^{-4}$	-57,4

Smith u.Branting¹⁾

Newitt, Byrne u.Strong²⁾

Lacy, Dunning u.Storch³⁾

Smith u.Hirst⁴⁾

Nettberg u.Dodge⁵⁾

Nettberg und Dodge⁵⁾ haben das Gleichgewicht bei hohen Drucken (170 atm.) und verhältnismäßig niedrigen Temperaturen untersucht, so daß hohe Prozentgehalte (17-72°) von Methanol im Endgas auftraten. Da Methanol sich unter diesen Bedingungen nicht mehr wie ein ideales Gas verhält, haben die Verfasser an den Gleichgewichtskonstanten nach Formel 3 Korrekturen angebracht, die bei den Werten der obigen Tabelle bereits berücksichtigt sind. Ähnliche Korrekturen sind in einer späteren Arbeit von Newton u.Dodge⁶⁾ auch für die Gleichgewichtskonstanten von Newitt, Byrne und Strong sowie Lacy, Dunning u.Storch berechnet. Die dadurch bedingten Änderungen in den Konstanten i sind jedoch gering (nur bis zu 1) und sind kleiner als die schon bestehenden Abweichungen.

- 1) J. Am. Chem. Soc. 51.129 (1929)
- 2) Proc. Roy. Soc. 123 236 (1929)
- 3) J. Am. Chem. Soc. 52.926 (1930)
- 4) Ind. Eng. Chem. 22.1037. (1930)
- 5) Ind. Eng. Chem. 22.1040. (1930)
- 6) J. Am. Chem. Soc. (1934), 56, 287

c) Die te

Für 40
faktor
umgedr
gilt,
und 40

entrepr
Aus de

Für K_p

400°C

Die H₂

700 Li

Der Ca

= ca.4

3,6%

Partia

39 at

berech

von K_p

was be

1) lo

POOR COPY 17 C

POOR COPY

c) Die technische Methanolsynthese bei 400°C und 200 atm. im Vergleich zur Theorie

Für 400°C ($T = 673^\circ$) und 200 atm. geben Newton und Dodge¹⁾ als Korrektionsfaktor für die experimentelle Gleichgewichtskonstante 0,6 an. Wenn man nun umgedreht von der theoretischen Gleichgewichtskonstante, die für ideale Gase gilt, ausgeht, so muß man diese Konstante durch 0,6 dividieren, um bei 200 atm und 400°C die der Gleichung

$$K_p = \frac{P_{\text{CH}_3\text{OH}}}{P_{\text{CO}} \cdot (P_{\text{H}_2})^2}$$

entsprechende Gleichgewichtskonstante zu erhalten.

Aus der Gleichung 23 ergibt sich für $T = 673^\circ$ (400°C)

$$\log K_p = -4,72$$

$$K_p = 1,9 \cdot 10^{-5}$$

Für K_p (200 atm., 400°C) erhält man

$$\frac{1,9 \cdot 10^{-5}}{0,6} = 3,2 \cdot 10^{-5}$$

400°C ist ungefähr die Ausgangstemperatur eines 800er Methanolofens.

Die Höchstleistung betrug etwa

700 Liter, ca. 94-prozentiges Methanol = ca. 5300 kg/h CH_3OH = ca. 166 Kilo-Mol.

Der Gasdurchgang nach der Abscheidung des Methanols war ungefähr 110 000 m³/h = ca. 4500 Kilo-Mol. Der Methanolgehalt am Ofenausgang betrug demnach ungefähr 3,6%. Bei einem Gesamtdruck von etwa 230 atm. sind das rund 8,2 atm. Die Partialdrucke von Wasserstoff und Kohlenoxyd betragen etwa 165 atm. und 39 atm. Das Verhältnis

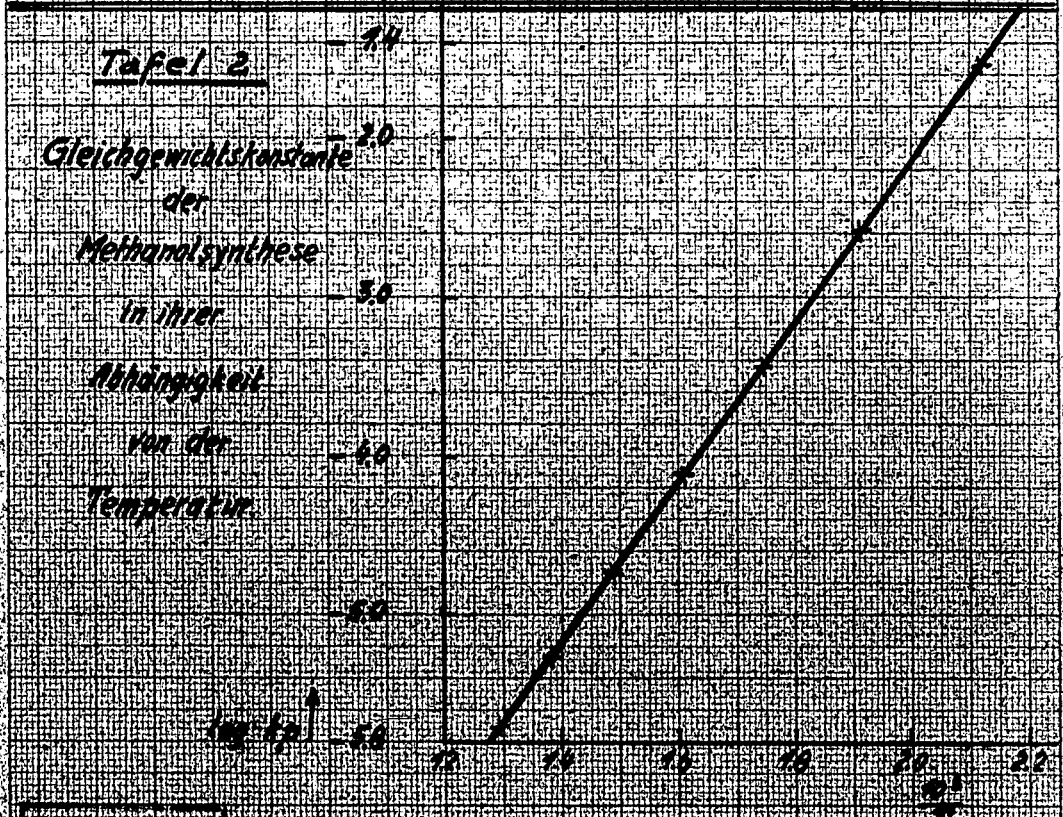
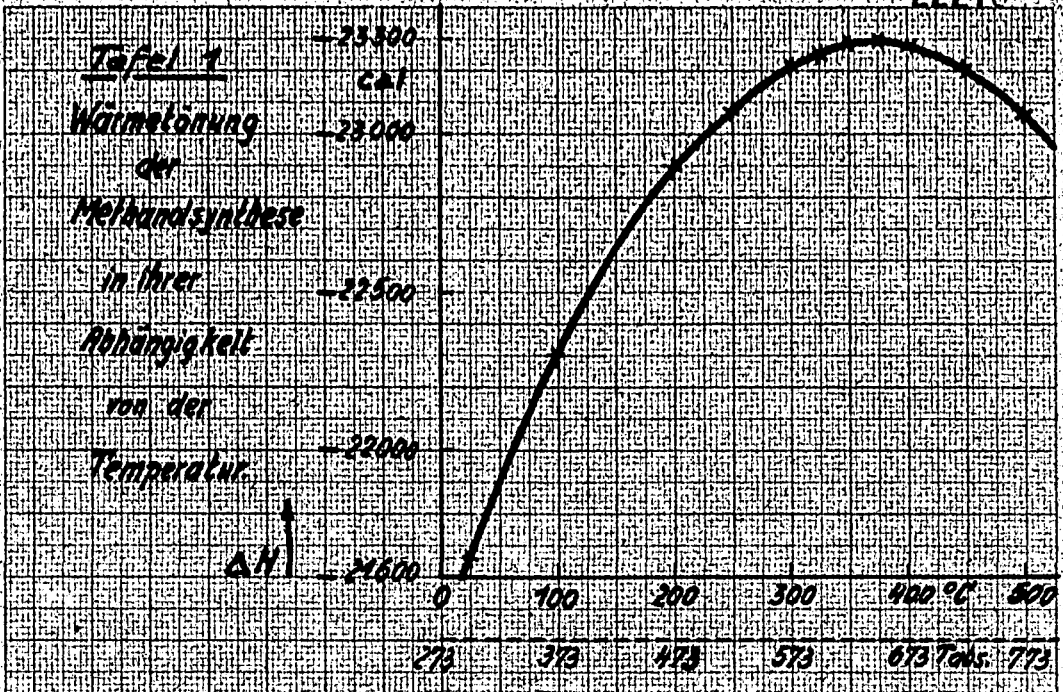
$$\frac{P_{\text{CH}_3\text{OH}}}{P_{\text{CO}} \cdot (P_{\text{H}_2})^2}$$

berechnet sich daraus zu

$$\frac{8,2}{39 \cdot 165^2} = 7,7 \times 10^{-6}, \text{ also auf etwa ein Viertel des Wertes}$$

von K_p (200 atm., 400°C). Das Gleichgewicht ist also noch längst nicht erreicht, was bei der hohen Strömungsgeschwindigkeit verständlich ist.

1) loc.cit.



Tafel 1
No. 22 1/2
11. 10. 1925

Tafel 2
No. 22 1/2
11. 10. 1925

Ammoniakwerk Morsburg
Gesellschaft für chemische Industrie
Ludwig-Werke AG Morsburg

01/1125

POOR COPY 17 C

17-D

22279

Ludwigshafen, den 21.10.1942
v. Fu/Sw

Kontaktmusterproben.

Methanolsynthese

K. 617

Hydrierung

- I. Sumpffphase
- K. 8802 (Grude-Fe-Alkali)
 - K. 6512 (Bayermasse)
 - K. 3510 (MoO_3 -Mgo-ZnO)

II. Gasphase

- 1. Vorhydrierung K. 5058
 - K. 7846 W 250 (akt. Tonerde W - Ni)
- 2. Aromatisierung K. 7019 (A-Kohle-Cr-V) *300at*
 - K. 7421 (Terrana-Zn S-MoO₃) *600at*
- 3. Benzinierung K. 6434
- 4. DHD
 - K. 7360 (akt. Tonerde Op. + MoO₃)
 - K. 7935 (akt. Tonerde Lu. + MoO₃)
 - K. 8500 (akt. Tonerde Lu. = Sulfatonerde)

Katalyt. Kracken.

- K.6752 - Synth. Al.-Sulfat
- K.6108 - Bleicherde gefüllt
- K.6108 - Pulver

15 Proben

17 D

POC
CO

Berichtsammlung des Versuchs-Laboratoriums

Bericht Nr. 441

Dr. Geib

Theoretisches zur Formaldehydbildung
durch Kontaktoxydation von Methan mit
Ozon und Sauerstoff

22280

HAU
Versu

Dr. G

T

Nt

POOR
COPY

17 E

POO
CO

HAUPTLABORATORIUM
Versuchsgruppe Ma 219
B.441/44 h

Leuna Werke, den 8.2.1944

22281

Geheim!

1. Dies ist ein Staatsgeheimnis im Sinne des § 88 StGB.
2. Weitergabe nur verschlossen, bei Postbeförderung als „Einschreiben“.
3. Aufbewahrung unter Verantwortung des Empfängers unter gestelltem Verschluss.

Dr. Geib

Theoretisches zur Formaldehydbildung durch Kontaktoxydation von Methan mit Ozon und Sauerstoff

Nt.

18555

1. Ozon
2. For
3. Uns
- Ver
4. Ket
5. Zus

POOR
COPY

17 E

22282

18555

Inhaltsverzeichnis

	Seite
1. Ozonerzeugung	3
2. Formaldehydbildung aus Methan	3
3. Unstabilität des Formaldehyds	5
Vergleich der Reaktionen von CH_4 , CH_3OH , CH_2O	6
4. Kettenreaktion und Oberfläche	6
5. Zusammenfassende Schlußbetrachtung	6

Wir sind vor
durch katal
tefisch unt
ses in tech
energetisch
lichen Lite
diesem Zusa
erörtern.

1. Ozonerzeugung

Für die
wenn re
Energie
5 000 K
werden.
von die
Energie
Berücks
zunächs
sich di
eine et
zur Erz

Eine de
ren Erz
Energie
werden.

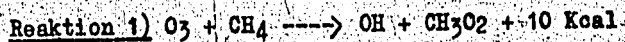
2. Formaldehydbildung

Nimmt
Sauerst
33,3 Me
Energie
also p
folgende
Bildun
örtert
einsti

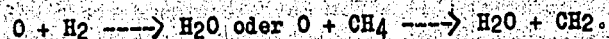
1. O_3 2. OH 3. CH_3

Die Re

Daß diese oder sehr ähnliche Reaktionen als homogene Gasreaktionen vorkommen, wird durch folgendes nahegelegt:



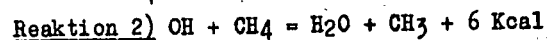
Eine genaue Wärmetönung läßt sich nicht angeben, da auf das Radikal $CH_3 - O_2$ nur in Analogie zum Radikal $H - O_2$ geschlossen werden kann, für welches eine Festigkeit der Bindung des H-Atoms an das O_2 -Molekül im Ausmaß von 40 Kcal/Mol als wahrscheinlichster Wert angesehen wird (vgl. Bodenstein u. Schenk. Z. Physikal. Chem. B. 20, (1933), 420 und Geib Atomreaktionen, Ergebn. d. exakt. Naturwissensch. 15, (1936), 71). Die Wärmetönung von +6 Kcal der Reaktion 1 errechnet man unter Annahme einer gleichgroßen Festigkeit von 40 Kcal/Mol für die Bindung des O_2 -Moleküls an ein CH_3 -Radikal zum peroxydischen Radikal CH_3O_2 . Einer zu dieser Reaktion analogen Reaktion $O_3 + H_2 \rightarrow OH + HO_2$, welche bei 200° verläuft, wurde von Harteck und Groth (Z. Elektrochem. (1938) 44, 621) sehr wahrscheinlich gemacht und von Geib (Z. Elektrochem. (1941) 47, 761) besonders in sterischer Hinsicht für recht begünstigt gehalten im Vergleich zu Reaktionen wie



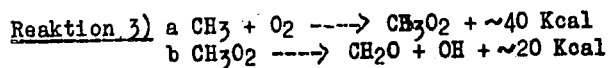
Darüber hinaus wird das Auftreten des Radikals CH_3O_2 von Schumacher und Brenschede aus der Kinetik der durch Cl-Atome induzierten Photo-Oxydation von CH_4 (mit O_2) geschlossen und auch von Jost (Explosions- und Verbrennungsvorgänge, Springer 1939, S. 481) für recht wahrscheinlich gehalten.

Die Reaktion 1a ist nach der Deutung der Versuchsergebnisse von Schumacher und Glissmann durch Geib (Z. Elektrochem.) der Primärschritt des thermischen Ozonzerfalls, dessen Geschwindigkeit durch das Aufbringen (durch Zusammenstoß) der zur Abspaltung eines O-Atoms erforderlichen Energie von 26 Kcal maßgeblich bedingt wird.

Reaktion 1 b ist sicher die Primärreaktion bei der Einwirkung von O-Atomen auf CH_4 .



Daran, daß diese Reaktion schnell verläuft, wird in der Literatur kaum gezweifelt. (Vgl. Jost, S. 481). Die Reaktionsgeschwindigkeit der OH-Radikale mit Wasserstoffverbindungen wird man in erster Näherung derjenigen der Cl-Atome gleichsetzen können (vergl. Geib; Ergebnisse der exakt. Naturwissensch. 15 (1936) S. 76). Man gelangt so für die Reaktion 2 zu einer Aktivierungsenergie von unter 7 Kcal.



In der Literatur (vergl. Jost) werden außer der als sicher angesehenen Reaktion 2 die Reaktionen 3a (wohl Dreierstoßreaktion) und c als Teilreaktionen der kettenmäßigen Methanoxydation diskutiert, ohne daß es möglich wäre, eine dieser Reaktionen als unwahrscheinlich zu bezeichnen. Nehmen wir an, daß Reaktion 3b vor sich geht - was insbesondere in Gegenwart einer Kontaktfläche durchaus wahrscheinlich ist, da in dem anzunehmenden CH_3O_2 -Radikal die durch Punkte miteinander verbundenen



O- und H-Atome nicht sehr weit voneinander entfernt sind, so daß nach alten Voraussagen (vergl. Geib, Z. Elektrochem. (1941) 47, 761) die Aussichten für das Eintreten dieser Reaktion als recht günstig angesehen werden müssen - so wird eine Entscheidung zwischen den Reaktionen 3a und b bzw. 3c für unsere Betrachtungen ganz belanglos.

Daß diese der Kette zweifelt

Schließl.

- 1) $CH_4 +$
 - 2) $CH_2 +$
 - 3) $O + CH_4$
- (für die $CH_4 =$

Für die vorgesch sein, da hinweist lenzen g teilt Gesichts Radikale nicht ge oder and sich abe Konzentr Spuren a

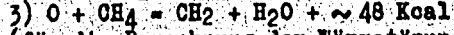
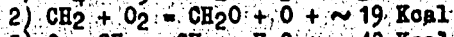
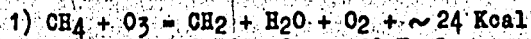
3. Unstabil

Eigene U haben ge von OH-R wird und dikalen Zimmerte CH_2O wie ren werd nen des so daß i 10 mal s A müßte OH-, CH_3 $O_3 + CH_4$ $OH + CH_4$ $CH_3 + O_2$ CH_3O_2

Lassen schwind für die nicht m so gilt chen. E dehyd z insbeon der hom unmögli ein Kat daß sei das Met die des

Daß diese oder praktisch auf dasselbe hinauslaufende Reaktionen Teilreaktionen der kettenmäßigen Oxydation von CH_4 zu CO und CO_2 sind, wird also kaum bezweifelt werden können.

Schließlich sei ein formal sehr einfaches Schema aufgeschrieben:



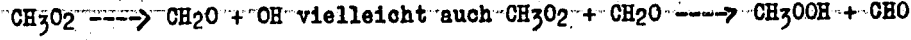
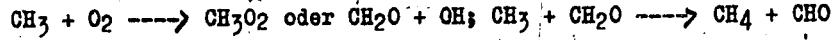
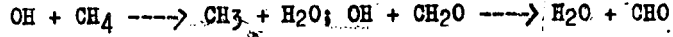
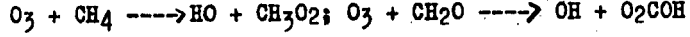
(für die Berechnung der Wärmetönung wurde zugrunde gelegt:



Für die homogene Methanoxydation werden die von Norrish (vergl. Jost, S.413) vorgeschlagenen Reaktionen 2 und 3 kaum noch ernstlich in Betracht zu ziehen sein, da alles auf die Bildung von CH_3 -Radikalen und nicht CH_2 -Radikalen hinweist, so die Schwierigkeit eines gleichzeitigen Angriffs der beiden O-Valenzen gegenüber solchen Reaktionen, bei denen nur eine Valenz des O-Atoms beteiligt ist (vergl. Geib, Z. Elektrochem. (1941) 47, 761). Doch kann man alle Gesichtspunkte, die bei der homogenen Methanoxydation gegen dieses über CH_2 -Radikale verlaufende Schema sprechen, für heterogen katalysierte Reaktionen nicht gelten lassen. Eine kettenmäßige Bildung von CH_2O ist also auf die eine oder andere Weise verhältnismäßig leicht zu erklären, weniger leicht kann man sich aber vorstellen, daß CH_2O tatsächlich als Endprodukt in beträchtlicher Konzentration bei der Oxydation von CH_4 auftreten soll und nicht als nur in Spuren auftretendes Zwischenprodukt.

3. Unstabilität des Formaldehyds

Eigene Untersuchungen (Ergebnisse der exakt. Naturwissensch. (1936) 15, S.66 u.84) haben gezeigt, daß Formaldehyd sowohl von O- wie H-Atomen, darum sicher auch von OH-Radikalen, sehr wahrscheinlich auch von CH_3 -Radikalen schnell abgebaut wird und zwar wahrscheinlich in allen Fällen schneller als CH_4 mit diesen Radikalen reagiert. So reagieren O-Atome und vermutlich auch OH-Radikale bei Zimmertemperatur (in homogener Gasphase) mindestens 100 mal so schnell mit CH_2O wie mit CH_4 , H-Atome mindestens 10^6 mal so rasch; bei höheren Temperaturen werden entsprechend den größeren Aktivierungsenergien, die für die Reaktionen des Methans erforderlich sind, die Geschwindigkeitsverhältnisse kleiner, so daß in der Gegend von 200° die Reaktion von OH mit CH_2O vielleicht nur 10 mal so schnell verläuft wie die mit Methan. Nach dem obigen Reaktionsschema A müßte man im einzelnen betrachten die Konkurrenzreaktionen von O₃- sowie OH-, CH_3 -, CH_3O_2 -Radikalen evtl. auch von O-Atomen mit CH_4 und CH_2O , also



Lassen sich schon für die Verhältnisse einer homogenen Gasreaktion die Geschwindigkeitsverhältnisse dieser Reaktionen nur sehr unsicher abschätzen - für die oft untersuchte Methanoxydation erscheint selbst eine Angabe darüber nicht möglich, welche Teilreaktion für die Kettenlänge bestimmend ist - so gilt dies in weit stärkerem Maße für die Reaktionsverhältnisse an Oberflächen. Es kann jedenfalls nur vermutet werden, daß eine Anreicherung von Formaldehyd zu größeren Partialdrücken (z.B. $0,2 \text{ at } \text{CH}_2\text{O}$, $0,4 \text{ at } \text{CH}_4$, $0,4 \text{ at } \text{O}_2$), insbesondere bei Sauerstoffüberschuß nur schwierig zu erreichen sein wird. (Bei der homogenen CH_4 -Oxydation bei 400° wurden bis etwa $\frac{1}{2} \%$ CH_2O beobachtet.) Als unmöglich wird man auch dies nicht bezeichnen können, da ja wohl prinzipiell ein Katalysator vorstellbar ist, der das Formaldehydmolekül derart beeinflusst, daß seine Wasserstoffatome ebenso stabil werden wie die des Methans bzw. der das Methan so beeinflusst, daß seine Wasserstoffatome ebenso labil werden wie die des Formaldehyds.

Vergleich der

Schließlich l
Oxydation des
ist Methanol
Methan, als Fo
mit CH_4 bei
mit der Wider
und Radikale
mertemperatur
als 10^{-5} für
mit O-Atomen

Trotz der ger
Oxydation an
 $80 - \sim 90 \%$
umgesetzt wi

4. Kettenreakti

In den meist
reaktion ver
hemmt werden
S.406, 408).
Atomrekombina
daß Oberfläch
gasreaktion,
ketten in de
schen Gründe
men katalysi
Gleichgewich

Schließlich
in Grenzfläch
her angenomm
u. 72). Bei
lich, daß zu
Stoff wie O
sondere ei
d.h. die Ten
Die Wirkung
tration der
zufuhr geste
ten, daß die
diesem Katal
Neuartige Wi
Ozon adsorbi

Zusammenfass

Die Oxydation
aus zweifel
Zufuhr wert
etwa halb s
volles Verfa
wenn es mög
Moleküla zu
ist leicht

22286

- 6 -

Vergleich der Reaktionen von CH₄, CH₃OH, CH₂O

Schließlich liegen ja ganz ähnliche Verhältnisse vor bei der katalytischen Oxydation des Methanols zu Formaldehyd vor; in den allermeisten Reaktionen ist Methanol wesentlich reaktionsträger, wenn auch nicht ganz so stark wie Methan, als Formaldehyd. Die homogene Oxydation verläuft etwa gleich schnell mit CH₄ bei 470°, mit CH₃OH bei 420°, mit CH₂O bei 320° und ähnlich dürfte es mit der Widerstandsfähigkeit von CH₄, CH₃OH und CH₂O gegenüber allen Atomen und Radikalen sein. So ergeben sich für die Reaktion mit H-Atomen bei Zimmertemperatur Stoßausbeuten von etwa 10⁻¹¹ für CH₄, 10⁻⁶ für CH₃OH und größer als 10⁻⁵ für CH₂O und ähnlich dürften die Verhältnisse für die Reaktion mit O-Atomen liegen.

Trotz der geringeren Stabilität des CH₂O ist es indessen möglich, die CH₃OH-Oxydation an Kontakten so zu leiten, daß Formaldehyd in einer Ausbeute von 80 - ~ 90 % entsteht, wobei nach Literaturangaben das CH₃OH zu mehr als 50 % umgesetzt wird.

4. Kettenreaktion und Oberfläche

In den meisten Fällen ist bei Reaktionen, die in homogener Phase als Kettenreaktion verlaufen, festgestellt worden, daß sie durch Wandinflüsse gehemmt werden, so auch etwa bei der Oxydation von CH₄ und CH₂O (vergl. Joat, S. 406, 408). Man weiß, daß diese Wirkung auf der Katalyse der Radikal- oder Atomrekombination beruht. Andererseits weiß man (aus Versuchen von Haber), daß Oberflächen auch Kettenreaktionen einleiten können, so etwa bei der Knallgasreaktion, bei der von der Oberfläche eines heißen Quarzstabes Reaktionsketten in den Gasraum hinein sich ablösen. Schließlich ist aus thermodynamischen Gründen zu fordern, daß eine Oberfläche die die Rekombination von Atomen katalysiert auch deren Erzeugung katalysiert (anderenfalls wird das Gleichgewicht verschoben).

Schließlich führen eine ganze Reihe von Versuchsergebnissen zu der Annahme, daß in Grenzflächen selbst Kettenreaktionen viel häufiger verlaufen als dies bisher angenommen wurde (vergl. Geib im Handbuch d. Katalyse, Bd. VI, S. 53, 63 u. 72). Bei Berücksichtigung dieser Erkenntnisse ist lediglich verwunderlich, daß zum Anstoß der Reaktionsketten überhaupt ein Atome leicht erzeugender Stoff wie O₃ verwendet wird, denn zweifellos wird ja der Katalysator, insbesondere ein Oxydationskatalysator, den Zerfall des Ozons begünstigen, d.h. die Tendenz haben, auch hierfür die Gleichgewichtsverhältnisse herzustellen. Die Wirkung des Ozons wird man sich dann so vorstellen können, daß die Konzentration der reaktionsfähigen O-Atome im Katalysator durch die laufende Ozonzufuhr gesteigert wird. Für einen Oxydationskatalysator ist darum zu vermuten, daß die Zufuhr von Ozon lediglich eine Beschleunigung einer ohnehin an diesem Katalysator auch in Abwesenheit von Ozon verlaufenden Reaktion bewirkt. Neuartige Wirkungen könnte man wohl eher erwarten an einer Oberfläche, die Ozon adsorbiert, ohne seinen Zerfall zu katalysieren.

Zusammenfassende Schlußbetrachtung

Die Oxydation von CH₄ zu CH₂O mit O₃ + O₂ ist vom energetischen Standpunkt aus zweifellos eine Verschwendung, da eine stark exotherme Reaktion unter Zufuhr wertvoller Energie (Ozon) erzwungen wird, während dies bei der nur etwa halb so exothermen Methanoloxydation nicht erforderlich ist. Als wertvolles Verfahren wird man diese Oxydation mit Ozon nur dann bezeichnen können, wenn es möglich ist, sehr viele CH₂O-Moleküle unter Verbrauch nur eines O₃-Moleküls zu erzeugen. Ein kettenmäßiger Ablauf der Bildung von CH₂O aus CH₄ ist leicht zu formulieren. Für eine Reaktion, die unter ähnlichen Bedingungen

verläuft
nur in g
zielung
Kontakt
Formalde
rung des
flussen.
ben, wen
solchen
rung der
Vergröße

fk

Vertei
Herren

17 E

22287

- 7 -

verläuft wie die homogene Gasreaktion, ist jedoch die Bildung von Formaldehyd nur in geringen Konzentrationen oder als Zwischenprodukt zu erwarten. Zur Erzielung höherer Konzentrationen ist es erforderlich, einen solchen selektiven Kontakt zu verwenden, der das Verhältnis der Reaktionsfähigkeit von Methan und Formaldehyd in der Richtung auf eine Auflockerung des Methans und Stabilisierung des Formaldehyds verschiebt, ohne den Ozonzerfall nennenswert zu beeinflussen. Die Verwendung von Ozon dürfte neuartige Effekte wohl nur dann ergeben, wenn keine ausgesprochenen Oxydationskatalysatoren verwendet werden. An solchen kann man durch Verwendung von ozonhaltigem Sauerstoff nur eine Steigerung der oxydierenden Wirkung des Kontaktes erwarten, die eigentlich auch durch Vergrößerung der Kontaktmenge oder des O₂-Partialdrucks erzielbar sein sollte.

Geib

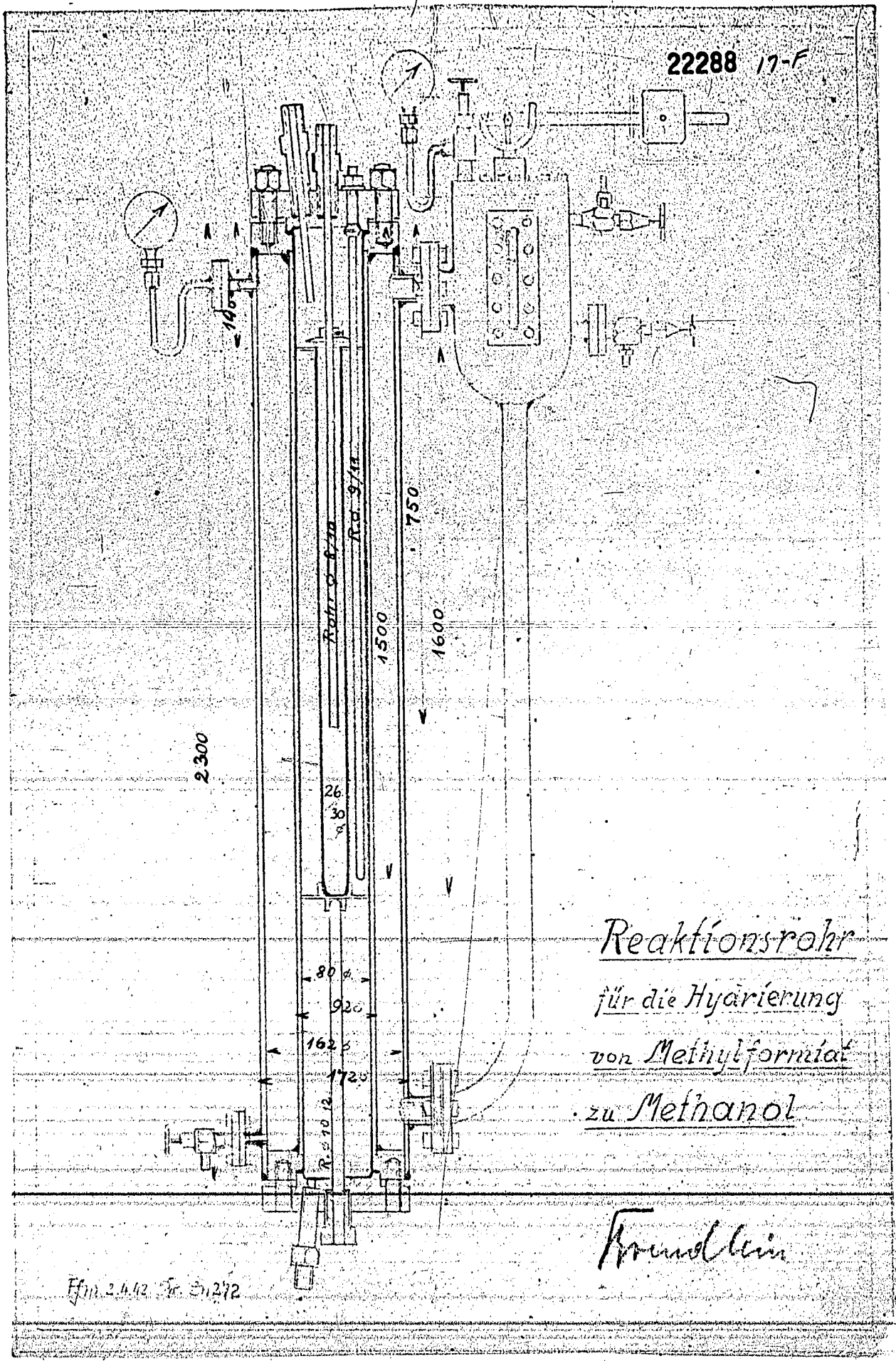
Verteiler

Herren Dir. Dr. Bütefisch
Dir. Dr. Herold
Dr. Orlicek
Dr. Mayrhofer/Dr. Elm
Dr. Geib

Ffm. 2.4.42

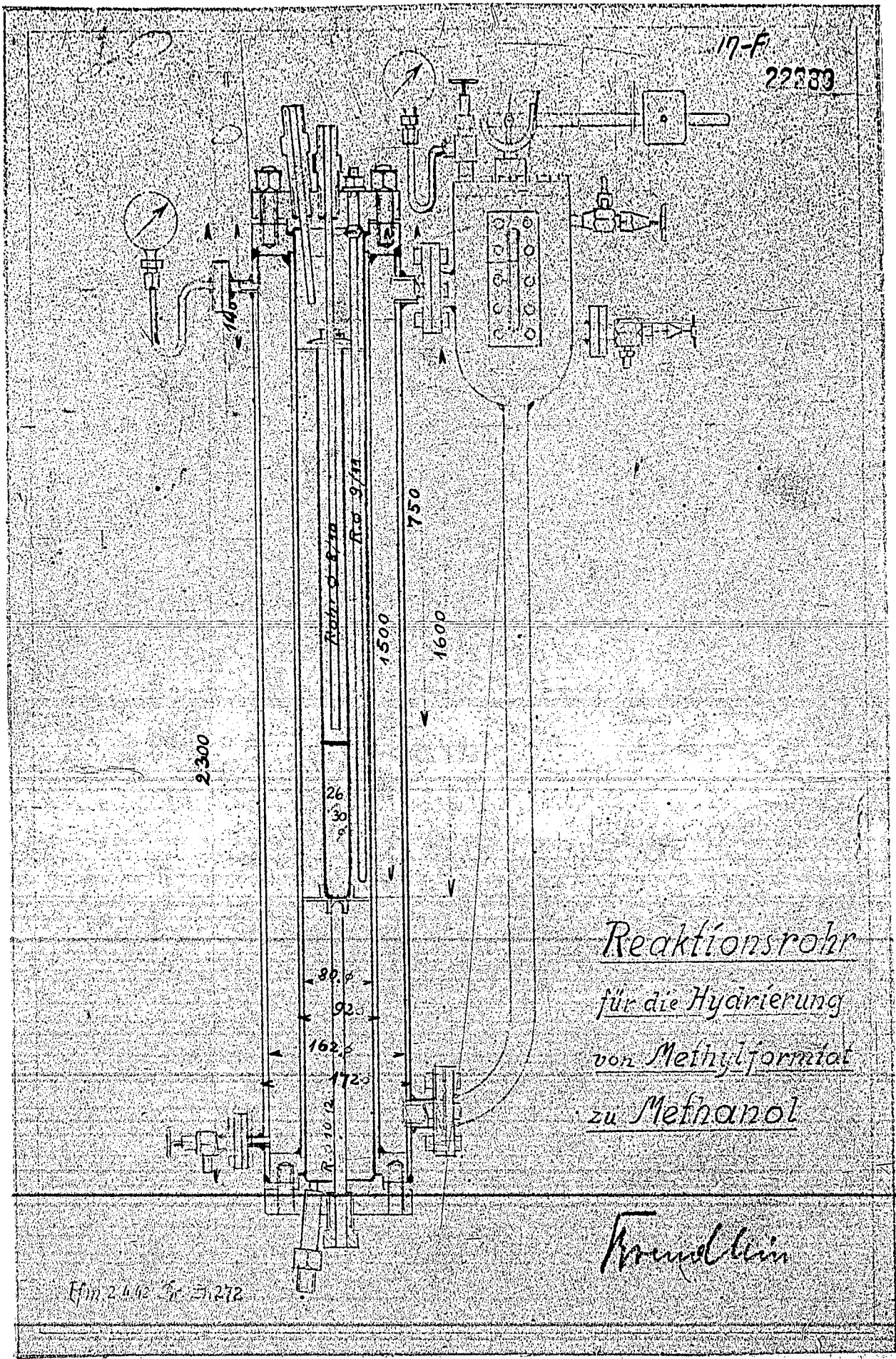
17 E

PO
CO

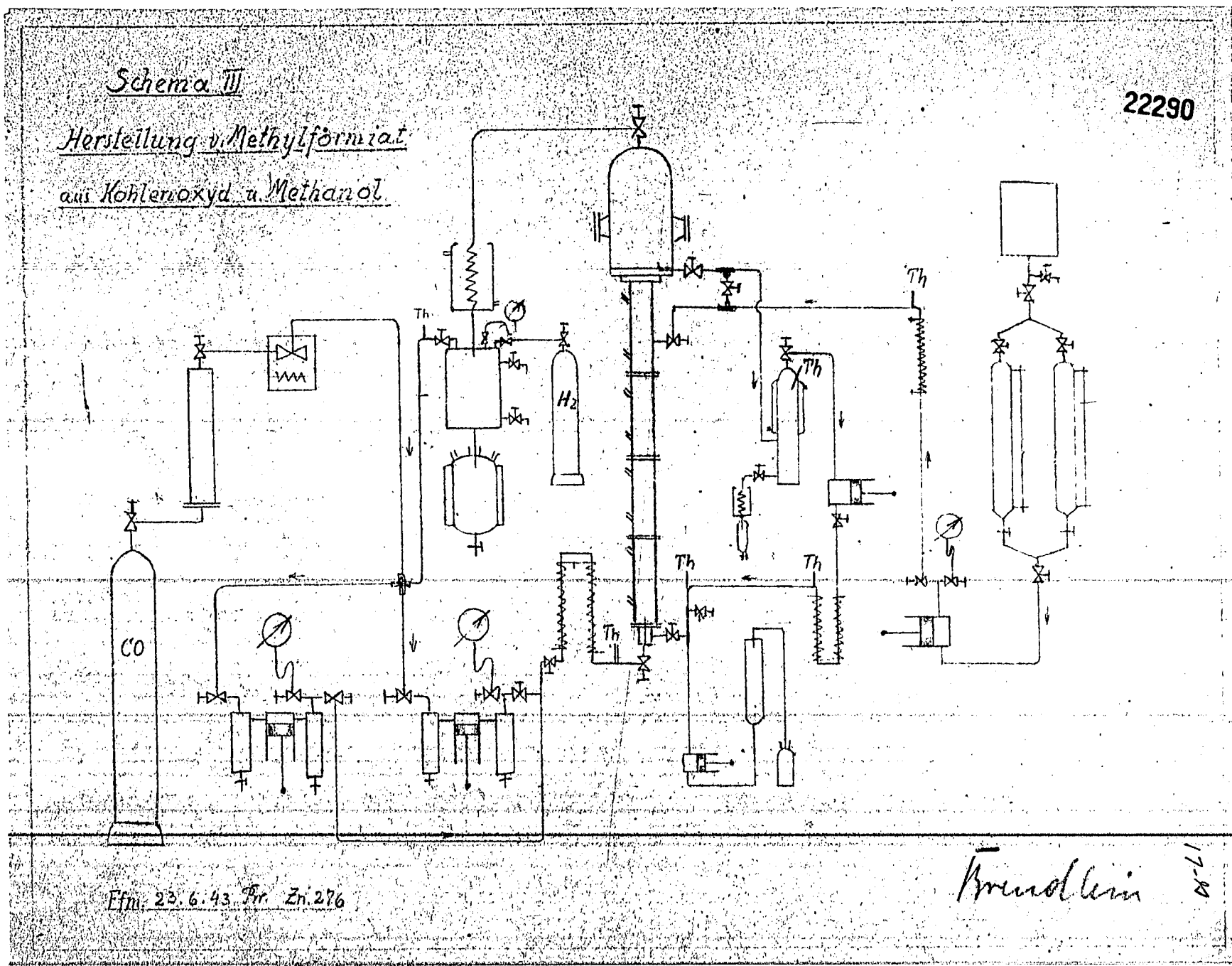


POOR COPY 17 F

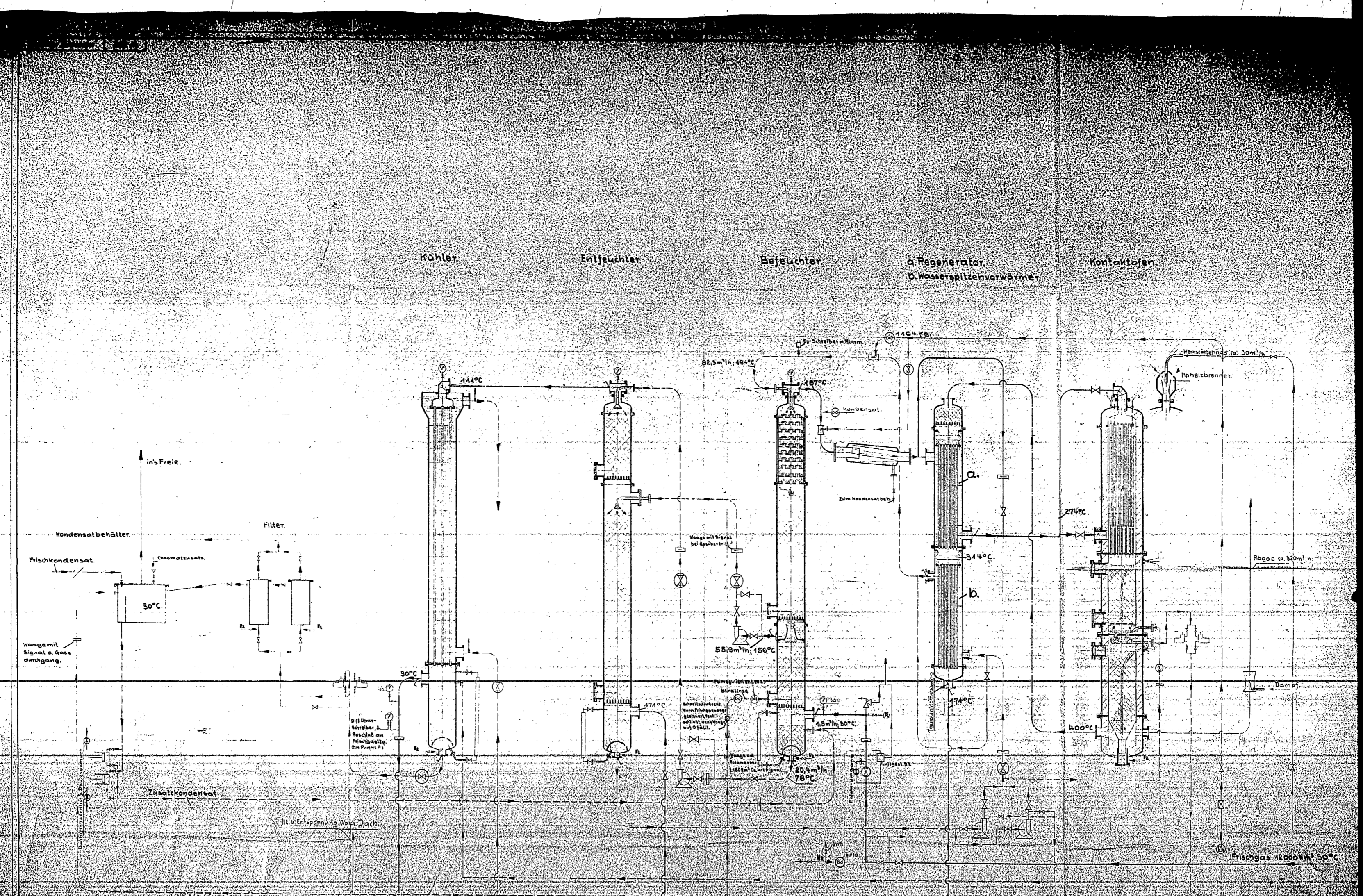
PO CO



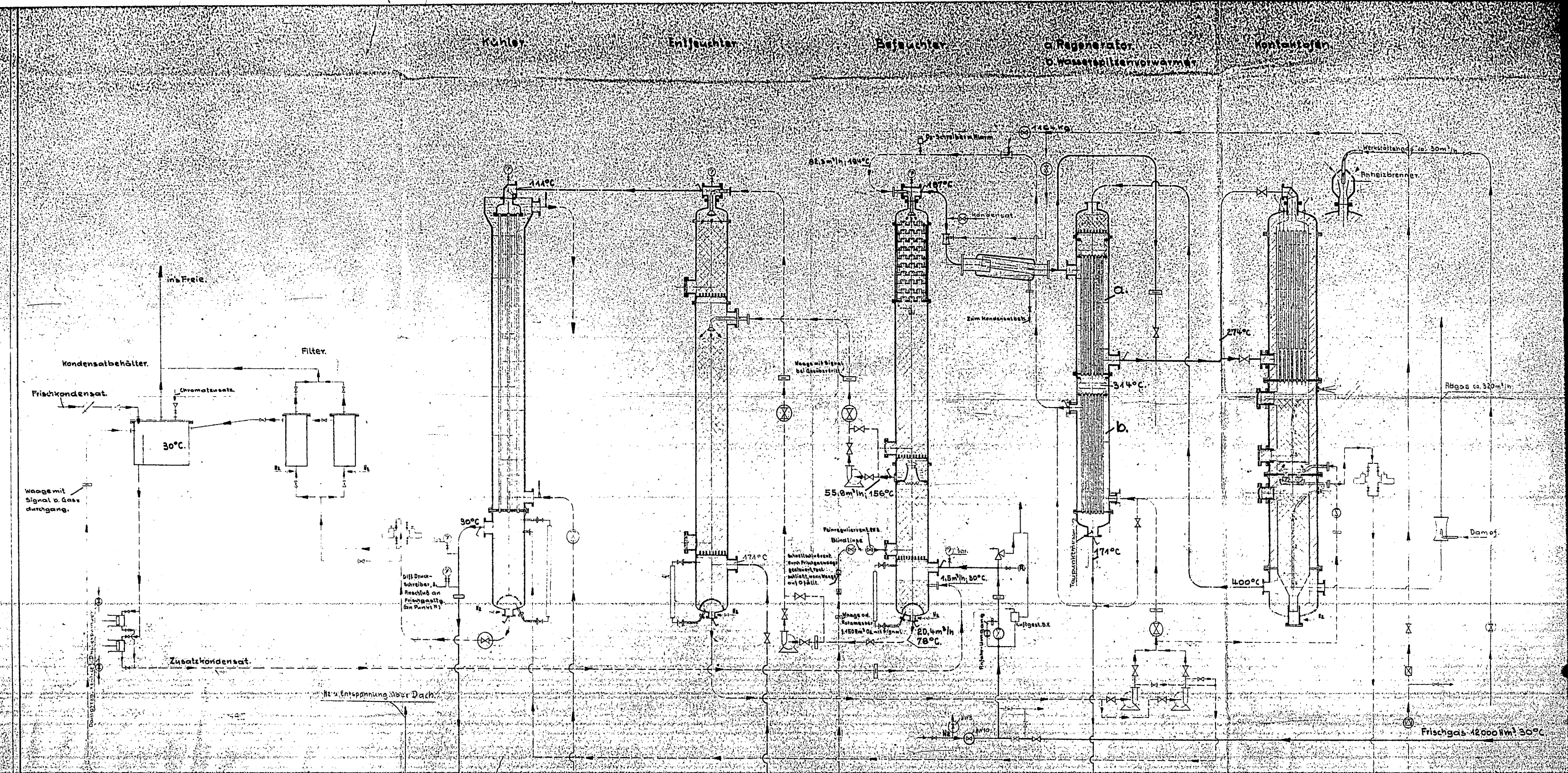
POOR
COPY 17 F



POOR
COPY 17 G



POOR COPY 17 H

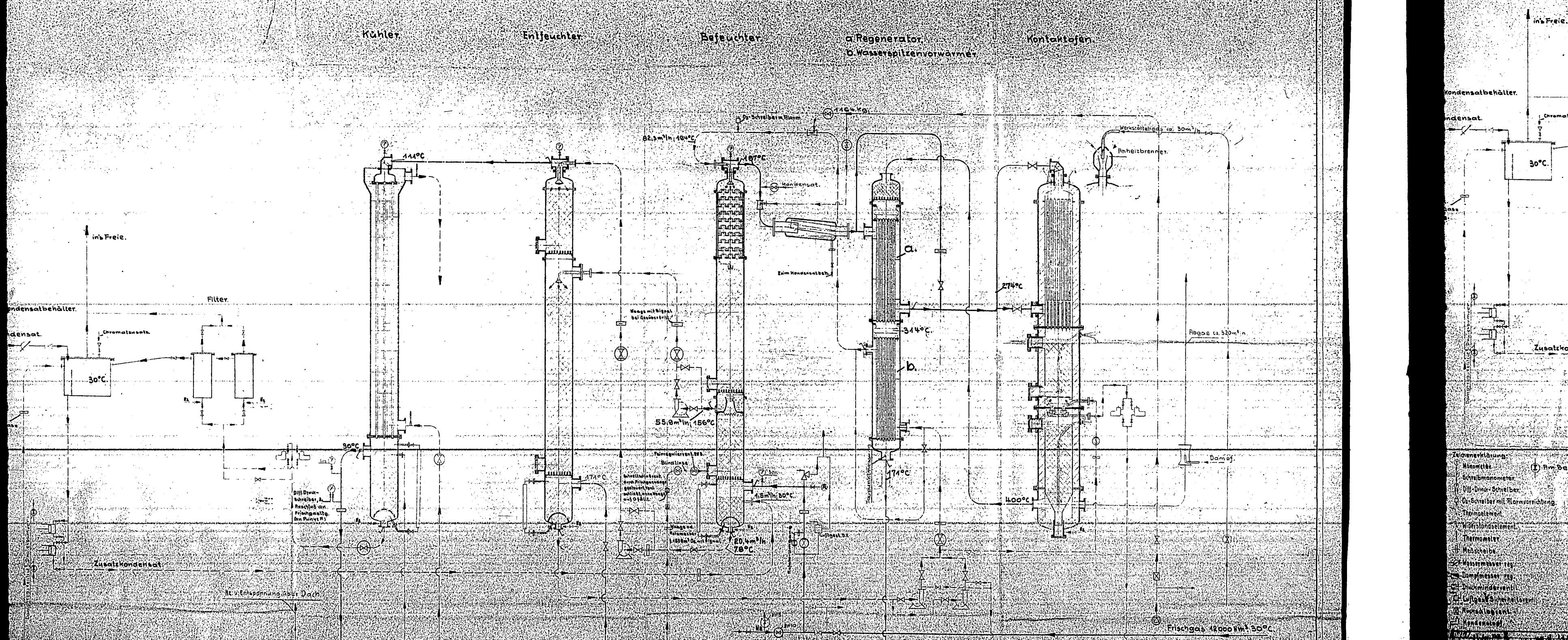


- Zelenklärung:
 ○ Manometer
 □ Schreibmanometer
 ○ Dfj-Draht-Schreiber
 □ Dr-Schreiber mit Alarmvorrichtung
 ○ Thermometer
 □ Widerstandselement
 ○ Thermometer
 ○ Messscheibe
 □ Wassermesser 10g
 □ Dampfmesser 10g
 □ Druckminderer
 □ Luftgas-Sicherheitsventil
 □ Rückschlagventil
 □ Kondensator
- im Bedienungsstand anordnen.

Einleitung:
 Zur Dimensionierung der Rohrleitungen sind die Wassermengen eingetragen. Ferner sollten die Leitungen für 1,5 g/min Druckwindkaren ausgelegt werden. Gaslig. 1,0 m/sec. für 10 m/sec. halbe Wasserleit. 0,7 m/sec.

Ammoniakwerk Merseburg G. m. b. H.	
Mechanische Zeichnung	
M 3922a	
Zeichner	Gezeichnet
Prüfer	Geprüft
Abg. Techn. Dir.	Abg. Techn. Dir.
Gezeichnet am	Gezeichnet am
Gezeichnet von	Gezeichnet von

POOR COPY 17 H



- Zählwerk
- Manometer
- Bohrmanometer
- Dreh-Schreiber
- Dreh-Schreiber mit Normvorrichtung
- Thermometer
- Widerstandselement
- Thermoelement
- Mischelbe
- Messrohr
- Messrohr
- Dampfmess
- Dreh-Schreiber
- Luftdruckmess
- Normalkont
- Kondensat

POOR COPY 17 H

22292

TYPICAL OPERATION REPORT FROM
ZEITZ-TROGLITZ

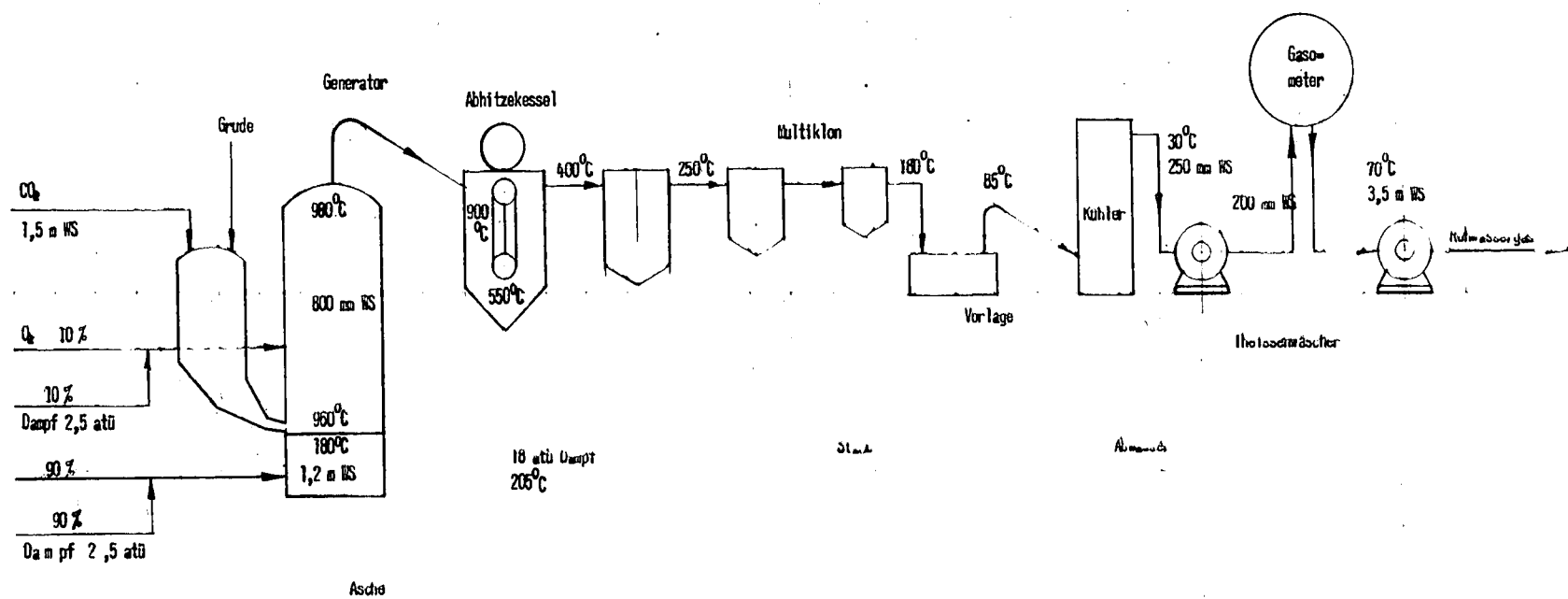
Mengen, Temperaturen und Drucke

für den 15. März 1944

18

$m^3 = m^3$ bei $15^\circ C$ und 765 mm Hg 800 h

Winkler - Anlage



22293

Betriebstag: 15. 3. 1944 ²²²⁹⁴

Winkler - Anlage

Eingebracht:

.Grude		590,0 t
<u>Analyse:</u> C	62.00 Gew.%	
H	2.09 "	
S	5.80 "	
Asche	30.7 "	
Feuchtigkeit	2.0 "	
unterer Heizwert 5660 Kal/kg		
Sauerstoff umgerechnet auf 100 % O ₂		180600 nm ³
2,5 atü Dampf		365,1 t
Dünnwasser von Entphenolung		432,0 m ³
Schmutzwasser"		112,0 m ³
Speisewasser für Abhitzekeessel		550,0 t

Ausgebracht:

Rohrwassergas		743100,0 nm ³
<u>Analyse:</u> CO ₂	23.1 Val.%	
CO	29.1 "	
H ₂	44.2 "	
CO + H ₂	73.3 "	
CH ₄	0.77 "	
N ₂	1.53 "	
H ₂ S	1.28 "	
mg S/nm ³ als H ₂ S 16760.0 mg/nm ³		
unterer Heizwert 1978 Kal/kg		
Multiklonstaub		272,0 t
<u>Analyse:</u> C	54.01 Gew.%	
H	0.89 "	
Asche	45.10 "	
Feuchtigkeit	0.0 "	
unterer Heizwert 5140 Kal/kg		

22295

- 2 -

Asche 24,0 t

Analyse: C 25,8 Gew.%

H 0 "

Asche 74,2 "

unterer Heizwert 2090 Kal/kg

H₂S haltiges Wasser 15900,0 m³aus Abhitzeessel

18 atü Dampf 531,0 t

Spezifische Zahlen für Generatorenje nm³ Rohwassergas

Grude	0,794 kg/nm ³
Sauerstoff	0,243 nm ³ /nm ³
2,5 atü Dampf	0,491 kg/nm ³
Multiklonstaub	0,366 kg/nm ³
Asche	0,032 kg/nm ³
18 atü Dampf aus Abhitzeessel	0,714 kg/nm ³

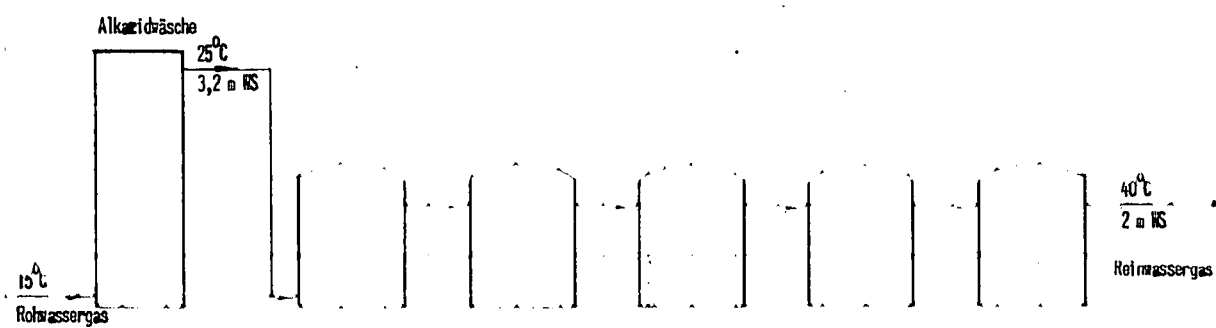
je nm³ CO + H₂

Grude	1,083 kg/nm ³
Sauerstoff	0,331 nm ³ /nm ³
2,5 atü Dampf	0,670 kg/nm ³
Multiklonstaub	0,499 kg/nm ³
Asche	0,044 kg/nm ³
18 atü Dampf aus Abhitzeessel	0,974 kg/nm ³

Energien

2,5 atü Dampf	439,0 t
davon:	
an Generatoren:	365,1 t
je 1000 nm ³ Rohwassergas	0,491 t/1000nm ³
an Apparateheizung	73,9 t
Strom	42700 kWh
je 1000 nm ³ Rohwassergas	57,5 kWh/1000 nm ³
Rückkühlwasser	19900 m ³
je 1000 nm ³ Rohwassergas	26,8 m ³ /1000nm ³
Kaltwasser	1742 m ³
je 1000 nm ³ Rohwassergas	2,3 m ³ /1000nm ³

Schwefelreinigung



1. u. 2. Agieren 15. Schwefelungsaufgabe

2296

22297

Betriebstag: 15. 3. 1944

Wassergasentschwefelung

a) Vorentschwefelung

Eingebracht:

Schwefel im Rohwassergas 13.55 t

Ausgebracht:

Schwefel im Wassergas halbrein 4.81 t

Auswaschung 64.5 %

H₂S Abtreibegas 8370 nm³

Analyse: H₂S 42.5 Vol.%

CO₂ 57.5 "

darin Schwefel 4.73 t

Hilfsstoffe:

Alkazidfrischlauge 0.280 t

Umlauflauge

Energien:

2,5 atü Dampf 58,8 t

Rückkühlwasser 58,0 m³

b) Trock

Eing

Ausg

Hil

22298

b) TrockenentschwefelungEingebracht:

Wassergas halbrein	802 000 nm ³
<u>Analyse:</u> CO ₂	23.3 Vol.%
CO	29.3 "
H ₂	44.6 "
CO + H ₂	73.9 "
CH ₄ +N ₂	2.3 "
H ₂ S	0.46 "
mgS/nm ³ als H ₂ S	6020,0 mg/nm ³
Sauerstoffzusatz	4 110 nm ³
2,5 atü Dampfusatz	1.45 t
Kondensat	64.5 m ³

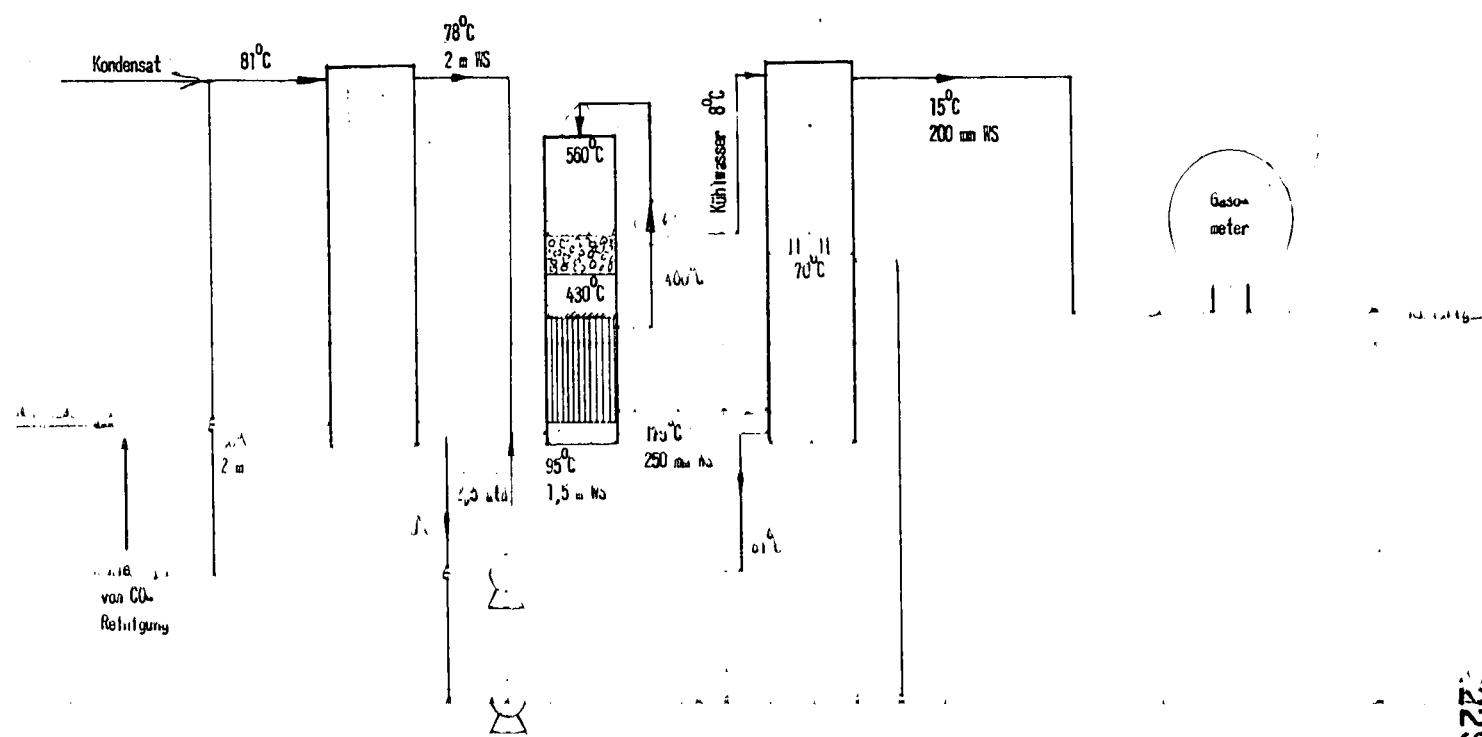
Ausgebracht:

Reinwassergas	
<u>Analyse:</u> CO ₂	23.4 Vol.%
CO	29.4 "
H ₂	44.7 "
CO + H ₂	74.1 "
CH ₄ +N ₂	2.3 "
O ₂	0.2 "
H ₂ S	0.002 "
mgS/nm ³ als H ₂ S	24.0 mg/nm ³
Reinigungsgrad	99.6 %

Hilfsstoffe:

Gasreinigungsmasse	0 t
Wassergehalt	0 %
ausgebrauchte Masse	26.8 t
Schwefelgehalt	45.25 %

Convertierung



2299

22300

Betriebstag: 15. 3. 1944

Kontaktgasanlage

Eingebracht:

Reinwassergas 792 000 nm³
CO Rückgas 52 500 nm³

Konvertgas

Analyse: CO₂ 23.0 Vol. %
CO 31.7 "
H₂ 42.9 "
O₂ 0.2 "
CH₄+N₂ 2.2 "

Kondensat an Verdunster 46.7 t
" " Systeme 61.5 t
2.5 atü Dampf an Systeme 325.0 t

Ausgebracht:

Kontaktgas

Analyse: CO₂ 39.9 Vol. %
CO 3.9 "
H₂ 54.4 "
CH₄+N₂ 1.8 "

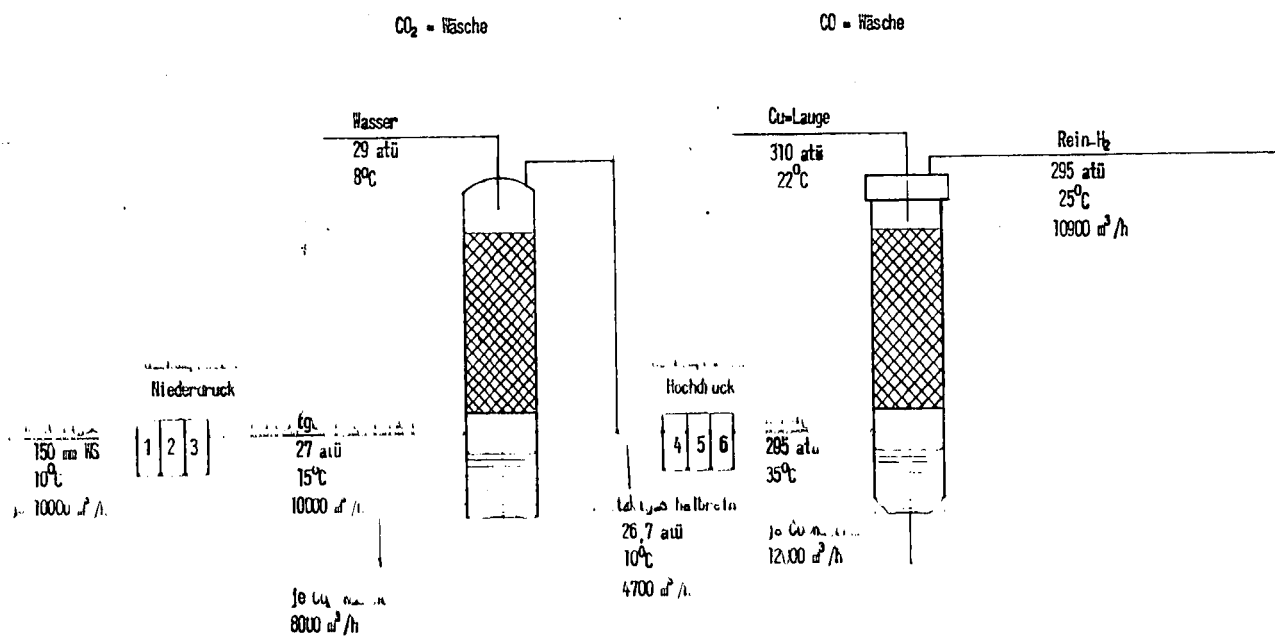
Kontaktgas/Konvertgas 1.275 nm³/nm³
CO-Umsetzungsgrad 84.3 %

Hilfsstoffe:

Braunoxydkontakt 0 t

Energien:

Strom 5 320 kWh
Rückkühlwasser 4 540 m³



2301

22302

Betriebstag: 15. 3. 1944

KompressorenEingebracht: 1.-3. Stufe

Kontaktgas im Normalzustand	1 076 000 nm ³
im Ansaugzustand	1 037 000 nm ³
mittl. Ansaugdruck	1 038 ata
" Ansaugtemperatur	15 °C

Ausgebracht: 1.-3. Stufe

Kontaktgas komprimiert	1 076 000 nm ³
Druck	27.82 ata

Eingebracht: 4.-6. Stufe

Kontaktgas halbrein	
im Normalzustand	634 000 nm ³
im Ansaugzustand	222 000 nm ³
mittl. Ansaugdruck	27.52 ata
" Ansaugtemperatur	4.3 °C

Ausgebracht: 4.-6. Stufe

Rohwasserstoff	634 000 nm ³
Druck	297.02 ata

Energien:

Strom	232 000 kWh
je 1000 nm ³ Reinwasserstoff	403 kWh/1000nm ³
Rückkühlwasser	21 650 m ³
je 1000 nm ³ Reinwasserstoff	37 m ³ /1000nm ³

22303

Betriebstag: 15. 3. 1944

CO₂ - Reinigung

Eingebracht:

Kontaktgas komprimiert	1 076 000 nm ³
darin CO ₂ nach Analyse	429 000 nm ³
Frischwasser	32 700 m ³

Ausgebracht:

Kontaktgas halbrein	634 000 nm ³
<u>Analyse:</u> CO ₂	1.7 Vol. %
CO	6.4 "
H ₂	89.2 "
CH ₄ +H ₂	2.7 "
darin nach CO ₂	10 550 nm ³

Auswaschung 97.5 %

Peltonkohlen säure

<u>Analyse:</u> CO ₂	95.3 Vol. %
CO	0.4 "
H ₂	3.3 "

CO₂ in Peltonkohlen säure 360 000 nm³

CO₂ im entschaumten Waschwasser 48 800 nm³

Waschwasser je 1000 nm ³ Kontaktgas	36.3 m ³ /
Wassertemperatur	4.5 1000nm ³ °C

Theoret. notwendiges Waschwasser für gleiche Auswaschung 33.3 m³/1000nm³

Wascherwirkungsgrad 91.7 %

Energien:

Strom 30 000 kWh

Eingebracht

Kreislauf

Ausgebracht

CO-Rückg

Energien

Hilfsstoff

22304

Betriebstag: 15. 3. 1944

CO - ReinigungEingebracht:

Rohwasserstoff	634 000 nm ³
<u>Analyse:</u> CO ₂	1.7 Vol.%
CO	6.4 "
H ₂	89.2 "
CH ₄ +N ₂	2.7 "
CO in Rohwasserstoff	40 300 nm ³

Kreislauf

Cu-Lauge	2 880 m ³
je 1000 nm ³ Reinwasserstoff	5,0m ³ /1000nm ³

Ausgebracht:

Reinwasserstoff	576 000 nm ³
Spez.Gewicht	0.112 kg/nm ³
Druck	292 atü
<u>Analyse:</u> CO ₂	0.18 Vol.%
CO	0.30 "
H ₂	96.65 "
CH ₄ +N ₂	2.87 "
darin CO	1 720 nm ³
Auswaschung	95.7 %

CO-Rückgas

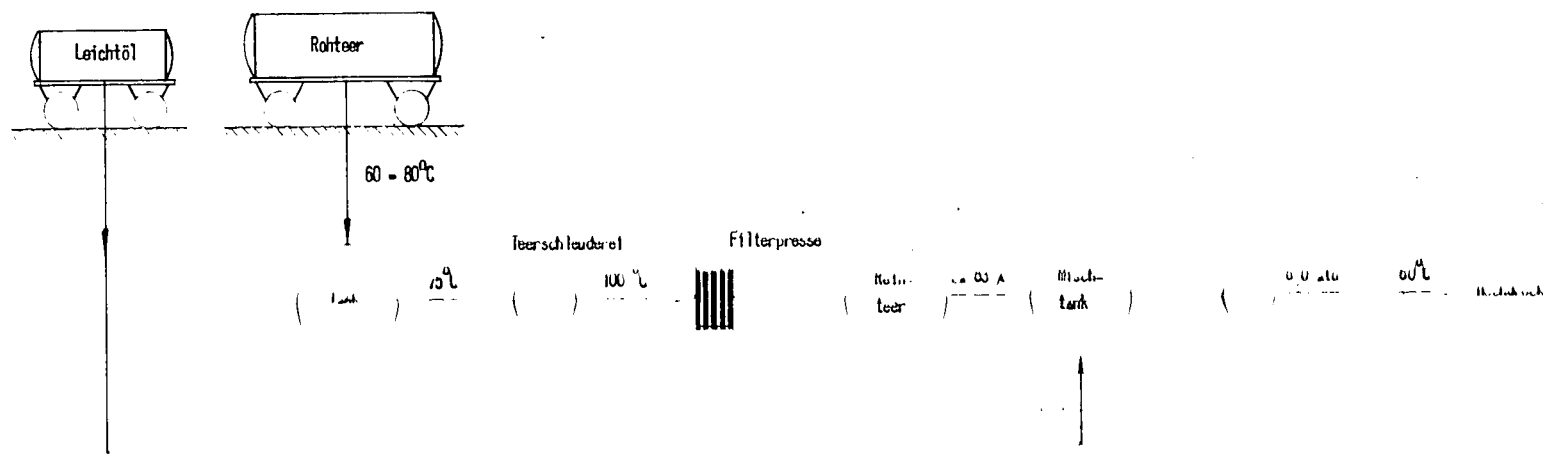
<u>Analyse:</u> CO ₂	16.5 Vol.%
CO	67.0 "
H ₂	15.2 "
CH ₄ +N ₂	1.3 "

Energien:

Strom	8 000 kWh
2.5 atü Dampf	77.6 t
je 1000 nm ³ Reinwasserstoff	0.135 t/1000nm ³
Rückkühlwasser	1 360 m ³

Hilfsstoffe:

Ammoniakwasser	40.6 kg
Abfallkupfer	11.3 "



185

22306

Betriebstag: 15.3.1944

TeerschleudereiEingebracht:

Rohteer 992,0 t
 (vorwiegend angeliefert von A.S.W.Espanhain
 und Böhlen)

<u>Analyse:</u>			Gew. %
C	83,6		"
H	10,6		"
S	0,4		"
N	1,8		"
O	2,8		"

spez. Gewicht bei 50°C	0,944
Paraffin	18,8
Phenol	7,6
Asphalt	3,2
Wasser	0,4
Staub	0,49

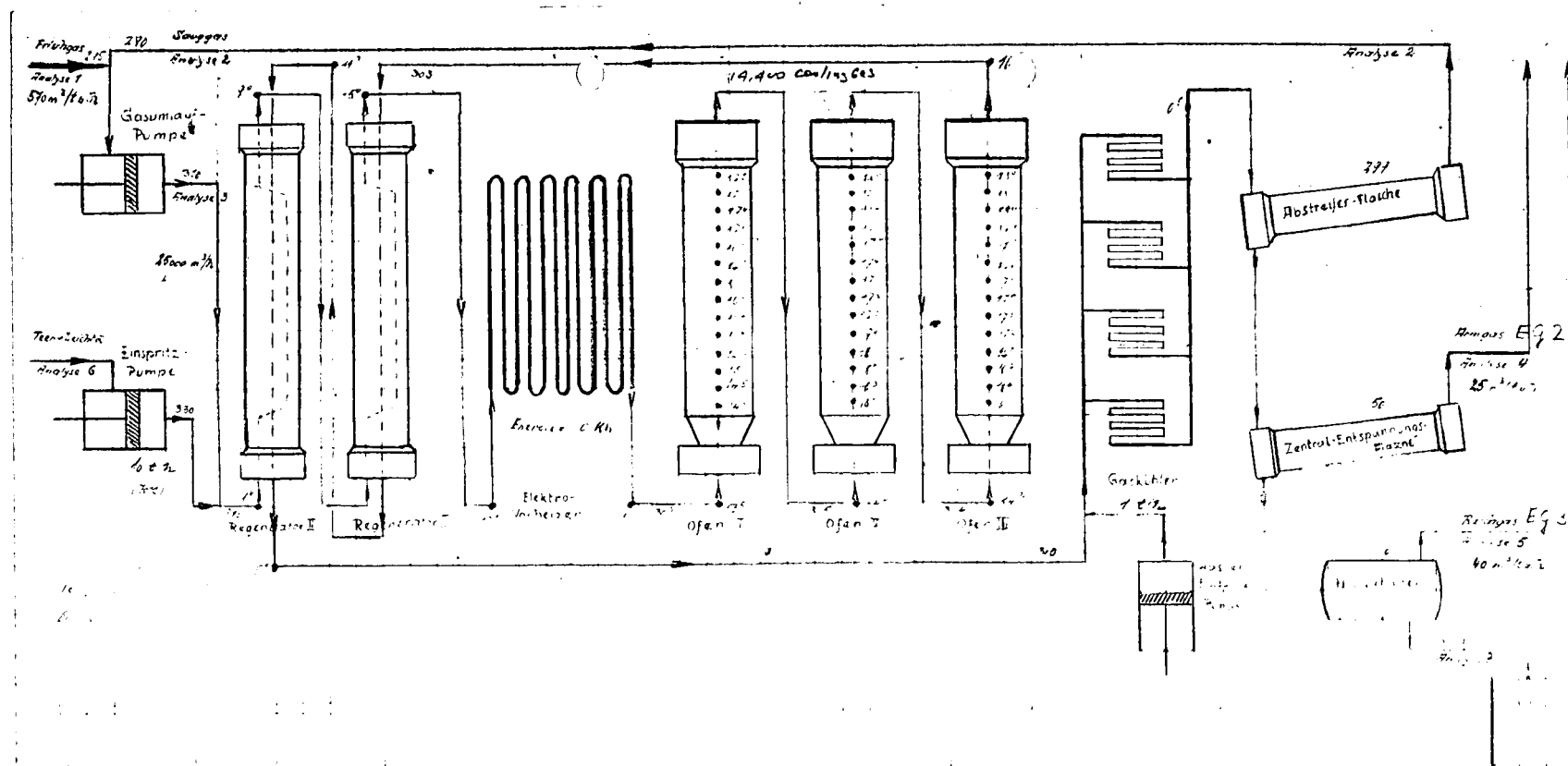
Ausgebracht:

Schleuderteer 978,0 t

Ebenso Terschleuderei, da kein messbarer Verlust. Aschegehalt 0,01 %

Energien:

2,5 atü - Dampf	238,0 t
Strom	15000 kWh



2307

POOR COPY 18

Betriebstag: 15. 3. 1944

Teerkammern

22308

Eingebracht:

Einspritzung (etwa 90% Reinteer
+ 10% Leichtöl) 1 025 t

Analyse: C 83.40 Gew.%
H 10.53 "
S 1.98 "
N 0.43 "
O 3.42 "

Spez.Gewicht bei 50° 0.931 t/m³

Siedebeginn 93 °C

Anteile bis 180 °C 6 Vol.%

" " 325 °C 33 "

" " 350 °C 52 "

Phenol 6 Gew.%

Wasser 0.26 "

Staub 0.01 "

Asphalt 3 "

Frischgas 63,4 t

Einspritzwasser 147,3 t

Kreislauf:

Ausgangsgas 3.500 000 nm³

Spez.Gewicht 0,233 kg/nm³

Frischgas 576 000 nm³

4.076 000 nm³

Kreislaufentspannungsgas 32 300 nm³

spez.Gewicht 0,220 kg/nm³

Eingangsgas + Kaltgas 4.043 700 nm³

Ausgebracht:

Wasserhaltiger Abstreifer 1 160 t

darin: Einspritzwasser 147.3 t

Reaktionswasser 56.5 t

wasserfreier Abstreifer, d. i. wasserhaltiger Abstreifer abzügl. Einspritzwasser 956.2 t

Analyse: C 85.73 Gew.%
H 13,88 "
S 0,05 "
N + O 0,34

spez.Gewicht bei 20 °C 0,819 t/m³

POOR
COPY

18

22309

- 2 -

<u>Entspannungsgase</u>		65600 nm ³
davon: E g 2		24400 nm ³
	Druck ³⁰⁰ 150/50 atü	
E g 3		41200 nm ³
Kreislaufentspannungsgas		32300 nm ³
Verluste		10,1 t

Analyse: E g 2

C ₅ und höhere	0	Vol. %
C ₄	0,13	"
C ₃	0,85	"
C ₂	0,85	"
C ₁	13,65	"
CO ₂	0	"
H ₂ S	2,07	"
CO	0,30	"
H ₂	74,37	"
N ₂	7,78	"
Spez. Gewicht	0,302	kg/nm ³
Heizwert	3278	Kal/nm ³

E g 3

C ₅ und höhere	5,32	Vol. %
C ₄	8,01	"
C ₃	10,71	"
C ₂	6,29	"
C ₁	19,57	"
CO ₂	0	"
H ₂ S	19,03	"
CO	0,26	"
H ₂	25,51	"
N ₂	5,30	"
Spez. Gewicht	1,204	kg/nm ³
Heizwert	9516	Kal/nm ³

22310

- 3 -

Spezifische Zahlen der Teerkammern

je t Einspritzung:

Frischgas	552,0 nm ³ /t
Entspannungsgase	64,0 nm ³ /t
unterer Wärmewert	460,5 1000Kal/t
Eingangsgas + Kaltgas	3945,6 nm ³ /t

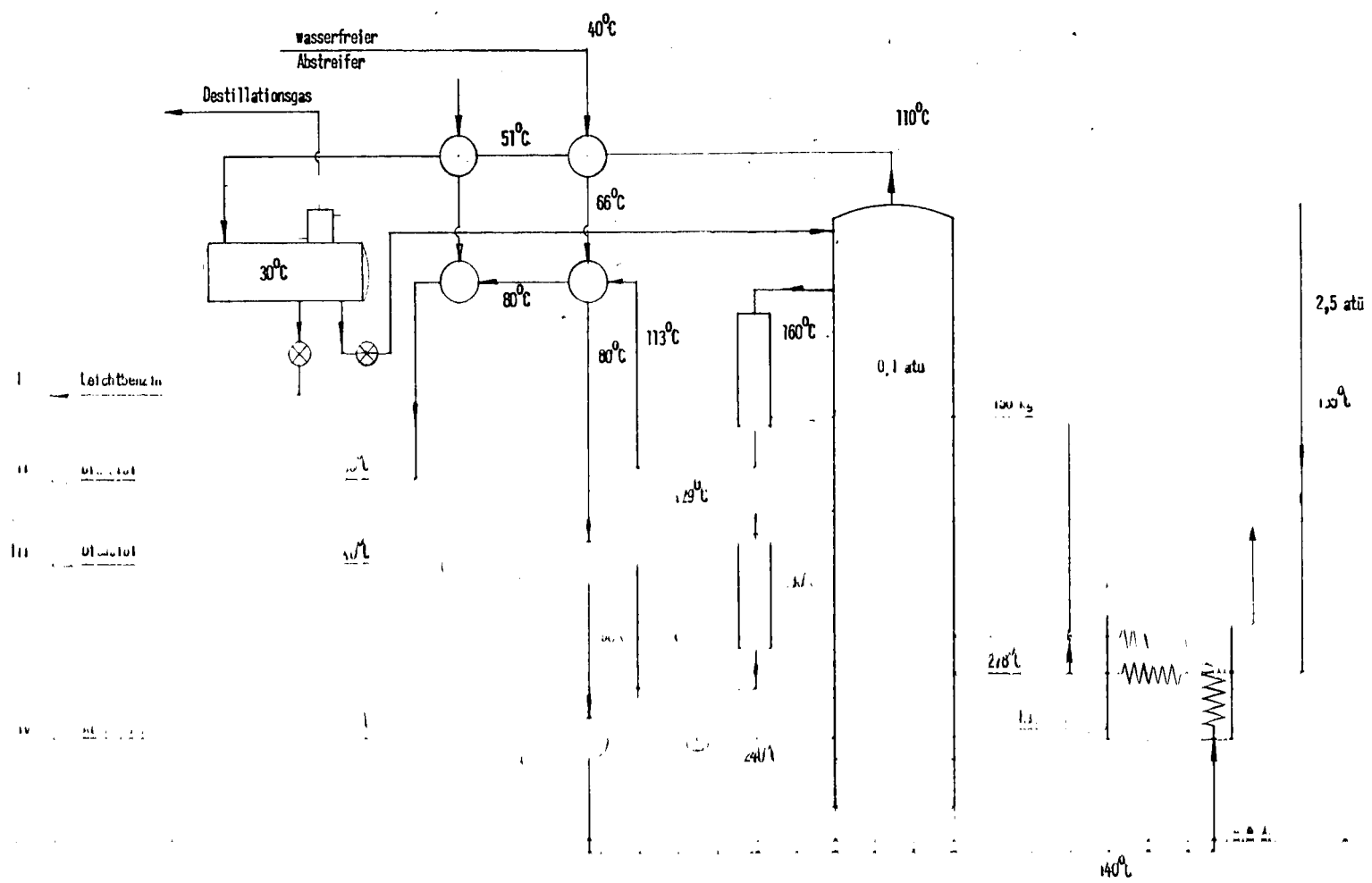
Produktfaktoren

Einspritzung je t Benzin + Dieselöl + Treibgaseinlagerung	1,391 t/t
Einspritzung je t Benzin + Dieselöl + Treibgas + TTH-Rückstand-Einlagerung	1,031 t/t
Einspritzung je t wasserfreier Abstreifer	1,072 t/t

Energien:

18 atü Dampf	0 t
2.5 " "	166.2 t
Strom	129500 kWh
davon: für Vorheizer Teerkammern je t Einspritzung	41400 kWh 40,4 kWh/t
Kaltwasser	0 m ³
Rückkühlwasser	15200 m ³

Destillation



- I. Leuchtgas
- II. ...
- III. ...
- IV. ...

2311

22312

Betriebstag: 15. 3. 1944.

AbstreiferdestillationEingebracht:

wasserfreier Abstreifer 1000 t
(Analyse s. Teerkammern)

Ausgebracht:

Benzin 250,5 t

spez.Gewicht bei 15°C 0,754 t/nm³
Siedebeginn 42.0 °C
Siedeende 182.0 °C

Dieselöl

spez.Gewicht bei 15°C 0.858 t/nm³ 459,4 t
Siedebeginn 205 °C
Siedeende 350 °C

TTH-Rückstand

spez.Gewicht bei 20°C 0.855 t/nm³ 284.4 t

Destillationsgas

3210 nm³
5.7 t

Analyse: C₅ und höher 6.82 Vol.%

C₄ 17.32 "

C₃ 21.56 "

C₂ 9.28 "

C₁ 7.36 "

CO₂ 0 "

H₂S 27.08 "

CO 0.12 "

H₂ 5.34 "

N₂ 5.12 "

spez.Gewicht 1.752 kg/nm³

unterer Heizwert 14 825 Kal/nm³

Phenolwasser

25.8 t

Energien:

Heizgas

62 100 nm³

unterer Heizwert

3 364 Kal/nm³

Verbrennungswärme

209 000 "

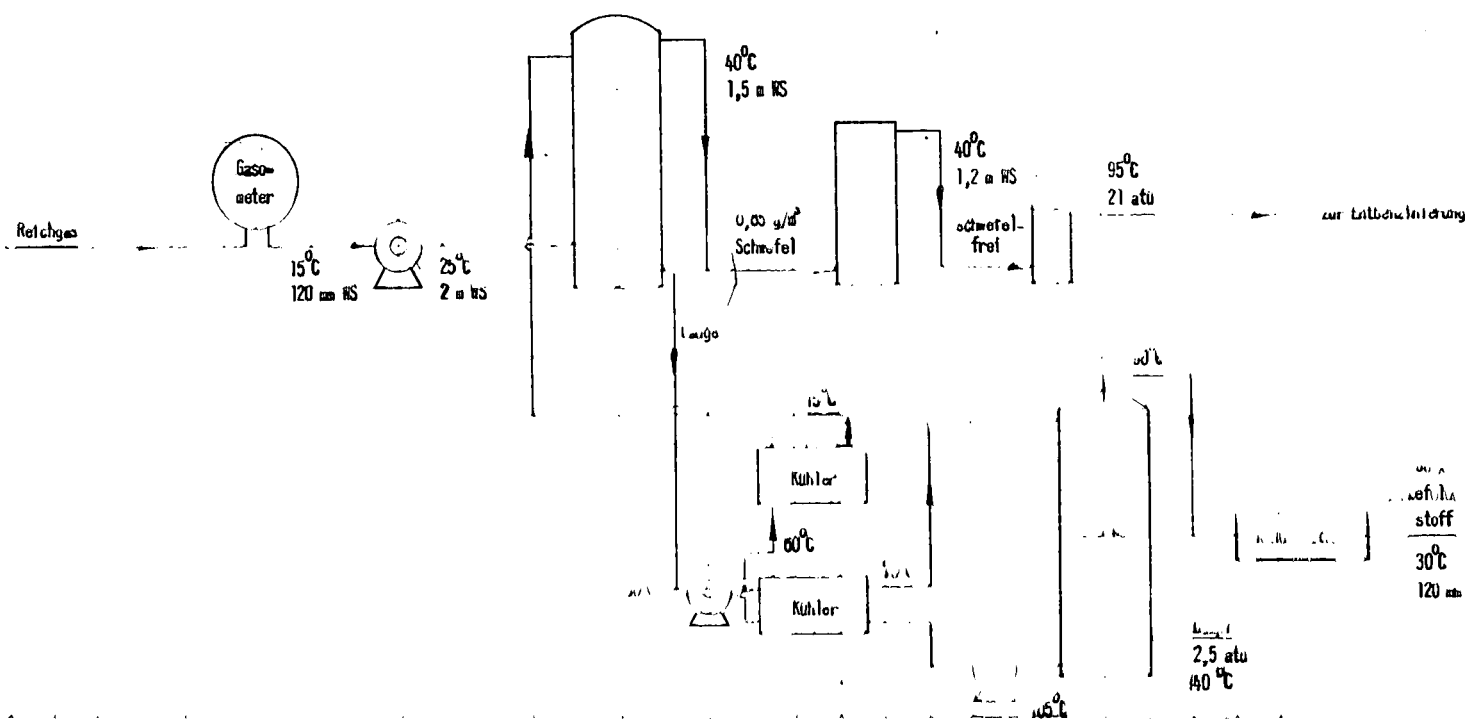
Kal je t Abstreifer

209 Kal/t

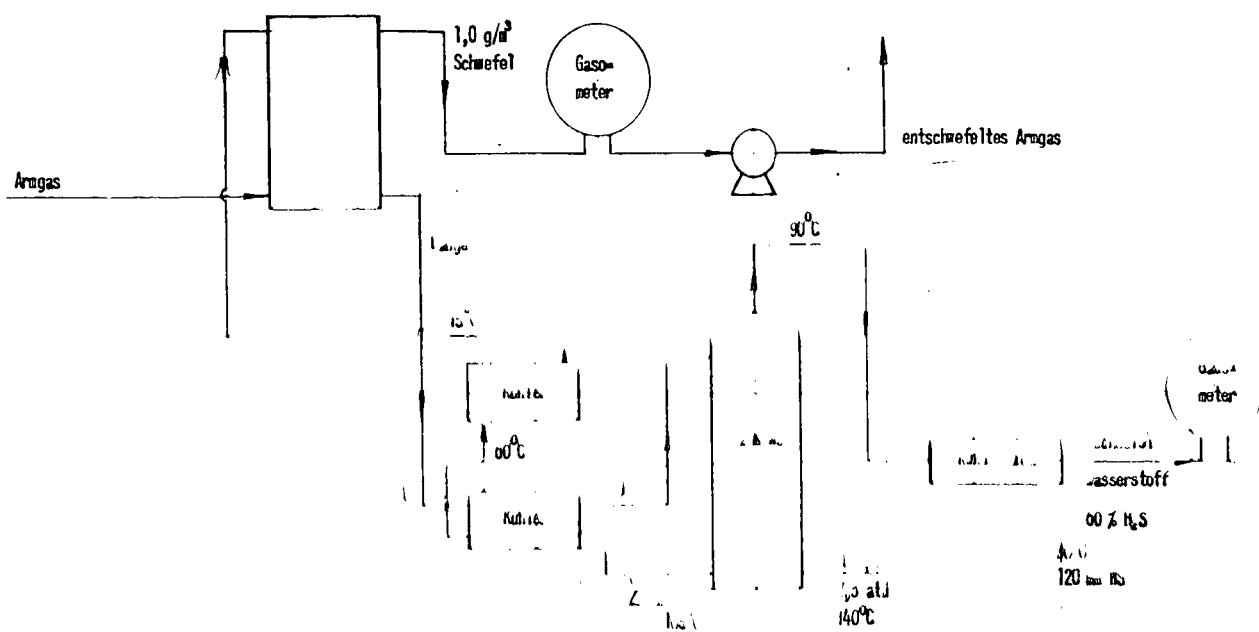
-2-

18 atü Dampf	2,4 t
2.5 " "	35,8 t
Dampf je t Abstreifer	0,038 t/t
Strom	4 220 kWh
Rückkühlwasser	8 790 m ³
Kaltwasser	0 m ³
Wasser je t Abstreifer	8,8 m ³ /t

Reichgas = Entschwefelung



Amogas - Entschwefelung

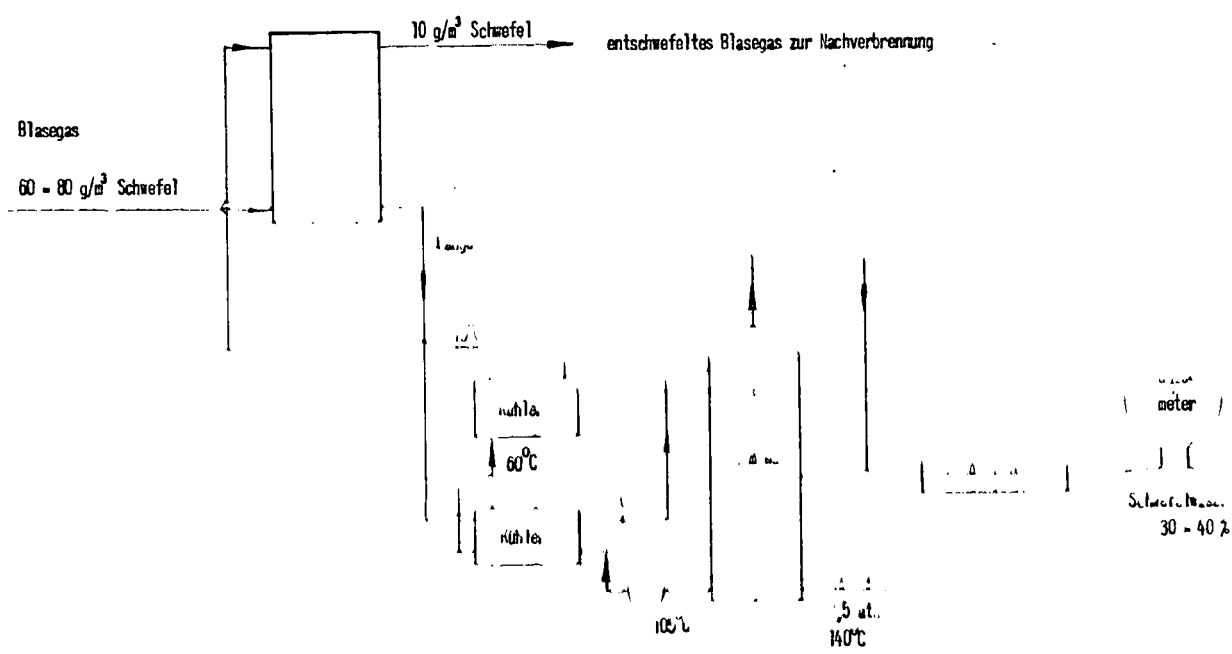


Blasgas

60 - 80 g/

22315

Blasegas - Entschwefelung



2315

2316

22317
Betriebstag: 15. 3. 1944

Alkasilanlage

a) für Reichgas

Eingebracht:

Entspannungsgas von Reichgas	55000 nm ³ =
	66,6 t
H ₂ S Gehalt	226.5 g/nm ³
CO ₂ Gehalt	0 "

Ausgebracht:

Entspannungsgas	45800 nm ³ =
	53,4 t
H ₂ S Gehalt	1.3 g/nm ³
H ₂ S Abtreibegas	8830 nm ³
H ₂ S Gehalt	1412.1 g/nm ³
CO ₂ Gehalt	0 "
H ₂ S Auswaschung	99,4 %

Hilfsstoffe:

Alkasilauge M	0,012 t
---------------	---------

Energien:

18 atü Dampf	25,8 t
2.5 " "	29,0 t
Strom	13900 kWh
Kaltwasser	88,7 m ³
Rückkühlwasser	80,6 m ³

b) für Armgas und Blasegas

Eingebracht:

Entspannungsgas von Armgas	88900 nm ³ =
	36,5 t
H ₂ S Gehalt	14,7 g/nm ³
Blasegas von Entphenolung	31,4 t
Blasegas von Begasungsanlage	53,6 t

- 2 -

Ausgebracht:

Entspannungsgas an Heisgas	88100 nm ³	=
H ₂ S Gehalt	2.1 g/nm ³	35,3 t
Blasegas an Nachverbrennung	75,6	t
H ₂ S Abtreibegas	6600 nm ³	
H ₂ S Gehalt	492.2 g/nm ³	
H ₂ S Auswaschung Armgas	85,7	%

Hilfsstoffe:

Alkazidlange Dik	0,280	t
------------------	-------	---

Energien:

18 atü Dampf	12,9	t
2,5 " "	99,4	t
Strom	6400	kWh
Kaltwasser	88,7	m ³
Rückkühlwasser	80,6	m ³

c) für Wassergas

Eingebracht:

H ₂ S haltige Lauge	598	m ³
H ₂ S Gehalt	8402.0 g/nm ³	

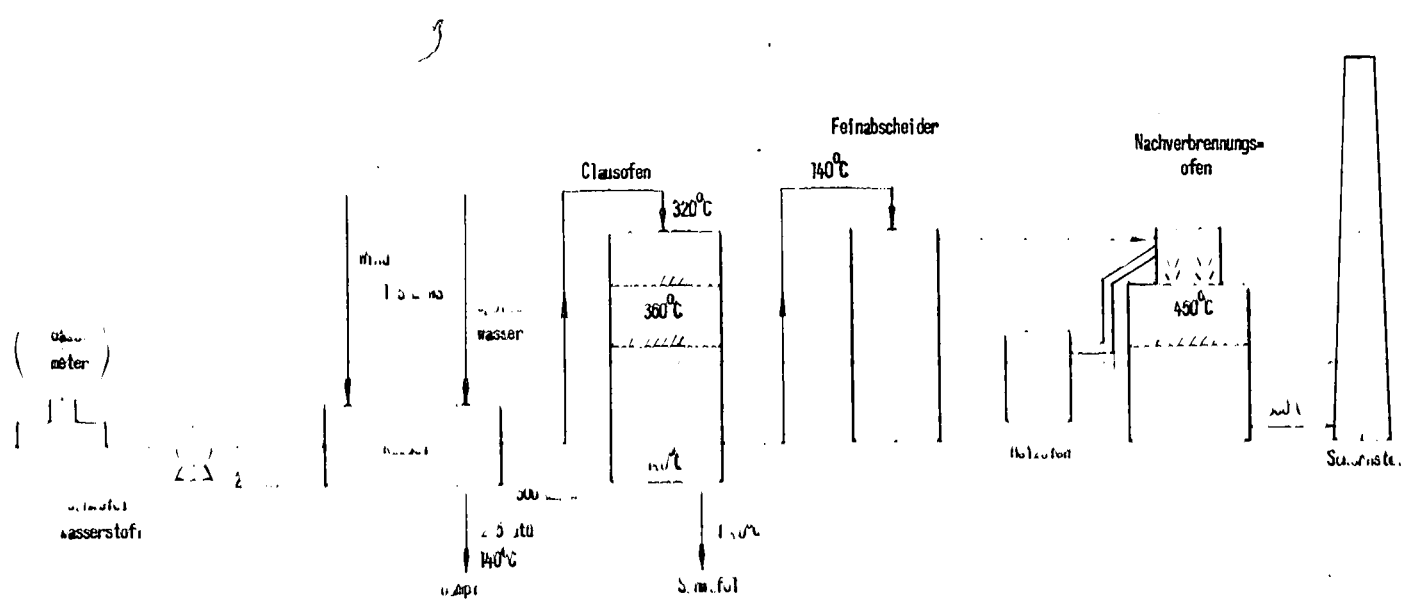
Ausgebracht:

H ₂ S Abtreibegas	8380	nm ³
H ₂ S Gehalt	600.2 g/nm ³	

Energien:

enthalten in Energien vom Reichgas und Armgas

Clausanlage



2319

22320

Betriebstag: 15. 3. 1944

Claus - AnlageEingebracht:

H ₂ S Abtreibegase von Alkazidanlage	23 800 nm ³
H ₂ S haltiges Gas von Entphenolung	11 600 nm ³
H ₂ S zum Kessel	35 400 nm ³
H ₂ S Gehalt in nm ³	17 500 nm ³
S Gehalt in t	23,3 t
Reinwassergas	3 700 nm ³
Speisewasser	48,4 m ³

Ausgebracht:

Schwefel 21,3 t

Hilfsstoffe:

Clausofenkontakt 0 t

Energien:

18 atü Dampf	35,5 t
Strom	1420 kWh
Rückkühlwasser	161 m ³
2,5 atü Dampf-Abgabe	4 45 t

NachverbrennungEingebracht:

Blasegas von Alkazidanlage	45 800 nm ³
Reinwassergas	3 690 nm ³

Ausgebracht:

Schwefel im Abgas an Säureschornstein 0,65 t

Hilfsstoffe:

Nachverbrennungskontakt 0 t

1944

Tag	Januar
1.	127,4
2.	113,1
3.	133,6
4.	128,3
5.	161,7
6.	158,4
7.	118,0
8.	28,1
9.	155,5
10.	168,2
11.	173,0
12.	122,0
13.	127,3
14.	126,8
15.	124,2
16.	121,6
17.	127,7
18.	147,0
19.	154,1
20.	164,0
21.	136,0
22.	50,6
23.	166,8
24.	180,5
25.	138,4
26.	139,3
27.	138,6
28.	90,5
29.	110,0
30.	95,0
31.	101,0
	4026,7

22321

1944		Tägliche Benzin - Erzeugung in t									
Tag	Januar	Febr.	März	April	Mai	August	Okt.	Nov.	Dez.		
1.	127,4	113,1	224,2	179,4			118,0	375,0			
2.	113,1	149,9	222,7	214,5			270,6	213,4			
3.	133,6	126,2	232,1	322,7			109,8	200,0			
4.	128,3	131,0	239,2	376,9			-	277,0			
5.	161,7	133,0	157,0	382,8			10,0	265,0			
6.	158,4	127,2	252,8	272,9			173,0	332,0			
7.	118,0	116,0	293,6	271,8	11,3		113,0	260,0			
8.	28,1	151,0	298,9	250,8	148,1	110,73	192,4	150,0			
9.	155,5	141,9	255,9	270,7	133,4	Zugang aus Bi- wäsche	241,8	189,0			
10.	168,2	135,3	209,5	265,4	143,6		256,6	134,0	126,3	Zugang aus Bi-Wäsche	
11.	173,0	143,0	192,7	302,8	127,6		110,3	298,0			
12.	122,0	147,3	149,5	323,2	48,2		102,0	384,0			
13.	127,3	148,2	213,2	328,9			122,0	385,0			
14.	126,8	149,7	212,0	300,1			230,0	203,0			
15.	124,2	174,5	297,0	283,4			215,0	323,0			
16.	121,6	229,5	312,2	291,2		10,48	103,0	361,5			
17.	127,7	214,7	213,7	315,8			248,0	264,0			
18.	147,0	157,0	189,0	337,6			169,0	175,0			
19.	154,1	164,0	225,8	335,5			256,6	407,2			
20.	164,0	157,1	251,9	344,7			277,7	176,4	164,0		
21.	136,0	169,8	308,2	331,0			217,2	153,0	259,0		
22.	50,6	209,0	298,8	345,0			199,0	291,0	300,0		
23.	166,8	182,7	253,7	-			232,0	285,0	235,0		
24.	180,5	169,5	297,2	-			191,0	333,0	305,0		
25.	138,4	180,0	275,9	-			282,0	112,8	160,0		
26.	139,3	179,3	288,1	-			254,0	288,0	219,0		
27.	138,6	184,2	277,8	-			258,6	121,0	271,0		
28.	90,5	213,5	345,0	-			143,0	276,0	378,0		
29.	110,0	234,3	330,0	-			382,0	202,0	256,1		
30.	95,0	-	330,1	-			180,5	102,0	263,5		
31.	101,0	-	312,2	-			258,0	-	256,0		
<hr/>											
	4026,7	4733,9	7931,9	6647,1	612,2	121,23	5916,1	7536,3	3192,9		

1944	
Tag	Jan.
1.	376,5
2.	398,5
3.	548,7
4.	489,8
5.	517,0
6.	518,0
7.	549,0
8.	59,3
9.	503,6
10.	749,2
11.	363,1
12.	516,0
13.	484,3
14.	430,4
15.	376,9
16.	378,8
17.	554,3
18.	442,0
19.	537,9
20.	494,6
21.	350,9
22.	80,3
23.	442,8
24.	668,2
25.	618,9
26.	549,7
27.	435,6
28.	446,2
29.	326,4
30.	385,2
31.	450,2
<hr/>	
	14442,3

22322

1944		Tägliche Dieselöl - Erzeugung in t									
Tag	Jan.	Febr.	März	April	Mai	Aug.	Sept.	Okt.	Nov.	Dez.	
1.	376,5	484,7	690,2	294,0				369,8	260,9		
2.	398,5	506,8	578,4	435,1				335,8	123,8		
3.	548,7	437,3	519,5	569,1				78,8	167,0		
4.	489,8	471,3	301,1	609,9	125,8			189,9	329,0		
5.	517,0	162,9	512,2	551,0	256,0			103,0	197,9		
6.	518,0	505,0	468,4	463,2	210,2			3,3	335,6		
7.	549,0	523,7	535,7	444,8	110,4			163,7	213,1		
8.	59,3	500,7	483,4	372,9	288,5			299,3	124,8		
9.	503,6	494,9	466,0	367,5	227,5			174,1	171,5		
10.	749,2	523,6	568,2	468,3	344,1			223,6	107,8		
11.	563,1	496,5	269,0	553,9	348,2			92,8	280,0		
12.	516,0	280,3	384,3	520,6	70,9	238,5		121,0	385,4		
13.	484,3	392,8	365,2	578,2		165,0		177,5	274,4		
14.	430,4	589,9	483,4	611,6		319,5		188,3	171,8		
15.	376,9	497,3	545,2	446,7		20,2		152,3	291,4		
16.	378,8	553,0	524,1	501,4		49,0		105,4	240,7		
17.	554,3	613,7	594,1	638,3				233,7	247,3		
18.	442,0	541,6	283,2	612,2				194,9	232,1		
19.	537,9	337,1	322,2	638,8				192,5	225,8	150,3	
20.	494,6	471,1	459,7	672,3				200,8	193,8	233,7	
21.	350,9	603,8	458,1	551,9				209,6	107,9	354,1	
22.	80,3	692,5	489,6	131,2				140,3	238,1	258,4	
23.	442,8	551,1	546,0					154,6	182,8	264,1	
24.	668,2	598,2	459,5					230,2	225,3	203,4	
25.	618,9	559,1	442,8					268,9	86,9	173,5	
26.	549,7	495,9	455,8					260,9	251,2	333,7	
27.	435,6	565,5	546,4					172,9	101,0	293,2	
28.	446,2	638,5	532,8					199,3	290,2	325,3	
29.	326,4	623,2	543,6					186,4	135,7	323,4	
30.	385,2	-	473,6			235,9		128,3	106,2	285,6	
31.	450,2	-	564,3					233,1	-	216,0	
	14442,3	14712,0	14868,4	11064,9	1981,6	792,2	235,9	5785,0	6299,4	3416,7	

1945

Tag
1.
2.
3.
4.
5.
6.
7.
8.
9.
10.
11.
12.
13.
14.
15.
16.
17.
18.
19.
20.
21.
22.
23.
24.
25.
26.
27.
28.
29.
30.
31.

22323

1945

Tägliche Erzeugung in t

Tag	Benzin		Dieselöl	
	Januar	März	Januar	März
1.	81,0		149,7	
2.	284,0		323,1	
3.	344,0		289,0	
4.	271,0		256,4	
5.	296,0		312,0	
6.	299,0		315,0	
7.	365,0		317,8	
8.	398,0		252,8	
9.	340,0		259,6	
10.	473,0		214,4	
11.	325,0		308,2	
12.	405,0		256,2	
13.	284,0		233,0	
14.	153,0		87,0	
15.	127,0		144,6	
16.	86,0		103,0	
17.				
18.				
19.				
20.				
21.				
22.				
23.				
24.				
25.				
26.				
27.				
28.				157,4
29.		195,0		283,0
30.		146,5		358,9
31.		7,0		74,1
	4531,0	348,5	3821,8	874,2

1944

Tag	Januar
1.	196,
2.	202,
3.	152,
4.	112,
5.	103,
6.	102,
7.	133,
8.	140,
9.	153,
10.	172,
11.	166,
12.	200,
13.	169,
14.	167,
15.	158,
16.	181,
17.	198,
18.	201,
19.	223,
20.	204,
21.	204,
22.	128,
23.	85,
24.	90,
25.	14,
26.	-
27.	-
28.	-
29.	-
30.	-
31.	5,
	39,

1944

Tägliche Reinparaffin-Erzeugung in t

22324

Tag	Januar	Februar	März	April	Mai
1.	196,1	126,8	146,0	135,1	-
2.	202,1	157,1	199,8	106,0	-
3.	152,2	176,8	134,2	103,4	60,3
4.	112,1	190,3	182,2	110,6	94,9
5.	103,2	224,7	64,0	147,4	146,0
6.	102,6	195,9	68,3	153,7	169,5
7.	133,5	180,3	132,8	144,1	111,7
8.	140,8	162,6	65,5	149,6	154,2
9.	153,9	172,2	38,1	152,3	169,8
10.	172,2	173,4	73,5	152,4	177,4
11.	166,3	173,7	113,4	68,1	187,4
12.	200,8	158,5	66,8	-	70,9
13.	169,8	19,0	32,3	-	-
14.	167,2	-	71,5	74,2	-
15.	158,9	58,0	149,2	10,9	-
16.	181,2	139,0	149,0	-	-
17.	198,3	155,1	153,1	-	-
18.	201,4	106,3	156,6	149,8	-
19.	223,2	136,0	65,3	157,5	-
20.	204,2	122,4	93,1	214,8	-
21.	204,9	93,0	167,0	195,8	-
22.	128,6	109,9	163,2	49,2	-
23.	85,8	111,7	165,4	-	-
24.	90,2	15,0	158,7	-	-
25.	14,0	4,5	171,3	-	-
26.	-	134,4	167,6	-	-
27.	-	161,7	112,6	-	-
28.	-	190,7	108,5	-	-
29.	-	141,4	101,3	-	-
30.	-	-	108,5	-	-
31.	52,1	-	115,7	-	-
	3916,2	3790,4	3694,5	2274,9	1542,1

1944

Tag	Januar
1.	24,
2.	32,
3.	16,
4.	-
5.	10,
6.	5,
7.	-
8.	24,
9.	12,
10.	17,
11.	-
12.	-
13.	-
14.	19,
15.	57,
16.	40,
17.	-
18.	-
19.	16,
20.	89,
21.	40,
22.	81,
23.	89,
24.	59,
25.	43,
26.	54,
27.	35,
28.	-
29.	-
30.	-
31.	24,

825,

1944

Tägliche Maschinenöl-Erzeugung in t

22325

Tag	Januar	Februar	März	April
1.	24,7	21,7	27,2	35,3
2.	32,6	43,0	36,0	54,4
3.	16,5	19,0	-	57,0
4.	-	8,1	37,1	35,3
5.	10,9	-	16,3	21,7
6.	5,4	-	32,5	38,0
7.	-	-	48,9	51,7
8.	24,5	-	51,6	54,3
9.	12,2	-	54,4	51,6
10.	17,0	-	48,8	43,4
11.	-	23,5	23,3	21,8
12.	-	32,6	-	32,6
13.	-	43,5	-	-
14.	19,0	5,4	-	-
15.	57,1	62,5	33,3	-
16.	40,7	67,9	54,3	-
17.	-	54,3	44,4	-
18.	-	46,2	19,0	19,0
19.	16,3	24,4	21,7	38,0
20.	89,6	29,9	58,5	38,0
21.	40,9	68,2	31,4	27,2
22.	81,5	40,8	-	46,2
23.	89,6	46,1	-	16,3
24.	59,0	19,1	21,7	21,7
25.	43,4	19,0	13,6	-
26.	54,3	24,4	40,7	-
27.	33,3	16,3	34,9	-
28.	-	19,0	19,1	-
29.	-	29,9	19,0	-
30.	-	-	19,0	-
31.	<u>4,2</u>	-	<u>24,4</u>	-
	825,0	764,8	833,1	665,5

1944

Tag

1.

2.

3.

4.

5.

6.

7.

8.

9.

10.

11.

12.

13.

14.

15.

16.

17.

18.

19.

20.

21.

22.

23.

24.

25.

26.

27.

28.

29.

30.

31.

10

1944

Tägliche Spindelstl. - Erzeugung in t

22326

Tag	Januar	Februar	März	April	Mai
1.	52,4	19,0	67,9	67,6	81,5
2.	29,9	10,9	60,3	59,8	75,5
3.	-	16,4	63,0	67,9	43,5
4.	-	-	45,0	46,1	-
5.	35,3	-	13,6	24,5	-
6.	-	-	66,5	57,9	-
7.	-	-	73,6	73,7	-
8.	21,8	-	59,8	78,7	-
9.	38,0	-	71,7	67,9	-
10.	5,4	48,9	47,9	73,4	38,6
11.	-	37,9	-	59,7	78,8
12.	-	29,9	-	16,3	28,4
13.	51,6	19,0	-	-	-
14.	29,8	50,1	38,0	-	-
15.	59,8	57,0	48,9	-	-
16.	46,2	73,3	59,7	52,4	-
17.	59,7	76,1	32,6	-	-
18.	70,6	73,3	8,4	19,7	-
19.	38,8	68,2	51,6	65,4	-
20.	50,6	51,6	62,5	65,2	-
21.	57,0	70,6	27,2	65,1	-
22.	65,2	54,4	7,7	57,1	-
23.	67,9	57,0	3,4	65,2	-
24.	54,3	40,7	19,0	70,6	-
25.	49,0	51,6	46,2	72,3	-
26.	51,6	35,3	54,3	84,3	-
27.	19,0	62,3	32,6	65,2	-
28.	5,4	65,2	-	84,2	-
29.	-	63,3	16,3	70,6	-
30.	14,5	-	76,1	81,8	-
31.	65,2	-	76,0	-	-
	1059,0	1132,2	1231,8	1612,6	343,3

22327

Herrn Obering. L a m p e ,
Lu 10.

Vorstand Dir. Dr. ...

19

P/Lu 558. 31.10.42 Rai/Le.

In der Anlage sind Ihre Angaben über die verschiedenen Wasser-
gas-Verfahren zusammengestellt.

Für die Anlagekosten der Winkleranlage ohne Linde liegen bei
uns verschiedene Schätzungen vor, deren Unterschied wir uns noch
nicht erklären können und zwar eine Schätzung von Ihnen mit 7,6 Mill.
und eine Schätzung der Mineralölbau mit 19,4 Mill. je für 100 000
m³/h Wasserstoff.

Da ein dem TEA-Vortrag entsprechender Vortrag von Herrn Dr. Pier
wahrscheinlich nochmals stattfindet, wobei die Wasserstoffherstel-
lung voraussichtlich etwas ausführlicher behandelt wird, wären wir
Ihnen für weitere Ergänzungen dankbar.

Antw.

H. Hörmann

8/1/43

Hochd.	Lu
1.)	0
2.)	0
3.)	0
4.)	0
5.)	0

POOR COPY 19

Die verschiedenen Verfahren zur Wassergaserstellung.

1.) O-Wassergas aus Koks im Drehrostgenerator.

Weiterverarbeitung: Entschwefelung, Kompression, Konvertierung,
CO₂-Wäsche, Kompression auf 325 atü, CO-
Wäsche.

Neben 80-85 % Nullwassergas fallen 15-20% stickstoffhaltiges
Wassergas an, das als Heizgas verwendet werden kann. Je cbm
Wasserstoff werden 1,55 cbm Gesamtwassergas benötigt, davon sind
0,31 cbm stickstoffhaltig und für Heizzwecke verwendbar.

Das Verfahren ist für grösste Anlagen geeignet und gibt bei
niedrigem Kokspreis billigen Wasserstoff.
Es wird angewendet in Leuna, Scholven (Demag und Pintsch),
Gelsenberg (Demag), Pölitz, Blechhammer, Welheim.

2.) G-Wassergas aus Grude, Trockenbraunkohle oder Steinkohle im
Winklergenerator mit Sauerstoff aus Linde-Anlage.

Weiterverarbeitung: Entschwefelung, Kompression, Konvertierung,
CO₂-Wäsche, Kompression auf 325 atü, CO-
Wäsche.

Je cbm Wasserstoff werden 1,36 cbm Gesamtwassergas benötigt.
Das Verfahren ist für grösste Anlagen geeignet.

Vorteil: Verwendung von kleinkörnigen Brennstoffen, die ander-
weitig keinen Absatz finden.
Bedingung: Die Brennstoffe müssen billig sein wegen Lindeanlage.

Das Verfahren wird angewendet in Leuna und in den Brabagwerken
mit Braunkohle, in Japan ? mit Steinkohle.

3.) Pintsch-Hillebrand - Verfahren

Verarbeitung von Bril t^{ts}.
Anwendung in Wesseling.

4.) Wassergas aus Koks, Wasserstoff aus Messerschmitt-Wasserstoff-
Erzeuger.

Weiterverarbeitung: Wasserstoff; Schwefelreinigung, CO₂-Reinigung
mit Kalk; Wasserstoffkompression auf 325 atü

Je cbm Wasserstoff werden 2,2 cbm Gesamtwassergas benötigt.

Das Verfahren kommt nur für kleine Anlagen bis etwa 2500 cbm/h
in Betracht.

Anwendung in Gendorf: 2600 cbm/Std. Wassergas.

5.) Spaltung von Hygas oder Kohlereigas usw. im Röhrenofen.

Weiterverarbeitung: Feinentschwefelung für Gas, Konvertierung,
Kompression, CO₂-Wäsche, Kompression auf
325 atü, CO-Wäsche.

Voraussetzung: Niedriger Butangehalt

Das Verfahren ist für grosse Anlagen brauchbar.
Anwendung in Pölitz und Wesseling.

Nachteil im Krieg: Spezialmaterial für Spaltrohre.

6.) Koke

Vor
Weit

Das
bis
ne M
Bei
Wass
Die
Teil
Vort

7.) Gas-

Vor
Vor

8.) Lind

Hoch

9.) Lurg

Weit

Nach
Mit
Wass

10.) Did

11.) Kop

12.) Was

Hei
Suz

POOR COPY 19

6.) Kokereigasspaltung im Hochofen mit Sauerstoff.

Vorl. Spaltung Entschwefelung des Gases.

Weiterverarbeitung: Kompression, Konvertierung, CO₂-Wäsche,
Kompression auf 325 atü, CO-Wäsche.

Das Verfahren ist wegen Russbildung nur für Schwachgase geeignet
bis zum Kokereigas. Die Grenze liegt beim Methan, evtl. noch klei
ne Mengen Ethan.

Bei Verarbeitung von Kokereigas bleiben ca. 4 % Stickstoff im
Wasserstoff.

Die Heizung des Ofens geschieht durch direkte Verbrennung eines
Teils des Gases.

Vorteil: apparativ etwas billiger.

7.) Gas-Verlegung nach Linde.

Vorher Entschwefelung und CO₂-Wäsche.

Vorteil: Die Gase stehen einzeln zur Weiterverarbeitung zur
Verfügung.

8.) Linde-Zweischachtofen-Verfahren.

Noch nicht in grösserem Maßstab ausprobiert.

9.) Lurgi-Druckvergasung-fester Brennstoffe mit Sauerstoff.

Weiterverarbeitung: CO₂-Wäsche, Konvertierung, CO₂-Wäsche,
Kompression auf 325 atü, CO-Wäsche.

Nachteil: hoher Methangehalt.

Mit Steigerung des Druckes steigt Methan (stark!) und CO₂-Gehalt
Wasserstoff und CO-Gehalt fallen.

10.) Didier-Verfahren.**11.) Koppers-Verfahren****12.) Wasserstoff aus Elektrolyse.**

Nebenprodukt Sauerstoff.

Nur für kleinste Anlagen bei ganz niedrigem Strompreis.

Hochdruckversuche
Lu 558

18. Oktober 1942.

Betriebs- und Anlagekosten für Wassergas nach verschiedenen Verfahren.

Die Kosten beziehen sich nur auf die Wassergasfabrik, nicht auf die Weiterverarbeitung.
In der Wassergasfabrik wird die Menge Wassergas erzeugt, die zur Herstellung von 1000 cbm Wasserstoff bzw. 100 000 cbm/h Wasserstoff nach der Kompression benötigt wird.

Verfahren	Betriebskosten in der Wassergasfabrik für 1000 cbm H ₂ drucklos nach der Kompression RM	Kosten für Ausgangsstoff	Anlagekosten der Wassergasfabrik für 100 000 cbm/Std. Wasserstoff, drucklos nach der Kompression RM
Nullwassergas aus Koks im Drehrostgenerator	22.-	Koks: 23.- M/T	14 200 000.-
Nullwassergas im Winkler-Generator	29.-	Koks: 23.- M/t O ₂ : 1,9 Pfg/cbm	22 200 000.- darin für: Lindeanlage (16 000 000.-) 36500 cbm/h O ₂
Pintsch-Hillebrand; Wassergas aus Braunkohlebriketts	37,70	Koks: 23.- M/t	22 700 000.-
Wassergas aus Koks, Wasserstoff aus Messerschmitt-Wasserstoff-erzeuger	22,80	H ₂ gas: 0,51 Pfg/1000 WE entspr. Kokereigaspreis 2,2 Pfg/cbm	16 250 000.- darin für Heizung (4 250 000.-) 118x10 ⁶ WE
H ₂ gasproduktion im Röhrenofen	24.-	Kokereigas: 2,2 Pfg/cbm Sauerstoff: 1,9 Pfg/cbm	darin für Lindeanlage (4 500 000.-) 12800 cbm/h O ₂
Wasserstoff aus Elektrolyse	93.- Weiterbehandelt und komprimiert: 109,60	Strompreis: 1,4 Pfg/kWh	65 000 000.-

22330

POOR
COPY 19

22331/2

Abteilung III
Wirtschaftlichkeitsprüfung
Dr. Fri./No./1901m

20-A

Braun-Werke, Jan 16. Aug. 1942

Geheim!
1. Dies ist ein Staatsgeheimnis im Sinne des § 60 R. St. G. B.
2. Weitergabe nur befähigten, bei Defektbehebung als Einzelfällen!
3. Aufzeichnung unter Berücksichtigung des Empfängers unter höchstem Verschluß.

Autorenliste

Betr.: Gasversorgung Moosbierbaum.

Die Deckung des Gasbedarfes für die beiden Ausbaustufen ist in den beifolgenden Fließschematas dargelegt. In Ausbaustufe I ist nur der Heizgasbedarf zu decken und zwar für die Herstellung von

- 24 000 jato Magnesium
- 30 000 " Chlor (Ätznatronschmelzerei)
- 98 000 " HF-Benzin
- 4 300 " SS-Öl
- 20 000 " Mersol.

Die in der Hydroformieranlage und dem Häuberofenbetriebe anfallende Gasmenge kann restlos zur Deckung des Heizgasbedarfes herangezogen werden, die zusätzlich zu erzeugende Menge an Generatorgas beträgt dann

81 000 kWE / h.

In der Ausbaustufe II ist neben dem unveränderten Bedarf der anorganischen Betriebe der Heizgasbedarf zu decken für

- das Toppen von 350 000 jato Mineralöl
- die Hydrierung " 182 000 " Destillationsrückständen
- die Herstellung " 34 500 " Krackbenzin
- " " " 372 000 " HF-Benzin
- " " " 15 000 " SS-Öl
- " " " 43 000 " Alkylat (AT 244).

Daneben müssen noch für die Hydrierung

19 500 Nm³ / h Wasserstoff 100 %

bereitgestellt werden.

Der Fall II A sieht nun die Herstellung des H₂-Wasserstoffes aus Schwelkoks- u. Kohlengrus durch Vergasen mit Sauerstoff im Winklergenerator vor. Es können dann sämtliche Entfallgasmengen zur Deckung des Heizgases verbraucht werden. Die zusätzlich zu erzeugende Menge an Generatorgas beträgt dann

139 000 kWE / h.

Der Fall II B sieht die Herstellung des H₂-Wasserstoffes durch partielle Verbrennung der CH₄-haltigen Abgase mit Sauerstoff vor. Es verbleiben dann zur Deckung des Heizgasbedarfes nur noch 5 700 Nm³ / h =

23 000 kWE / h.

Die zusätzlich zu erzeugende Menge an Generatorgas beträgt dann

196 000 kWE / h.

- 2 -
b.w.

Die Verga
in der Ko
heizkraft
liegenden
Aufwendun
Heizwert
vornehmlich
(Schwelga
werden, w
Bei Verwe
reicht ma
Heizwerte

Bei der A
Bauweise
Generator
der Vorzu
triebsfüh
anlage in

Der Teer
zu

Arbeit
Anbaust

an, da o
des Koga

POOR COPY 20 A

Die Herstellung des Generatorgases.

Die Vergasung von Kohle ist der von Koks vorzuziehen, weil die Kalorien in der Kohle billiger eintreten als im Koks und weil über Kohle ein heizkräftigeres Gas entsteht; die anfallende Teermenge ist im vorliegenden Fall so gross, dass die für die Teergewinnung zusätzlichen Aufwendungen sich bezahlt machen. Da die Blockgiesserei einen höheren Heizwert verlangt (ca. 1 800 WE / Nm³), so ist eine Schwelvergasung vorzuziehen, bei der das durch den Schwelschacht gezogene Reichgas (Schwelgas) und das reine Generatorgas (Klargas) getrennt abgeführt werden, wie das bei den Anlagen von Höchst und ... der Fall ist. Bei Verwendung von oberschlesischer nicht backender Steinkohle erreicht man auf Grund der Betriebsergebnisse von ... die unteren Heizwerte

- 1 780 WE / Nm³ im Schwelgas
- 1 340 " " " Klargas.

Bei der Anlage ... hat die Bamag gegenüber der bisher üblichen Bauweise (Schwelschacht auf dem Generator) den Schwelschacht in den Generator hineingehängt; dem aufgesetzten Schwelschacht ist jedoch der Vorzug zu geben. Nähere Einzelheiten hierzu sowie über die Betriebsführung siehe die gesonderte Aktennotiz über die Vergasungsanlage in ... (Stettin).

Der anfallende Teer.

Der Teer fällt bei der Schwelvergasung in zwei Fraktionen an und zwar zu

- 67 % als Dichteer
- 33 % als Teeröl.

Der Dichteer hat die Eigenschaften des ... Schwelteeer, der ... (Lurgi) gewonnen wird; er ist vor allem sehr reich an ...

Der Teerfall ... der Ausbaustufe I ist nicht so gross, dass eine eigene ... Arbeitung lohnt; man wird denselben frachtgünstig aussetzen. Bei der Ausbaustufe II wird man den Teer wie in ... der Hydrierung zuführen.

An der ... Elektrolyse fallen ca. 700 Nm³/h Wasserstoff 99,5 % an, davon werden in der ersten Ausbaustufe 450 Nm³/h für die Hydrierung des Kogasins benötigt. Wird später Wasserstoff für die Hydrierung her...

Die ... Tabelle

Ausbaustufe

Anzahl d. Gen

Anlagekosten

Heizwert

davon Schwel

" Klargas

" Schwel

" Klargas

...

"

" Ne

tr

Kohlenbedarf

Kohlenbedarf

Anfall an D

" " T

Bedarf an F

" " S

" " S

" " F

Bedienung

POOR COPY 20 A

P C

Die für die drei Fälle erforderlichen Betriebsdaten sind in folgender Tabelle zusammengefasst:

Ausbaustufe	I	II a	II b
Anzahl d. Generatoren	13 + 2 Res.	22 + 2 Res.	31 + 3 Res.
Anlagekosten BTA RM	1 800 000,-	3 600 000,-	5 000 000,-
MTA RM	2 700 000,-	5 400 000,-	7 500 000,-
Heizwerterzeugung insg.	81 000	139 000	198 000
davon Schwelgas in kW/h	36 500	62 700	89 200
" Klargas " "	44 500	76 300	108 800
" Schwelg. i Nm ³ /h	20 500	35 300	50 000
" Klargas " " "	33 100	57 700	82 000
Erzeugung d. Blausäure in Nm ³ /h	1 700	2 700	3 700
" " " " " "	2 100	3 100	4 100
" Netz Leunabetriebe WE/Nm ³	2 200	2 200	1 630
Kohlenbedarf t/h über 18 mm	17,6	30,7	43,6
Kohlenbedarf in tato	154 000	209 000	282 000
Anfall an Disteer	10 500	18 300	26 000
" " Teeröl	1 500	2 600	3 700
Bedarf an Frischdampf t/h	1	1,7	2,4
" " Speiswasser t/h	10	17	24
" " Strom kW	112	1 220	1 740
" " Frischwasser t/h	440	760	1 030
Bedienung Mann/Schicht	18	26	35
Verbrauch an Wasser je 1000 kW/h	1	1	1

In der ersten manganlage eine Gerlachhältnisse: das Gas auf sehr niedrige arbeitende in Huls in

Im späteren fetten Abgas könnte hier Abgasen d arbeitet w Hydroformi

Der Gehalt organische

Der Erzeug Vorzug zu führung ste

zu beschaf

für die Su

Ferner ent Entspannung

bei der pe

und 20 ... Zwe k nich Über anlag eine gesor

Anlagen 5 Fließe Analyse

Herrn Dir. D " Dir. I " Dr. C

POOR COPY 20 A

P C

Die Isolierung der Kohlenwasserstoffe
aus den Abgasen.

In der ersten Ausbaustufe stehen nur die Abgase der Hydroformierungsanlage zur Verfügung, die im Kohlenwasserstoffgehalt für eine Gerlanchanlage zu arm sind. Für die hier vorliegenden Verhältnisse ist eine A-Kohle-Abscheidung am Platze; hierzu muss das Gas auf 6 atü komprimiert werden. Bei dem zu erwartenden sehr niedrigen H₂S-Gehalt dieses Abgases genügt eine unter Druck erarbeitende Feinreinigungsanlage, wie eine solche seit Anfang 1939 in Huls in Betrieb ist.

Im späteren Ausbau stehen neben den Hy-Reichgasen noch die sehr fetten Abgase der katalytischen Krackung zur Verfügung. Man könnte hier so vorgehen, dass die Hy-Reichgase zusammen mit den Abgasen der katalytischen Krackung in einer Gerlanchanlage verarbeitet werden und die Hy-Armgase zusammen mit den Abgasen der Hydroformierungsanlage wie bisher mit A-Kohle behandelt werden.

Der Gehalt der Hydroformierung und katalytischen Krackanlage an organischem S ist zu ermitteln.

Die Herstellung des Hy-Wasserstoffes.

Der Erzeugung des Hy-Wasserstoffes im Winklergenerator ist der Vorzug zu geben, wenn später billiger Wasserkraftstrom zur Verfügung steht. Auch wird es leichter sein,

ca. 120 000 tate Kohlen und Koksgrus

zu beschaffen als noch weitere

ca. 120 000 tate Nusskohle

für die Schmelzgeneratoren.

ferner enthält bei dem Weg über die Winklergeneratoranlage genügend Entspannungskohlensäure mit 94,5 % CO₂-Gehalt:

ca. 6 000 Nm³ / h Material
3 900 " " Bedarf

zur die

Bei der partiellen Verbrennung ist

2 800 Nm³ / h mit 80 % CO₂

und 20 % CO, die Kohlensäure ist also
Zweck nicht verwendbar.

Über Anlagengosten und Gestehpreise für den Hy-Wasserstoff
eine gesonderte Notiz.

Anlagen
5 Fließschemata mit zugehörigem
Analysenverzeichnis.

φ Herrn Dir. Dr. Bütefisch Herrn Dr. Köhler,
" Dir. Dr. v. Städen " D. I. Brigl,
" Dr. Ober I. G. Bl.

POOR COPY 20 A

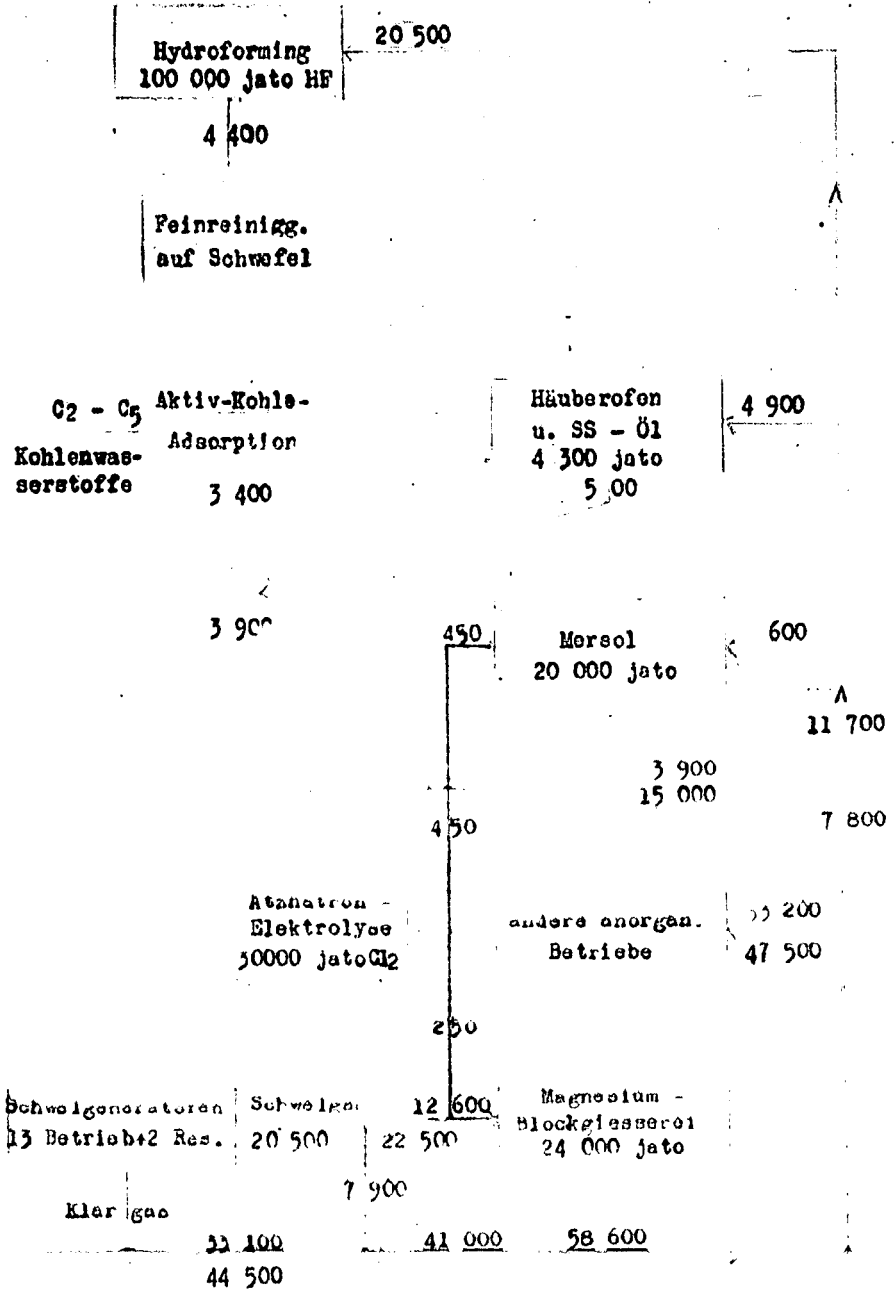
22335

Gesamtwirtschaft Moosbierbaum

Fall I

Gasmengen in Nm³/h 0°/760 mm

Heizgasmengen in kVE/h



Generatorgase

- 1 Klargas
- 2 Schmelgas
- 3 Mischgas (Ne anorgan. Betr)

Abgase der organ. Betriebe

- 4 Hydroforming
- 5 Desgl. hinter Aktivkohle
- 6 Häberofen
- 7 Heizgas (Ne organ. Betrie)

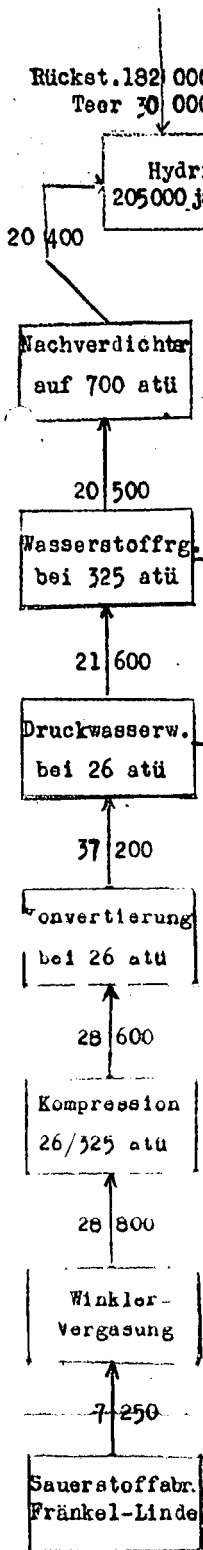
POOR COPY 20 A

22336

Gasversorgung Moosbierbaum

Analysenverzeichnis
zu Fall I ohne Hydrierung.

	CO ₄	O ₃	O ₂	CO ₂	CO	H ₂	CH ₄	N ₂	unt.Heizwt.
	Vol.-%								WE/Er ³
<u>Generatorgase</u>									
1 Klärgas	-	-	-	5,0	28,8	16,5	0,5	49,2	1 340
2 Schwelgas	-		0,4	3,5	29,0	20,8	3,8	42,5	1 780
3 Mischgas (Netz anorgan.Betriebe)			0,1	4,7	28,8	17,3	1,1	48,0	1 430
<u>Abgase der organischen Betriebe</u>									
4 Hydroforming	5,3	7,5	10,0	-	0,4	61,4	15,1	0,3	
5 Desgl.hinter Aktivkohle	-	-	0,6	-	0,6	78,6	19,8	0,4	
6 Häuerofen	-	-	-	-	-	77,7	20,7	1,6	
7 Heizgas (Netz organ.Betriebe)			0,2	3,1	19,4	37,7	7,4	32,2	2 220

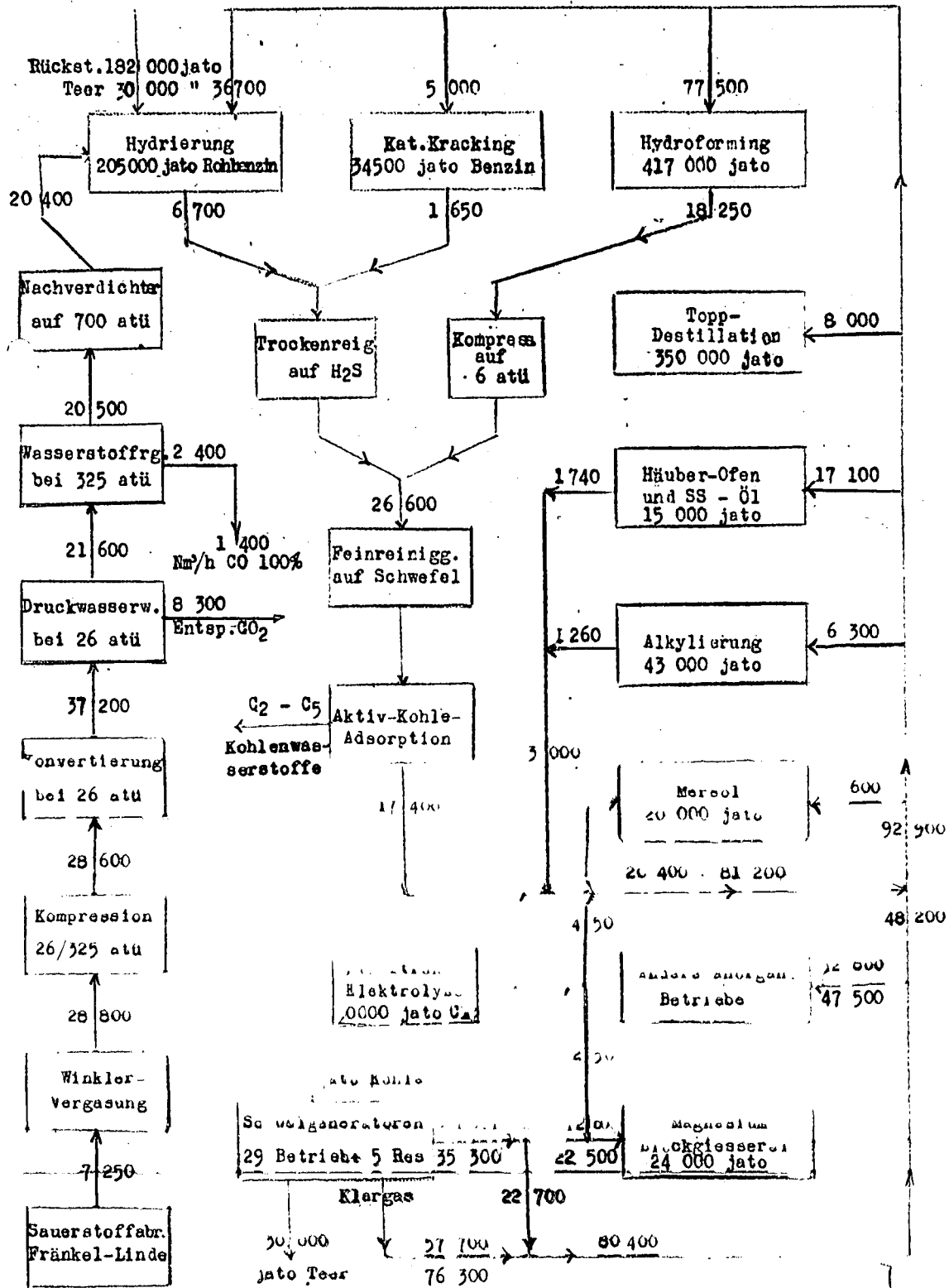


POOR COPY 20 A

22337

Gaswirtschaft Moosbierbaum
Fall II A

Gasmengen in Nm³/h 0°/760 mm
Heizgasmengen in kWh/h



Hy-Wass

Generatorgas

- 1 Klargas
- 2 Schwelgas
- 3 Mischgas (Nettoorgan. Betrieb)
- Abgase der org. Betriebe
- 4 Hydroforming
- 5 Kat. Cracking
- 6 Hydrierung
- 7 Häuberofen
- 8 Alkylierung
- 9 Restgas d. A.-K. Adsorption
- Heizgas (Nettoorgan. Betrieb)
- Hy-Wasserstoff
- 11 Winkler-Rohw.
- 12 Kontaktwasser
- 13 Wasserst. hal.
- 14 Hy-Wasserstoff rein 700 atü.
- 15 Entspannungsdruckwasser
- 16 Entspannungs Cu-Laugenwäs.

POOR COPY 20 A

37

60 mm

22338

Gaswirtschaft MoosbierbaumFall II AHy-Wasserstoff durch Winklervergasung von Kohlenklein mit O₂.Analysenverzeichnis

	C ₄	C ₃	C ₂	CO ₂	CO	H ₂	CH ₄	N ₂	unt. Heizwt	
	Vol.-%								WE/Nm ³	
<u>Generatorgas</u>										
1	Klargas	-	-	-	5,0	28,8	16,5	0,5	49,2	1 340
2	Schwelgas		0,4		3,5	28,5	20,5	3,8	43,3	1 780
3	Mischgas (Netz anorganischer Betriebe)		0,1		4,6	28,6	17,7	1,4	47,6	1 450
<u>Abgase der organischen Betriebe</u>										
4	Hydroforming	5,3	7,5	10,0	-	0,4	61,4	15,1	0,3	
5	Kat. Kracking	43,5	20,0	12,3	-	-	13,4	10,3	-	
6	Hydrierung	15,9	11,4	10,7	-	0,6	27,0	31,9	3,5	
7	Häuberofen	-	-	-	-	-	77,7	20,7	1,6	
8	Alkylierung	-	6,0	-	-	-	88,0	6,0	-	
9	Restgas d. A-Kohle Adsorption	-	-	-	-	0,7	73,2	24,6	1,5	
	Heizgas (Netz organ. Betriebe)		0,1		3,2	20,3	34,2	8,3	33,9	2 220
<u>Hy-Wasserstoff</u>										
11	Winkler-Rohwasserstoff				24,0	34,0	40,0	1,0	1,0	
12	Kontaktwasserstoff				41,0	3,9	53,5	0,8	0,8	
13	Wasserst. halbrein				1,5	6,5	89,4	1,3	1,3	
14	Hy-Wasserstoff rein 700 atü				0,1	0,1	97,0	1,4	1,4	
15	Entspannungsgas der Druckwasserwäsche				94,3	0,3	4,1	0,2	0,1	
16	Entspannungsgas der Cu-Laugenwäsche				15,0	65,0	19,4	0,3	0,3	290

Rückstd. 182 00
Teer 30 00

Hydr

205000

20400

Nachverdichtet
auf 700 atü

20 500

Wasserstoff
bei 325 atü

21 200

Druckwasser
bei 26 atü

24 200

Kompression
auf 26/325 atü

24 400

Part. Verbrauch
m. Sauerstoff
u. Konvertieren

2 600

Sauerstoff

Fränke-Linde

POOR
COPY 20 A

22339

Gaswirtschaft Moosbierbaum
Fall II B

Gasengen in Nm³/h 0°/760 mm
Heizgasengen in kWh/h

Rückstd. 182 000 jato Teer 30 000 " 36 700	5 000	77500	
Hydrierung 205000 jato Rohbenz.	Kat. Cracking 34500 jato Benzol	Hydroforming 417 000 jato HF	
20400 6 700	1 650	18 250	
Nachverdichter auf 700 atü	Trockenreigg. auf H ₂ S	Kompress. a. 6 atü	Topp- Destillation 350 000 jato 8 000
20 500			
Wasserstoffg. bei 325 atü 1 250		1 740	Häuber-Ofen und SS - Öl 15 000 jato 17 100
21 200	800 Nm ³ /h CO 100% Feinreinnigg. auf Schwefel 26.600		
Druckwasserw. bei 26 atü 2 888 Entsp. CO ₂		1 260	Alkylierung 43 000 jato 6 300
24 200		3 000	
Kompression auf 26/325 atü	O ₂ - C ₅ Aktiv-Kohle- Kohlenwas- serstoffe Adsorption 17 400		Messol 20 000 jato 600 92 700
24 400		2 700	22 900
Part. Verbrng. m. Sauerstoff u. Konvertierg.	14 700	4 50	87 000
2 600			22 400
Sauerstofffabr. Fränke-Linde	202 000 jato Kohle Schmelzgeneratoren 50 000 29 Betrieb+5 Res. 89 200	2 50	47 500
		12 600	
		22 500	24 000 jato
	108 800	37400	
		64800	
30000 jato Teer	82 000	119 400	175 600

- Generatorgas
- 1 Klargas
 - 2 Schwelgas
 - Mischgas (N₂ genisch)
 - Abgase der Betriebe
 - 4 Hydroformin
 - 5 Kat. Cracking
 - 6 Hydrierung
 - 7 Häuberofen
 - 8 Alkylierung
 - 9 Restgas d. Adsorption
 - Heizgas (N₂ organ. Betr.)
 - Hy-Wassere
 - 11 Spaltgas d. Verbrennung
 - 12 Kontaktwas
 - 13 Wasserstoff
 - 14 Hy-Wassere rein 700
 - 15 Entspann. Druckwasse
 - 16 Entspann. Cu-Laugenw

POOR COPY 20 A

22340

Gaswirtschaft MoosbierbaumFall II BHy-Wasserstoff über partielle Verbrennung mit O₂.Analysenverzeichnis.

	C ₄	C ₃	C ₂	CO ₂	CO	H ₂	CH ₄	N ₂	unt.Heizwt
	<u>Vol.-%</u>								<u>WE/Er³</u>
<u>Generatorgas</u>									
1 Klargas	-	-	-	5,0	28,8	16,5	0,5	49,2	1 340
2 Schwelgas	-	0,4	-	3,5	28,5	20,5	3,8	43,3	1 780
Mischgas (Netz anorganischer Betr.)	-	0,1	-	4,5	28,7	17,9	1,5	47,3	1 470
<u>Abgase der organischen Betriebe</u>									
4 Hydroforming	5,3	7,5	10,0	-	0,4	61,4	15,1	0,3	
5 Kat.Kracking	43,5	20,0	12,8	-	-	13,4	10,3	-	
6 Hydrierung	15,9	11,4	10,7	-	0,6	27,0	31,9	3,5	
7 Häberofen	-	-	-	-	-	77,7	20,7	1,6	
8 Alkylierung	-	6,0	-	-	-	88,0	6,0	-	
9 Restgas d.A-Kohle Adsorption	-	-	-	-	0,7	73,2	24,6	1,5	
Heizgas (Netz organ. Betriebe)			0,1	4,2	27,0	21,5	2,9	44,5	1 650
<u>Hy-Wasserstoff</u>									
11 Spaltgas d. partiell. Verbrennung m. O ₂				0,1	10,0	82,1	0,2	1,0	
12 Kontaktwasserstoff				11,2	2,5	84,1	0,2	0,9	
13 Wasserstoff halbbr.				1,5	3,9	93,4	0,2	1,0	
14 Hy-Wasserstoff rein 700 atü				0,1	0,1	98,6	0,2	1,0	
15 Entspannungsgas d. Druckwasserwäsche				00,0	2,2	10,5	0,2	0,1	
16 Entspannungsgas d. Cu-Laugenwäsche				22,2	27,8	19,8	-	0,2	

POOR
COPY 20 A

Antik' gegen 1940
22341

Böhlön, den 9. Januar 1941
BA/Dr. M./He.

21

Besprechung der Monatsberichte Juni, Juli, August 1940

am 5. Dezember 1940.

Die Monatsberichte Juni, Juli und August wurden zu einer Besprechung zusammengefasst. In diesem Zeitraum ist durchgehend Fliegerbenzin hergestellt worden. Die durchschnittlichen Ergebnisse dieser drei Monate sind gegen eine längere Periode durchgehender Autobenzinerzeugung, Januar bis August 1939, verglichen worden. Insbesondere innerhalb der Betriebsgruppen Hydrierung Hochdruck und Hydrierung Niederdruck wurde dieser Vergleich betont durchgeführt.

Sauerstoffanlage.

Die Betriebslage der Sauerstoffanlage charakterisieren am besten folgende Daten:

Mittl. Bel./Mögl. Bel.	38	39	1.-8.39	6.-8.40
der Apparate %	22,7	72,69	71,8	79,3
der Turbokompr. %	-	65,26	-	69,5
Betriebszeiten der Apparate %	69,73	69,36	-	75,9
der Turbokompr. %	-	-	65,8	66,8

Rechnet man die mittlere/möglichen Belastung und Betriebszeiten zusammen, so erhält man den Faktor: ausgenützte Leistung zur installierten Leistung. Dieser betrug in den Monaten Juni bis August 1940 für die Sauerstoffzerlegungsapparate 60% und für die Turbokompressoren 46,5%. Um diese durchschnittliche Belastung der Sauerstoffanlage fahren zu können, mussten dauernd 3 Apparate mit einer stündlichen Gesamtleistung von 6700 m³ O₂/h und 2 Turbokompressoren gefahren wer-

POOR COPY 21

den. Ausschlaggebend für die wirtschaftliche Fahrweise der Sauerstoff-anlage ist das Produkt aus den Faktoren: Sauerstoff-Ausbeute, Sauerstoff-Gehalt und Abnahme/Erzeugung.

	37	38	39	1.-8.39	6.-8.40
Ausbeute O ₂ %	76,2	82,1	85,79	85,96	87,51
Gehalt O ₂ %	98,4	98,16	98,14	98,12	98,1
Abn./Erz. %	82,6	91,8	97,66	97,9	96,31
Ausbeute. Gehalt. Abn./Erz.	0,620	0,740	0,823	0,825	0,826 ✓

Die Ausbeute erhöhte sich in den Monaten Juni bis August 1940 durch ruhige Fahrweise und die für die Apparate überaus günstige Belastung. Im Juni wurde eine Ausbeute von 88,7 %, das ist der höchste bisher erreichte Wert, durch die dauernde Belastung mit nahezu 2400 O₂/h je Apparat erreicht. Die Energieverbräuche liegen für diese Monate gleichfalls unter den Werten der Vorjahre und der Vergleichsmonate; dies wiederum bedingt durch die in allem günstiger liegende Belastung:

	37	38	39	1.-8.39	6.-8.40
KWh/m ³ O ₂ -Erz.	-	-	0,670	0,662	0,638 °
KWh der Turbos/1 m ³ O ₂ -Erz.	-	0,577	0,569	0,563	0,545
KWh der Turbos/1 m ³ ND-Luft	0,099	0,099	0,103	0,102	0,101

Gasverdichtung.

Auch hier sind die Faktoren herausgezogen, die die Belastung der Anlage kennzeichnen.

	38	39	1.-8.39	6.-8.40
Mittl. Bel. d. Kompr.	90,1	90,0	88,5	88,2
Betriebszeit d. Kompr.				82,7

Dabei gibt wiederum das Produkt aus mittl. Belastung der Kompressoren und Betriebszeit den Wert für die Ausnutzung der Gesamtanlage. Er beträgt für die Monate Juni bis August 73 %. Trotz dieses hohen Wertes sind die Energie-Verbräuche für 1000 m³ K¹gas und 1000 m³ Rein-H₂ etwas schlechter als im Vorjahr und in den Vergleichsmonaten. Dies ist bedingt durch die grossen Schwankungen in der Gasabnahme:

KWh/1
KWh/1

Druckwasserrein

Die W
der W
reini

H₂ in

CO-Reinigung.

In d
Rein

Rein
CO-R
H₂
Die l
ist
früh
zuru
zuru
ist
ghe
zu e

Winkleranlage.

Ein
dene
Anla

	37	38	39	1.-8.39	6.-8.40
KWh/1000 m ³ Kont.	248,97	242,1	239,9	243	243,5
KWh/1000 m ³ ReinH ₂	..	464,3	450,3	449	453,4

Druckwasserreinigung.

Die Werte für H₂ in der Peltonkohlenäure sind gestiegen. Dies lag an der Wasserbeschaffenheit, die des Öfteren zu Störungen in der Druckwasserreinigung Anlass gab:

	37	38	39	1.-8.39	6.-8.40
H ₂ in Pelton	6,6	5,4	4,3	4,8	5,4

CO-Reinigung.

In der CO-Reinigung interessiert vornehmlich der Reinheitsgrad für Rein-H₂ und die Werte CO und H₂ im CO-Rückgas:

	38	39	1.-8.39	6.-8.40
Rein H ₂ %	97,25	97,07	97,02	97,06
CO-Rückgas	59,4	63,34	63	65,56
H ₂	22,2	18,91	19,5	15,50

Die Reinwasserstoffanalyse ist gegen 38 um ca. 0,2 % schlechter, gegen 39 ist sie praktisch gleich geblieben. Die Verschlechterung gegen 38 ist früher bereits erklärt und auf die schonende Fahrweise der Generatoren zurückzuführen. Der Wasserstoffgehalt im CO-Rückgas ist um ein Geringes zurückgegangen, der Kohlenoxydgehalt gegen 39 um ca. 2 % gestiegen. Dies ist zum Teil durch die grosse Laugekonzentration und die damit im Verein gehenden geringe Beaufschlagung der Wascher mit Lauge pro 1000 m³ Rein-H₂ zu erklären.

Winkleranlage.

Ein Vergleich der Verbrauchszahlen der Monate Januar bis August 1939 mit denen der Monate Juni bis August 1940 zeigt in der Winkler-Wassergas-Anlage einen stetigen Verlauf:

	1.-8.39	6.-8.40
g Grude/m ³ Wassergas	566	542 ✓
m ³ O ₂ /m ³ Wassergas	0,238	0,240
kg ND-Dampf/m ³ Wassergas	0,614	0,639

Der Mehrverbrauch an Grude in den Monaten Januar bis August 1939 ist auf die Qualität der Grude zurückzuführen. Die in den Monaten Juni bis August 1940 angelieferte Grude liess sich leichter vergasen, wie die Werte für vergastem Kohlenstoff und die Ascheanalysen zeigen.

	1.-8.39	6.-8.40
vergaster C %	68,52	73,18
Generator-Asche % C	57,74	26,70

Bei sonst gleicher Betriebsweise wurde nur die Kohletemperatur im Jahre 1940 um 0,5 mV höher gefahren.

Der Ascheanfall in diesen Monaten sank ebenfalls unter den durchschnittlichen Wert auf 10,34 g/m³ Rohwassergas.

Die Gasqualität war in allen zum Vergleich stehenden Monaten die gleiche.

	1.-8.39	6.-8.40
CO + H ₂ %	73,3	73,2
die mittlere Rohgas- zeugung m ³ /h	24,200	26,500

Wassergasvorentschweflung.

Die gesamte Gasproduktion wurde in der Wassergasvorentschweflung gewaschen. Die Werte der Monate Juni bis August 1940 zeigen ein starkes Abfallen des Wascheffektes gegenüber den Monaten Januar bis Juli 1939.

	1.-8.39	6.-8.40
H ₂ S im Rohwassergas g S/m ³	7,5	8,1
im Wassergas halbrein gS/m ³	4,0	5,8
Auswaschung g S/m ³	3,5	2,3
Wascheffekt %	46,7	28,5

Der Abfall des Wascheffektes wurde durch die zu hohen Gas- und Lauge-temperaturen in den Monaten Juli bis August verursacht. Zudem trat in diesem Zeitabschnitt ein äusserst starkes Schäumen der Lauge auf, das

einen gleichmässigen Betriebsverlauf nicht mehr zulies und zu Laugeverlusten führte, so dass die Laugebeaufschlagung in diesen Monaten herabgesetzt werden musste. In der folgenden Tabelle sind die wichtigsten Zahlenwerte zusammengestellt:

	1.-8.39	6.-8.40
Gastemperatur vor H ₂ S Turm °C	26	39
Laugetemperatur °C	31	27
Laugeumlauf m ³ /1000 m ³ Gas	1,15	0,76

Die Laugetemperatur konnte in den Monaten Juni bis August durch eine schon in früheren Monaten getroffene Änderung des Laugekühlers auf einen noch annehmbaren Wert gehalten werden, doch wurde durch die stark erhöhte Gastemperatur dieser Erfolg wieder zunichte gemacht. Überdies trat durch die in der SO₂-Wäsche nicht auswaschbare Blausäure eine Schädigung der Lauge ein, die den Adsorptionswert der Lauge weiter senkte. Auf Grund der schlechten Ergebnisse wurde die Anlage abgestellt, überholt und Änderungen vor allem an den Laugeverteilungsdüsen durchgeführt.

Erst nach Einbau eines Spiralkühlers in den Pottaschekreislauf, der Ende August vorgenommen wurde, konnten die Gastemperaturen herabgesetzt werden. Versuche, die Blausäureschädigungen aufzuheben bzw. herabzusetzen sind noch in Arbeit.

Die schlechte Auswaschung hatte ein Abfallen der Konzentration des Austreibergases zur Folge. Die geringe Belastung der Lauge bedingte einen starken Dampfverbrauch. Zu berücksichtigen bleibt bei diesen Werten, dass in dem Dampfverbrauch für die Monate Januar bis August 1939 der Heizdampf für die Anlage mit inbegriffen ist.

	1.-8.39	6.-8.40
H ₂ S im Austreibergas %	26,2	20,5
Dampf kg/kg ausgewasch.S	36,1	31,8

Turmreinigeranlage.

Durch Vorschaltung der Alkaidanlage wird die Turmreinigeranlage weitgehend entlastet. Der Reinigungsgrad der Anlage beträgt daher nahezu 100 %:

In folgender Aufstellung die Werte für die Anlage:

	1.-8.39	6.-8.40
Wassergas halbrein g S/m ³	4,0	5,8
Reinwassergas mg S/m ³	18	8
Reinigungsgrad %	99,67	99,88
mittlerer Durchsatz m ³ /h	24 200	26 500
O ₂ Zusatz im Wassergas halbrein Vol. %	0,40	0,40
O ₂ im Reinwassergas " "	0,16	0,10

Durch den niedrigen H₂S-Gehalt des Gases ist auch der O₂-Zusatz zum Wassergas halbrein gering; dieser Zusatz ist zudem so bemessen, dass der O₂-Gehalt im Reinwassergas möglichst niedrig wird, um einen Wasserstoffverlust in der Kontaktwasserstoff-Fabrik auf ein Mindestmass zu beschränken.

Kontaktgasanlage.

Der CO-Gehalt im Konvertgas sowie der CO-Gehalt des Kontaktgases sind in beiden zum Vergleich stehenden Zeitabschnitten gleich.

Die Verbrauchszahlen für Dampf und Wasser zeigen einen Mehrverbrauch an Dampf und eine Verbrauchsabnahme für Wasser in den Monaten Juni bis August 1940. Diese Verbräuche sind durch eine annormale Fahrweise bedingt, die in diesen Monaten notwendig wurde, da im Laufe der Montagearbeiten für die Erweiterungen der Heisswasserkasten versetzt werden musste. Durch diese Verschiebung des Heisswasserbehälters wurden die Rohrleitungen ganz beträchtlich verlängert und blieben, da es sich nur um ein vorübergehendes Provisorium handelte, ohne Isolierung. Hierdurch traten starke Wasserverluste ein. Diese Wärmeverluste konnten nur durch einen erhöhten Dampfzusatz zu dem Konvertgas ausgeglichen werden. Diese Erhöhung des Dampfzusatzes verursachte andererseits einen geringeren Verbrauch an Wasser:

22347

-- 7 --

	1.-8.39	6.-8.40
CO-Gehalt Konvertgas %	30,7	30,6
CO- " Kontaktgas %	3,4	3,3
ND-Dampf Ges.-Verbr. für 1 m ³ Konvertgas kg/m ³	0,408	0,457
Einspritzkondensatverbr. für 1 m ³ Konvertgas kg/m ³	0,098	0,093
Ges.-Dampf + Wasserverbr./m ³ umgesetztes CO kg/m ³	3,82	4,008
Die mittlere Belastung eines Systems betrug m ³ Konvertgas	4910	5520
Mögliche Reinwasserstoff-Erzeugung: tats. Erzeugung/mögl. Erzeugung %	97,6	99,9

Das Verhältnis der tatsächlichen zur möglichen Erzeugung ist im Juni bis August 1940 wegen der nur sehr geringen über Dach gefahrenen Kontaktgasmengen günstiger als wie in den Berichtsmonaten Januar bis August 1939.

Spez. Verbräuche für 1000 m³ Reinwasserstoff:

Diese Verbrauchszahlen sind aufgestellt ohne die über Dach gefahrenen Gasmengen zu berücksichtigen, daher erscheinen die Zahlen für die Monate Juni bis August 1940 günstiger, als die der Vergleichszeit Januar bis August 1939, da in letzterem Zeitabschnitt Kontaktgas über Dach gefahren wurde.

Durchwegs liegen die Spez.Verbräuche aber günstig.

je 1000 m ³ Reinwasserstoff	1.-8.39	6.-8.40
Grüde kg	808,1	758,9//
Sauerstoff m ³	344,9	341,6
ND-Dampf t	1,988	1,758
Elektr. Energie KW/h.	874,1	879,2
Trinkwasser m ³	4,6	4,7
Kaltwasser m ³	15,5	19,3
Rückkühlwasser m ³	188,5	165,3

Alkoxid-Anle

POOR
COPY 21

Alkazid-Anlage:

Die Betriebsdaten schwanken nur wenig. Der Schwefelgehalt vom Sumpfphasengas ist auf 40,53 g/m³ und vom Gasphasengas auf 85,0 g/m³ zurückgegangen.

Die Auswaschung bei der Sumpfphase betrug 96,90, bei der Gasphase 98,28%.

Die Dampfverbräuche mit durchschnittlich 11,81 kg/m³ Schwefelwasserstoff sind im Sommer etwas niedriger.

Gegenüber den Durchschnitten vom Januar bis August 1939 fällt auf, dass die Durchsätze beider Anlagen mit 122,9 m³/t Bi bzw. 261,4 m³/t Bi wesentlich angestiegen sind.

Auch ist die Konzentration des Austreibergases mit 94,48% im Durchschnitt Juni/August 1940 ca. 3,3% höher als im Durchschnitt Januar bis August 1939:

	6.40:	7.40:	8.40:	6.-8.40	1.-8.39:
<u>Sumpfphase</u>					
EG 31 S g S/m ³	35,0	42,0	44,6	40,53	32,19
EG 31 g S/m ³	1,03	1,35	1,40	1,26	1,16
Wasserturmdurchsätze m ³ /h	1646,7	2328,1	1811,7	1928,8	1933,6
EG 31 S m ³ /t Bi	109,2	133,7	125,8	122,9	99,2
Auswaschung %	97,06	96,79	96,86	96,90	83,94

	6.40:	7.40:	8.40:	6.-8.40:	1.-8.39:
<u>Gasphase</u>					
EG 21 S g S/m ³	95,0	71,5	88,4	85,0	86,64
EG 21 g S/m ³	1,60	1,18	1,62	1,47	1,09
Wasserturmdurchsätze m ³ /h	3956,8	4611,2	4976,7	4514,9	2811,7
EG 21 m ³ /t Bi	262,3	264,9	257,0	261,4	143,7
Auswaschung %	98,32	98,36	98,17	98,28	98,73
Dampfverbrauch kg/m ³ H ₂ S	14,73	11,29	9,40	11,81	11,41

	6.40:	7.40:	8.40:	6.-8.40:	1.-8.39:
Dampfverbrauch kg/t Bi	308,1	205,67	184,10	232,62	150,1
H ₂ S-Konzentration im Austreibergas	93,13	93,94	96,38	94,48	91,19

Claus-Anlage:

Die

sch

kon

wer

ist

run

Bem

in

ist

Neu

H₂S

S-A

SO₂

in

Entphenolung:

Der

Mit

so

no

7.

la

un

tr

is

me

Au

di

zu

Claus-Anlage:

Die Konzentration des verarbeiteten Schwefelwasserstoffs lag im Durchschnitt bei 60,1 %. Sie ist hiermit etwas höher als Januar-August 39.

Die Ursache ist in der Fahrweise von Bau A 79 zu suchen. Es konnte im Juni bis August eine Schwefelausbeute von 72,89 % erreicht werden. Sie ist besonders im Juli mit 66,9 sehr schlecht. Die Ursache ist in einer wasserseitigen Störung (Wasser-Tank e.) und in einer Störung beim Elektrofilter begründet.

Im Juni bis August 1939 lag die Schwefelausbeute bei 82,5 %. Bemerkenswert ist, dass der SO_2 -Gehalt nach dem Kamin auf $0,742 \text{ g S/m}^3$ im Durchschnitt Juni bis August 1940 zurückgegangen ist. Gegenüber 1939 ist somit eine Verbesserung um $0,5 \text{ g/m}^3$ erreicht worden und zwar durch Neufüllung des Nachverbrennungsofens:

	6.40:	7.40:	8.40:	6.-8.40:	1.-8.39:
$\text{H}_2\text{S} \%$:	54,0	60,3	66,0	60,1	58,6
S-Ausbeute %:	78,9	66,9	72,9	72,9	82,5
SO_2 aus Kamin in g S/m^3 :	0,768	0,729	0,729	0,742	1,146

Entphenolung:

Der Phenolgehalt des Schwelwassers lag im Rahmen normaler Schwankungen. Mit 7,943 g/l im Durchschnitt Juni bis August 40 waren die Werte genau so hoch wie im Durchschnitt Januar/August 1939.

Auch die Phenolgehalte der Hydrier- und Tank e-Wasser zeigten normale Schwankungen. Sowohl der Phenolgehalt vom Hydrierwasser mit 7,147 g/l und Tank e mit 7,461 g/l im Durchschnitt Juni bis August 1940 lagen niedriger als die Werte von Januar bis August 1939 mit 7,501 g/l und 8,648 g/l. Das Absinken der Schwelwassermengen ist auf die Inbetriebsetzung der ASW-Entphenolung zurückzuführen. Die Hydrierwassermenge ist gegenüber Januar bis August 1939 wesentlich niedriger, die Wassermenge aus Tank e wesentlich höher geworden.

Der Phenolgehalt mit 1,758 g/l im Durchschnitt Juni bis August 1940 ist sehr ungünstig. Die Ursache ist auf Störungen, die durch die mit den Wässern hereingebrachten Emulsionsstoffe entstanden sind, zurückzuführen. Gegenüber dem Durchschnitt Januar bis August 1939 hat es

Hy.-Hochdruck

Produktion

22350

-- 10 --

sich kaum verändert. Der Triverbrauch lag mit 0,434 g/l sehr schlecht. Der Dampfverbrauch mit 0,21 kg/m³ Phenolwasser liegt gegenüber dem Durchschnitt Januar bis August 1939 mit 0,165 kg/m³ höher, da die Stundendurchsätze zurückgegangen sind. Die Schwankungen sind normal.

	6.40:	7.40:	8.40:	6.-8.40:	1.-8.39:
Schmelwasser m ³	14889,0	15472,0	13666,0	14675,7	19365,5
Phenol g/l	7,633	8,081	8,014	7,943	8,005
Hydrierwasser m ³	544,0	1011,0	734,8	763,3	2771,6
Phenol g/l	7,022	5,833	5,587	6,147	7,501
Wasser Tank e m ³	3061,0	3031,0	3120,0	3070,7	1773,0
Phenol g/l	7,723	6,623	8,037	7,461	8,648
Phenole vorher g/l	7,630	7,738	7,995	7,788	7,982
nachh. g/l	1,570	2,011	1,692	1,758	1,692
Auswaschung %	79,4	74,0	78,8	77,4	78,8
Belastung m ³ /h	25	28	25	26	30-35
Triverbr. kg/m ³	0,427	0,415	0,461	0,434	0,383
Dampfverbrauch kg/m ³ Phenolwasser	189	224	219	211	165
Dampfverbrauch kg/kg Phenolöl	33,389	34,391	34,061	33,947	21,80
Anteil Brabag Phenolwasser %	19,5	20,65	21,4	20,52	-
Anteil Brabag an den eingebrachten Phenolen %	17,7	17,26	20,6	18,52	-

Hy.-Hochdruck.Produktion an Treibstoffen:

Die durchschnittliche monatliche Benzinerzeugung an Aubi
vom Januar bis August 39 betrug 14 317,8 t ,
die durchschnittliche L-Bi. Erzeugung
vom Juni bis August 40 betrug 12 739,1 t .

Hierbei ist zu berücksichtigen, dass die Werte nicht ohne weiteres
unter sich vergleichbar sind, da die Kammer 5 erst am 7.8.1939 in Be-

POOR
COPY 21

trieb genommen wurde. Ausserdem war während der Zeit vom Januar bis August 1939 die Teerkammer 2 viermal in Reparatur. Vom 30.3. bis 19.4. konnte die Teerkammer 2 wegen Teermangels nicht voll ausgefahren werden. Bei den Monaten, die auf L-Bi. gefahren wurden, verlief der August vollkommen störungsfrei. Im Juli waren nur kurzzeitige Störungen, während im Juni vom 16.-24. die Teerkammer 2 in Reparatur war.

Benzinqualitäten:

	Auto-Benzin 1.-8.1939:	L-Benzin 6.-8.1940:
spez. Gewicht	0,7364	0,716
Oktanzahl	66,5 R	67,5 M
Phenolgehalt	0,02 %	0,003 %
Siedebeginn:	38,4°C	49,2°C
Siedepunkt	193,9°C	142,5°C
Dampfdruck Reid	0,675 ata/40°C	0,491 ata/38°C

Rohteerqualität:

Der Phenolgehalt des Kulkwitzer Teeres schwankt zwischen 6,16 und 10,8 %. Der Asphaltgehalt steigt von 6,64 auf 10,08 %.

Leichtölqualität:

ASW-Leichtöl: Der Phenolgehalt fällt von 6,48 % auf 2,68 %. Das Leichtöl von Kulkwitz steigt im Phenolgehalt von 7,0 % auf 12,44 %, der Siedebeginn steigt von 46 auf 67°C, das Siedende von 254 auf 281°C.

Rohteereinsatz:

In den Monaten Juni bis August 1940 wurden die Fremdeere in fast gleichen Prozent-Gemischen verarbeitet, obwohl es nicht möglich war.

dieselben infolge zu geringer Lagermöglichkeit gleichmässig zum Einsatz zu bringen. Der Zusatz an Koppersteer war gering.

	1939:	1940:
spez. Gewicht	0,929	0,947
Phenolgehalt	9,23 %	8,3 %
Asphaltgehalt	2,62 %	4,3 %

Die Steigerung der Asphaltprocente von 2,6 auf 4,3 bedingt naturgemäss einen höheren Einsatz an Reinigungsmasse 11 002.

Leichtöl-Gemisch:

	1.-8.1939:	6.-8.1940:
spez. Gewicht	0,829	0,846
Phenolgehalt	5,23 %	5,0 %
Vol. % -180°	97 %	71 %

Der Leichtöl-Verbrauch zum Reinteer- und Leichtöl-Einsatz betrug in % 1939: 10,3, 1940: 23,8.

Dagegen ist das Verhältnis A-Mittelöl aus Rohprodukt zur gesamten A-Mittelöl-Erzeugung in % 1939: 40,6, 1940: 46,9.

Aus dem letzteren Wert geht hervor, dass das A-Mittelöl aus dem Rohprodukt nur unwesentlich zugenommen hat, obwohl im Jahre 1940 fast das 2 1/2 -fache an Leichtöl zum Einsatz kam.

	1.-8.1939:	6.-8.1940:
Der tatsächl. Produktverbr. f. d. Produktion betrug	18 161,9	18 021,4
f. 1 t Bi-Einlagerung	1,269 t/t	1,41 t/t
f. 1 t leichte Treibstoffe tatsächlich	1,162 t/t	1,154 t/t
f. 1 t leichte Treibstoffe mögliche Erzeugung	1,145 t/t	1,124 t/t

Für die Tonne Benzinerzeugung steigt der Produktfaktor von 1,26 auf 1,41 an. Wird die Erzeugung an Treibgas mit berücksichtigt, so sind die Produktfaktoren mit 1,162 bzw. 1,154 fast gleich.

Teerkammer

POOR
COPY 21

Die Gesamtausbeute beträgt	1.-8.1939:	6.-8.1940:
für die Benzineinlagerung	84,1 %	77,2 %
Leichte Treibstoffe tatsächlich	90,9 %	90,6 %
Leichte Treibstoffe möglich	92,0 %	90,93 %

100-%iger Wasserstoffverbrauch	1.-8.1939:	6.-8.1940:
für die t Benzineinlagerung	821,7	1069,9
f.d. t Leichte Treibst.mögl.Erzeugg.	740,9	850,4

Hy.-Rückgas in m ³ mit 1000 kcal/m ³	1.-8.1939:	6.-8.1940:
f.d. t Benzineinlagerung	2 437 t	4 320,8 t
f.d. t leichte Treibst. tats.	1 332,6 t	1 416,2 t
f.d. t leichte Treibst. mögl.	1 141,1 t	1 206,8 t

Der Anfall an Rückgas für die t Benzineinlagerung steigt bei der L-Bi-Fahrweise um fast 50 % an.

Teerkammern:

Das Einspritzprodukt der Teerkammern wies in der Zeit der LB-Erzeugung folgende Daten auf:

Asphaltgehalt	1,2 %
Phenolgehalt	2,2 %
Anilinpunkt	53,6°C

der Teerabstreifer:

ein spez.Gewicht von	0,907/30°
Asphaltgehalt	-
Phenolgehalt	0,93 %
Anilinpunkt	46,4°C

Bei den vergleichbaren Daten ergibt sich folgendes Bild:

Benzin-Kammern:

Die
Ölne
volu
Ausb
Verb
Wass
Die
mögl
bela
bezw
prod
Prod
Das
o,8
von
zei
ein
Ofer
Aus
Bed
Anf
Phe
Kon
A-M
B-M
f.
Fri
Bi-

	1.-8.1939:	6.-8.1940:
Die Ofenleistung in t Mittelölneubildung/h u. m ³ Ofenvolumen betrug	0,312	0,252
Ausbeute	88,1 %	87,1 %
Verbr. an Reinigungsmasse kg/t	1,719	1,931
Wasserstoffverbrauch 97-%ig	585,9	616,4

Die Sumpfphase kann bei der L-Bi-Produktion infolge der nicht höher möglichen Belastbarkeit der B-Benzin-Kammern nur sehr viel geringer belastet werden als bei Auto-Benzin. Der erhöhte Verbrauch an llo₂ bzw. Wasserstoff ist auf die Erhöhung des Asphaltgehaltes im Einsatzprodukt bzw. auf das höhere spez. Gewicht des zum Einsatz gelangenden Produktes zurückzuführen.

Benzin-Kammern:

Das A-Mittelöl zeigt bei der L-Bi.-Produktion ein spez. Gewicht von 0,854, einen Phenolgehalt von 5,69 %; das B-Mittelöl ein spez. Gewicht von 0,809 und einen Phenolgehalt von 1,21 %. Der gesamte Benzinabstreifer zeigt ein spez. Gewicht von 0,757 mit einem Phenolgehalt von 0,76 % und einem Anilinpunkt von 51,5°. Die Anteile bis 150° betragen 49,2 %.

	1.-8.1939:	6.-8.1940:
Ofenleistung	0,344	0,239
Ausbeute	94,23 %	94,88 %
Bed. an Frischg. 97% H ₂ m ³ /t	487,9	696,3
Anfall Hy-Gas m ³ /t	2387,5	5552,9
Phenolred. i. d. A-Mittelölka.	67,9 %	69,92 %
" " B-Mittelölka.	98,56 %	98,84 %
Kontaktbelstg. A-Mittelölka.	0,678 kg/l u.h	0,570 kg/l u.h
" B-Mittelölka.	0,567 kg/l u.h	0,708 kg/l u.h
A-Mittelölbed. f. l t Bi-Einl.	1,151	1,274
B-Mittelölrückführung f. l t Bi-Einlagerung	0,685 t/t	1,325 t/t
Frischgasbed. m ³ /t f. l t Bi-Einlagerung	484,4	698,9

Energien:

Hy-Gasanfa

Besonders bemerkenswert ist das Ansteigen der B-Mittelöl-Rückführung von 0,685 auf 1,325 t/t. Bedingt ist diese hohe Rückführung durch den tiefen Siedepunkt des L.-Bi.'s bei ca. 140°. Hierdurch steigt die Kontaktbelastung der B-Mittelölkammer bis auf 0,7 kg/l u.h an. Die bessere Phenolreduktion der A-Mittelölkammer ist mit der geringeren Belastung der A-Mittelölkammer zu erklären.

Energien:

Für die t Benzineinlagerung wurden benötigt:

	1.-8.1939:	6.-8.1940:
Heizgas	1 090,5 m ³	1 324,9 m ³
Hochdruckdampf	0,356 t/t	0,553 t/t
Niederdruckdampf	2,544 t/t	2,738 t/t
Elektrische Energie	1 078,7 kWh	1 465,0 kWh
Frischwasser	47,55 m ³ /t	83,15 m ³ /t
Kühlwasser	242,2 m ³ /t	293,8 m ³ /t
Trinkwasser	3,866 m ³ /t	5,154 m ³ /t
Kondensat	0,124 m ³ /t	0,150 m ³ /t

Der höhere Bedarf an Heizgas erklärt sich aus der damit ungünstigeren Belastung der Teerkammern. Bei dem Wasserbedarf ist zu berücksichtigen, dass die Zahlen für 1940 sich nur auf die Sommermonate beziehen, während 1939 die Wintermonate mit berücksichtigt wurden.

Hy-Gasanfall in der Gesamthydrierung:

	1.-8.1939:	6.-8.1940:
Sumpphase	21 972,3 m ³	25 495,3 m ³
Gasphase	37 321,2 m ³	73 784,2 m ³
Gesamthydrierung	59 293,5 m ³	99 279,5 m ³
tatsächl. Hy-Gasanfall für 1 t Bi-Einlagerung	2 452,0 m ³	4 330,6 m ³
H ₂ -Ersparnis durch Rückkompression	61,68 m ³ /t	92,65 m ³ /t

POOR COPY 21

Teerkammern:

Benzinkammer:

De
we
is

Au
an
an
mi
mi
Be
Ve
He
el

Au
an
an
Au
an

Fr
Hy
f.

Di
ka
Di
ka

de
Ze

P
C

Der Hy-Gasanfall steigt im wesentlichen in der Gasphase an, was auf die wesentlich erhöhte Einspritzung der B-Mittelöl-kammer zurückzuführen ist.

Teerkammern:

	<u>1.-8.1939:</u>	<u>6.-8.1940:</u>
Ausnutzungsgrad an Betriebsstunden %	91,41	95,88
an Leistung %	73,63	61,63
mittlere Einspr.Ka. 1 m ³ /h	19,17	16,26
mittlere Einspr.Ka. 2 m ³ /h	19,30	20,81
Bed.an Rückkühlwasser	7,6	17,7
Verbr.H ₂ m ³ /t Mittelölneubildung	590,2	616,4
Heizgas m ³ /t	415,1	438,4
elektr.Energie kWh/t	191,1	197

Benzinkammern:

	<u>1.-8.1939:</u>	<u>6.-8.1940:</u>
Ausnutzungsgrad an Betriebsstunden A-Ka. %	98,73	100
an Betriebsstunden B-Ka. %	98,79	100
Ausnutzungsgrad an Durchsatz A-Ka. %	95,78	81,48
B-Ka. %	78,62	101,15
Frischgasbed.f. 1 t Benzin	487,9 m ³	696,27 m ³
Hy.-Gasanfall	34 181,9 m ³	71 033,4 m ³
f.1 t Hochdruckbenzin	2 387,6 m ³	5 552,9 m ³

Dieser Anstieg ist bedingt durch die höhere Belastung der B-Mittelöl-kammer und bedingt einen höheren Anfall an Treibgas.

Die Phenolreduktion der A-Mittelöl-kammer beträgt:

	<u>1.-8.1939</u>	<u>6.-8.1940</u>
der B-Mittelöl-kammer in den gleichen Zeiten	67,27 %	69,92 %
	96,48 %	98,84 %

Hy.-Hochdruck

Hy.-Nieder

Allgemeine

Die elektrische Energie steigt von 79,4 auf 150,5 kWh an, wobei der Anteil des Vorheizers der B-Mittelölkammer massgebend beteiligt ist:

1.-8.1939:	6.-8.1940:
16 kWh	76 kWh.

Hy.-Hochdruck Gesamt:

Für die t Benzineinlagerung wird benötigt an:

	1.-8.1939:	6.-8.1940:
Heizgas m ³ /t	251,8	283,7
Hochdruckdampf kg/t	24,8	39,6
Niederdruckdampf kg/t	166,3	160,3
elektr. Energie kWh/t	213,9	278,3
Kaltwasser m ³ /t	5,46	11,0 V
Kühlwasser m ³ /t	9,9	17,0
Trinkwasser m ³ /t	0,333	0,406

Hy.-Niederdruck:

Allgemeines:

Die durchschnittliche Produktion an Flugbenzin betrug 12 739 t. Dies entspricht einer jährlichen Teerverarbeitung von 216 000 t Teer + Leichtöl. Die Erzeugung im Monat August mit 14 406 t entspricht einer Teerverarbeitung von 243 000 jato. Demgegenüber liegt die durchschnittliche Autobenzinerzeugung bei 14 318 t, entsprechend einer Teerverarbeitung von 218 000 jato.

Der Treibgasanfall bezogen auf die tatsächlich erzeugte Benzinmenge ergibt folgendes Bild:

	L - Benzin:	Auto-Benzin:
Propan	5,9 %	4,25 %
Butan	17,8 %	5,05 %
Insgesamt	23,7 %	9,30 %

Teerschleudere

Der I
in d
gung
Produ
der I
Teer

Bei
der
eine
Leis
ist
die
bess
te v
halt
Ausr
der
stel
die
auf
der
der
Bei
lich

Der Produkt-Faktor, bezogen auf die tatsächliche Benzinerzeugung liegt in den L-Benzin-Monaten bei 1,414, während er bei der Auto-Benzinerzeugung bei 1,269 liegt.

Bezogen auf die Einlagerung leichter Treibstoffe ist der Produktfaktor bei der L-Benzinerzeugung mit 1,143 noch besser als bei der Auto-Benzinerzeugung mit 1,161. Das bedeutet, dass aus 100 Teilen Teer + Leichtöl entstehen:

	bei Audi:	bei LBi:
Benzin	78,7 Teile	70,7 Teile
Treibgas	7,2 "	16,8 "
Benzin + Treibgas	85,9 "	87,5 "

Teerschleuderei:

Bei der Durchsicht der Zahlen der Teerschleuderei fällt besonders auf der enorme Abfall in der Leistung einer Schleuder. Während die Leistung einer Schleuder in den Auto-Benzin-Monaten bei 4,61 t/h lag, ist diese Leistung in den L-Benzin-Monaten auf 2,75 t/h abgefallen. Diese Tatsache ist nicht etwa durch einen Unterschied in der Fahrweise, bedingt durch die Herstellung anderer Produkte, zu erklären, sondern beruht auf einer besseren Ausschleudung des Rohteeres. Durch längere Schleuderzeit sollte versucht werden, den Feststoffgehalt des Frischteeres unter 0,1 % zu halten. Die längere Schleuderzeit bedingt natürlich eine weit grössere Ausnutzung der vorhandenen Zentrifugen. Bei der Audi-Herstellung betrug der Ausnutzungsgrad an Betriebsstunden 58 %, während er bei der L-Bi-Herstellung auf 86,5 % gestiegen ist. Als Folge hiervon ist natürlich auch die Menge des ausgeschleuderten Rückstandes gestiegen von 0,3 % (bezogen auf Roh-teer) auf 0,97 %. In absoluten Mengen ausgedrückt fielen bei der Audi-Herstellung monatlich 43,5 t Schleuderrückstand an, während bei der L-Bi-Herstellung 127 t ausgeschleudert wurden.

Bei sämtlichen übrigen Zahlen der Teerschleuderei ist kein wesentlicher Unterschied festzustellen.

Teerdestilla

Benzindesti

Teerdestillation:

Der Durchsatz durch die Teerdestillation betrug in den L-Bi-Monaten 3,207 t/t L-Bi, gegenüber 2,80 t bei der Aubi-Herstellung. An der Vergrößerung dieses Destillationsfaktors sind mehrere Faktoren beteiligt; z.B. steigt der Rückstandaufarbeitungs-Faktor der Teerkammern von 2,268 t/t (Aubi) auf 2,340 t/t (L-Bi) an. Besonders ungünstig lag der Destillationsfaktor im Monat Juli mit 3,151. Dies ist hauptsächlich darauf zurückzuführen, dass die A-Mittelöl-Vorräte um 702 t anstiegen. Einen weiteren Einfluss übt nach unseren Erfahrungen der TTH-Rückstand aus. Zum Einsatz gelangten in den L-Bi-Monaten 5,6 ; 7,5 und 7,3 % bezogen auf das eingesetzte Rohprodukt.

An den spezifischen Energieverbräuchen ist, da sich auch an der Fahrweise der Teerdestillation nichts geändert hat, kein Unterschied zu bemerken.

Benzindestillation:

Den grössten Unterschied in den beiden Fahrweisen zeigen die Benzindestillationen. Allerdings sind hier die Unterschiede auch derartig krass, dass man kaum einen Vergleich ziehen kann; besonders auch dadurch, dass während der L-Bi-Fahrweise die Wilke- und Koppers-Benzindestillation teilweise kombiniert gefahren wurden.

Der Durchsatz durch die Benzindestillationen an Benzinabstreifer beträgt bei der Aubi-Herstellung 1,708 t/t. Er steigt bei der L-Bi-Herstellung auf 2,40 t/t an. Die Ursache ist eine weit stärkere B-Mittelölrückführung bei der L-Bi-Herstellung. Diese beträgt 1,325 t/t gegenüber einer B-Mittelölrückführung bei Aubi-Herstellung von 0,684. Während bei der Aubi-Herstellung die Fahrweise vollkommen gleichmässig vor sich ging, wurde bei der L-Bi-Erzeugung folgende Fahrweise durchgeführt:

Im Juni wurde der Benzinabstreifer zum Teil in der B₁-Anlage vorstabilisiert, in der B₂- und D₁-Anlage destilliert und das Destillat in der D₂-Anlage nachstabilisiert, während der andere Teil in der D₁-Anlage destilliert und in der D₂-Anlage nachstabilisiert wurde.

Benzinwäscher

Im Juli wurde der Benzinabstreifer zum Teil in der D₁-Anlage direkt destilliert und in der D₂-Anlage nachstabilisiert, während in der letzten Monatsälfte ein Teil in der B₁-Anlage vorstabilisiert wurde. Die B₂-Anlage setzte nur 315 t durch und wurde dann abgestellt.

Im August wurde der gesamte Abstreifer in der B₁-Anlage vorstabilisiert, in der D₁-Anlage destilliert und zum Teil in der D₂-Anlage nachstabilisiert. Ein Teil des Destillates der D₁-Anlage ging direkt zur Benzinwäsche.

Trotz der Kompliziertheit der Fahrvorgänge ist versucht worden, einen Vergleich in den Energie-Verbräuchen zu ziehen. In der folgenden Tabelle bedeutet die erste Zahl die Verbräuche der gesamten Hydrierung, die zweite Zahl stellt den Verbrauch der Benzindestillationen B₁, B₂, B₃, D₁ und D₂ dar.

	L-Bi:		Au-Bi:	
Hochdruckdampf	446	392	326	209 kg/t
elektr. Energie	1184	62	1057	37,8 kWh/t
Kaltwasser	67	20	45,9	10,9 m ³ /t
Rückkühlwasser	238	34	241,6	28,74 m ³ /t

Benzinwäsche:

Durch die erhöhte B-Mittelöl-Rückführung, bedingt durch das niedrige Abschneiden des L-Benzins, gelangt der grösste Teil der Phenole nicht mehr in das L-Bi, sondern geht mit dem B-Mittelöl zurück in die Benzin-kammern und wird dort reduziert. Daher steigt der Natronlauge-Verbrauch von 2,124 kg/t L-Bi auf 7,68 kg/t bei der Aubi-Fahrweise an.

Die Tankverluste, bezogen auf die eingelagerte Benzinmenge, lagen bei der LB-Erzeugung bei 0,578 %, während sie bei der Aubi-Erzeugung infolge des höheren Dampfdruckes bei 0,827 lagen.

In der Treibgasgewinnungsanlage wurde während der LB-Monate nur die Hälfte des eingelagerten Butans gewonnen, während die andere Hälfte direkt aus der D₂-Anlage in das Tanklager gepumpt wurde.

Der Anfall des EG 22 beträgt bei LB 213 kg/t Benzin, während bei Aubi nur 152 kg/t Benzin anfallen.

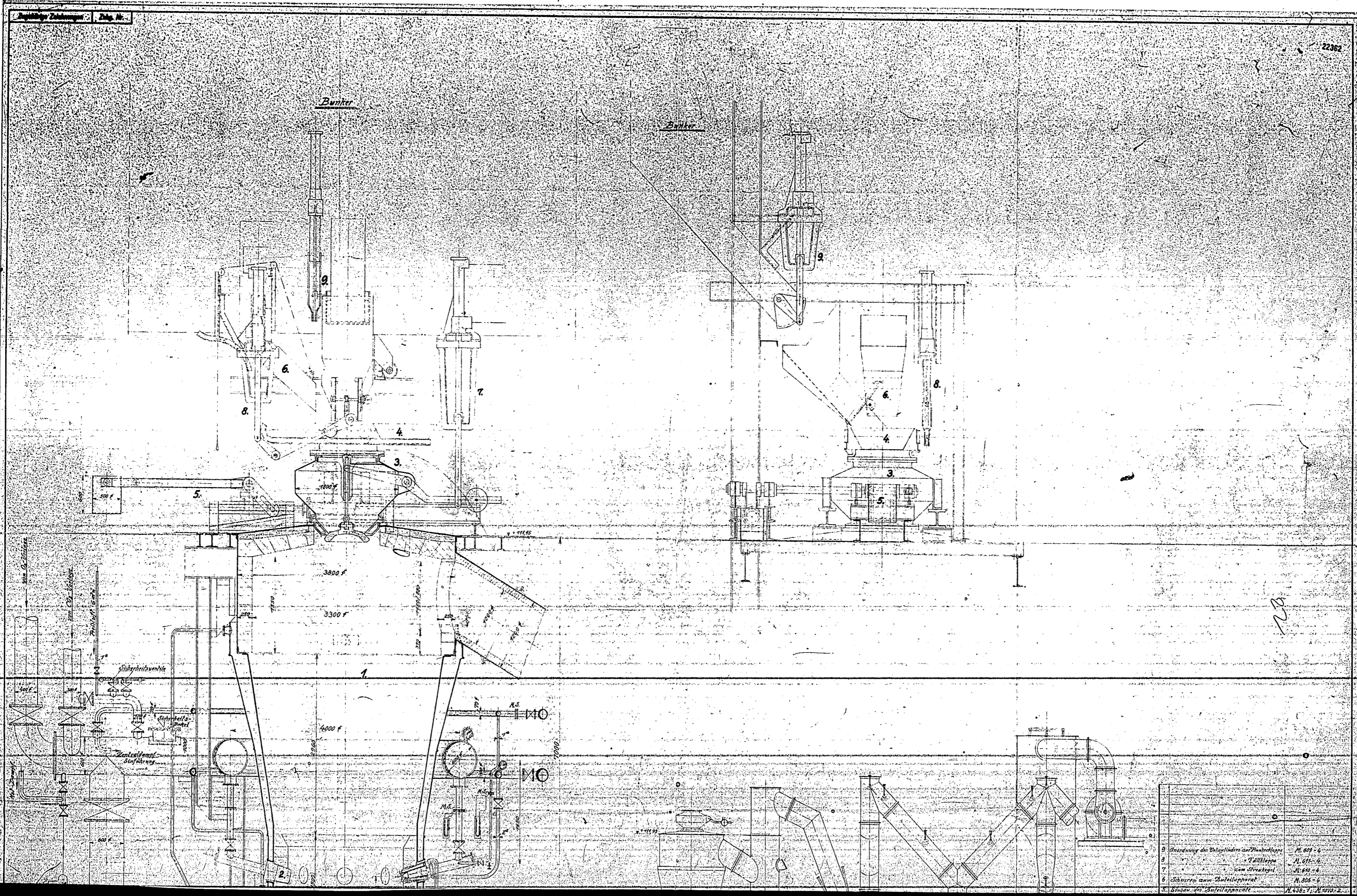
22361

In der Treibgasabfüllung war eine wesentliche Steigerung des Versandes zu verzeichnen. Es wurden abgefüllt zum Teil in Flaschen, zum Teil in Kesselwagen:

	Anbi	LB
Treibgas	1208 Spitze 1522	2585 Spitze 2918
Propan	26	72
Butan	40	175
Gesamt:	1274	2832

=====

Ø: 2 x Dr. Hochschwender
WL
BA
TA/BK
Dr. Schneider
Dr. Schwitzer
D. I. Hausmann
Dr. Vollmer
D. I. Vollmer



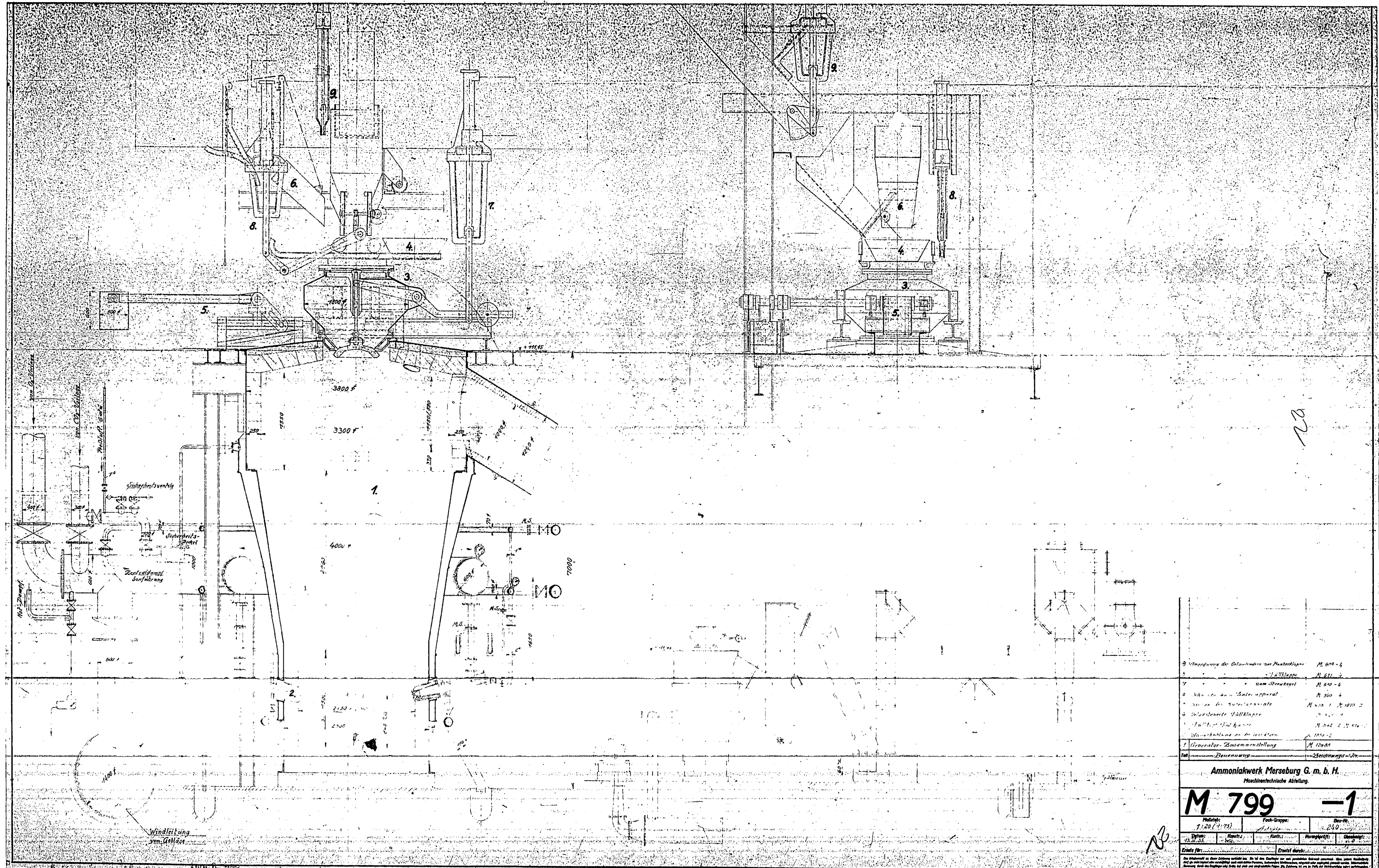
22362

Bunker

Bunker

9	Abänderung des Verteilnetzes von Thunberg	N. 609 - 4
8	Füllbehälter	N. 610 - 4
7	von Strickberg	N. 610 - 4
6	Stehrohr zum Verteilnetze	N. 609 - 4
5	Stehrohr zum Verteilnetze	N. 609 - 4

POOR COPY 22



9	Umschaltung der Drehmaschine von Handkurbel	M. 800-4
8	von Struktural	M. 650-4
7	von Struktural	M. 650-4
6	von Struktural	M. 650-4
5	von Struktural	M. 650-4
4	von Struktural	M. 650-4
3	von Struktural	M. 650-4
2	von Struktural	M. 650-4
1	Generator-Zusammenstellung	M. 1200
Benennung		Zeichnungs-Ver.

Ammoniakwerk Merseburg G. m. b. H.
 Maschinenbauteilzeichnung

M 799 -1

Titel	Zeichnungs-Gruppe	Blatt-Nr.
1:20 (1:75)	1:1	210
Zeichner	Gezeichnet	Geprüft
W. S.	H. S.	H. S.

Erläuterung: ...
 Die Abbildung ist eine Zeichnung ...
 Die Abbildung ist eine Zeichnung ...

POOR COPY 22

23-A

22363

Hochdruckversuche

Ludwigshafen/Rh., den 14. Februar 1944.

Dr. Wa./E.

Zurück an
Vorzimmer Dir. Dr. Pflor

Über die Körnung von Brikettierkohlen.
(Steinkohlen).

Die handelsüblichen Briketts bestehen in der Regel aus Magerkohlen (Ausnahme: In Oberschlesien und an der Saar, wo auch gaareiche Kohlen brikettiert werden). Sie dienen als Hausbrand in Form von Eisern und Kissen und als Lokomotivbrand in Form von Preßkohlen (Würfel und ähnliche Formen). Als Bindemittel wird weit überwiegend Steinkohlenpech verarbeitet. (Jahresverbrauch 1937 an Pech 450 000 to). Ihrem Zweck entsprechend muß darauf hingewirkt werden, mit möglichst wenig Bindemittel die geforderten Festigkeiten zu erreichen; es wird Transportfähigkeit und Feuerstandfestigkeit verlangt.

Die Erfahrung der Brikettfabriken hat gezeigt, daß man mit 6 bis 7,5 % Pech auskommt. Es ist leicht einzusehen, daß der Pechverbrauch dabei von der angewandten Kohlenkörnung abhängig ist und zwar derart, daß mit zunehmender Feinheit der Pechverbrauch ansteigt; die Oberflächenentwicklung wächst umgekehrt mit dem Korndurchmesser. Danach müßte die größte Kohle die geeignetste sein.

Der Körnung ist aber nach oben eine Grenze gesetzt durch die Preßformgröße und die Füllwege. Praktisch liegt die obere Korngrenze bei 5 (- 8)mm.

Die Brikettschmelzung muß die gleichen Anforderungen an die Briketts stellen. Dazu tritt aber eine weitere Bedingung: Der bei der Schmelzung entstehende Brikettkoks muß auch im Gefüge nach der Schmelzung fest sein. Damit wird die Frage der Körnung mit den Schmelzeigenschaften der Kohle in zweifacher Weise verbunden.

Erstens darf eine backarme Kohle nicht in zu grober Körnung angewandt werden, weil das aus solchen Körnern entstehende mürbe oder rissige Kokskorn eine Schwachstelle im Brikettkoks darstellt. Es muß also mindestens die backarme Kohle in der Brikettiermischung feiner gemahlen sein.

Zweitens muß das Brikettierbitumen (z.B. Anhydrierte Kohle), nachdem es seine Aufgabe als Brikettiermittel erfüllt hat, noch die andere Aufgabe als Schmelzfluß- oder Kittmittel bei der Schmelzung erledigen. Die Brikettierung verlangt als Minimum 6 bis 7 % Bindemittel; soviel Schmelzmittel wird also wenigstens eingebracht. Es gibt aber back-

12/24/74

arme (gas-
die mit 6 l
Für solche
ses ist ab
in das Kohl
bedeutet, d
Kern vom zu
Korn noch e
soll, je ba
an Brikett
das ganze
nun die Pra
soll, um ei
den Kornver
zeigt, bei
getragen ist

Siebdurchga
100
%
50
0

POOR
COPY

23 A

PO
CO

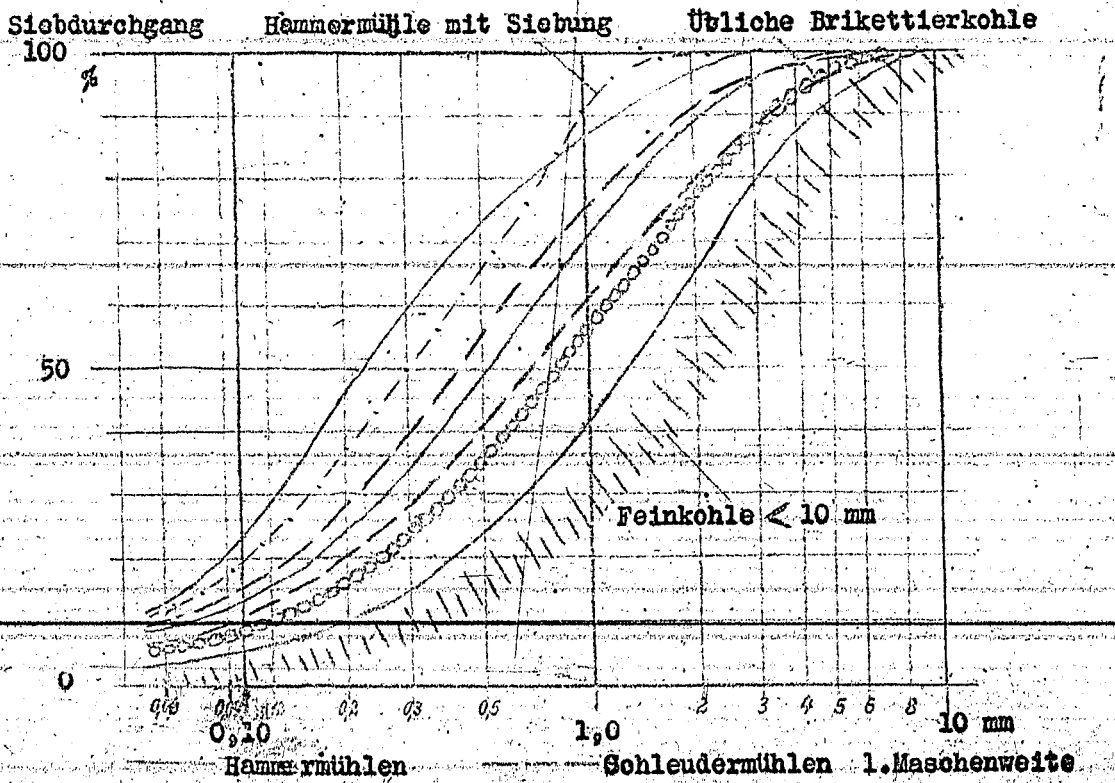
arme (gas- und teerreiche) Kohlen mit Backzahlen unter etwa 8 (nach Damm) die mit 6 bis 7 % Schmelzmittel keine genügende Koksfestigkeit erbringen. Für solche Kohlen ist dann ein höherer Gehalt an Bindemittel nötig. Dieses ist aber in feinkörniger Kohle entsprechend leichter unterzubringen.

Die Eindringtiefe (Erweichungs- oder Schmelztiefe) des Bitumens in das Kohlekorn beträgt bei der Spülgasschwelung etwa 0,5 bis 1 mm. Das bedeutet, daß ein Kohlekorn von 2 mm Durchmesser noch bis nahe an den Kern vom zugesetzten Bitumen Nutzen hat, daß aber ein doppelt so großes Korn noch einen beträchtlichen mürben Kern behält.

Aus diesen Gründen folgert, daß die Kohle um so feiner sein soll, je backärmer sie ist.

Immerhin gibt es eine Reihe von Kohlen, die mit dem Minimum an Brikettiermittel auskommen und - zum Teil wenigstens - nicht einmal das ganze Brikettiermittel als Schmelzmittel nötig haben. Damit tritt nun die Frage auf, wie die Körnung und Kornverteilung der Kohle sein soll, um ein gutes Brikettgefüge zu erhalten.

Die beim Mahlen von Kohlen mit verschiedenen Mühlen auftretenden Kornverteilungen sind sich ziemlich ähnlich, wie folgende Darstellung zeigt, bei der die lichte Maschenweite gegen den Siebdurchgang in % aufgetragen ist.



Das
heit etwa fe
griffe (z.B.
gen zwischen
5 Größtkorn.
Wi
gen heraus,
bezeichnen.
(wobei Kugel

Siebdurchgang
100
%

50

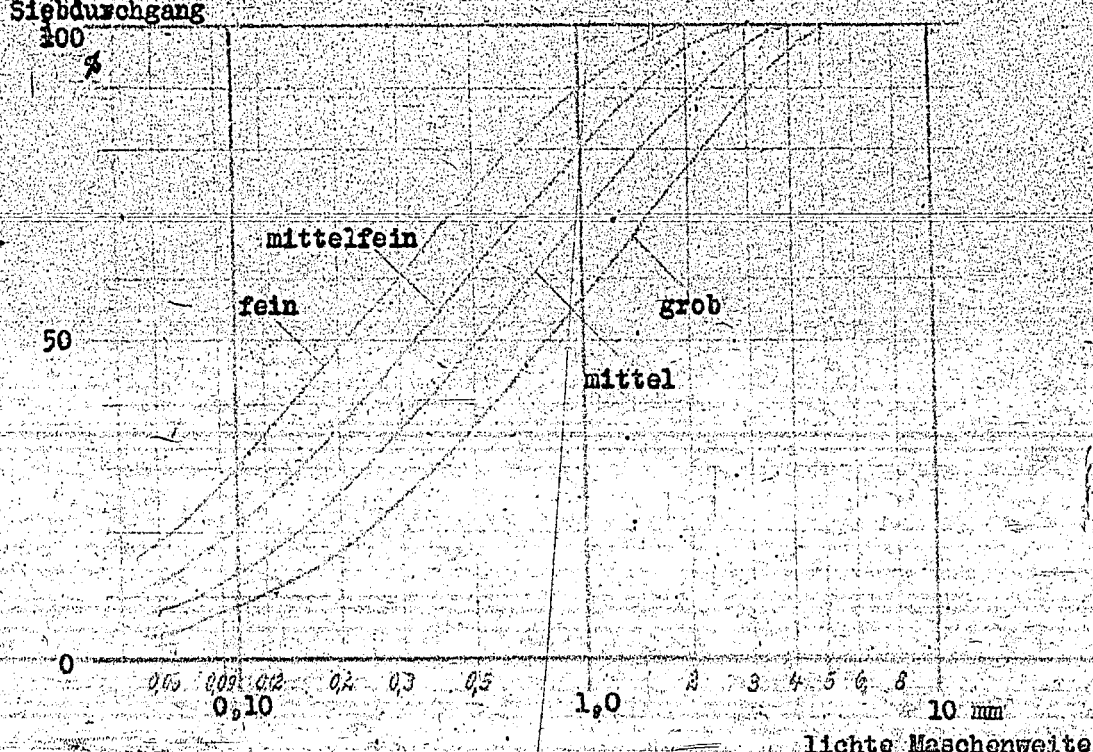
Das
das zwischen
benden Zwiac
die noch über
berücksichtigt
Koksfüges

POOR COPY 23 A

POOR COPY

Danach liegt also der Kurvenszug für eine geforderte Mahlfine-
 heit etwa fest, d.h. die Kornverteilung läßt sich ohne besondere Ein-
 griffe (z.B. Siebung) nur wenig beeinflussen; rund 20 % des Kornes lie-
 gen zwischen G_{75} und $\frac{1}{2} G_{75}$ und etwa 50 bis 60 % liegen unter
 $\frac{1}{2} G_{75}$.

Wir greifen nun aus dem in Frage kommenden Gebiet vier Körnun-
 gen heraus, die wir als „grob“, „mittel“, „mittelfein“ und „fein“
 bezeichnen. Die Oberflächen betragen dann 46, 34, 25 und 16 m^2/kg Kohle
 (wobei Kugeln von der Wichte 1,3 angenommen sind).

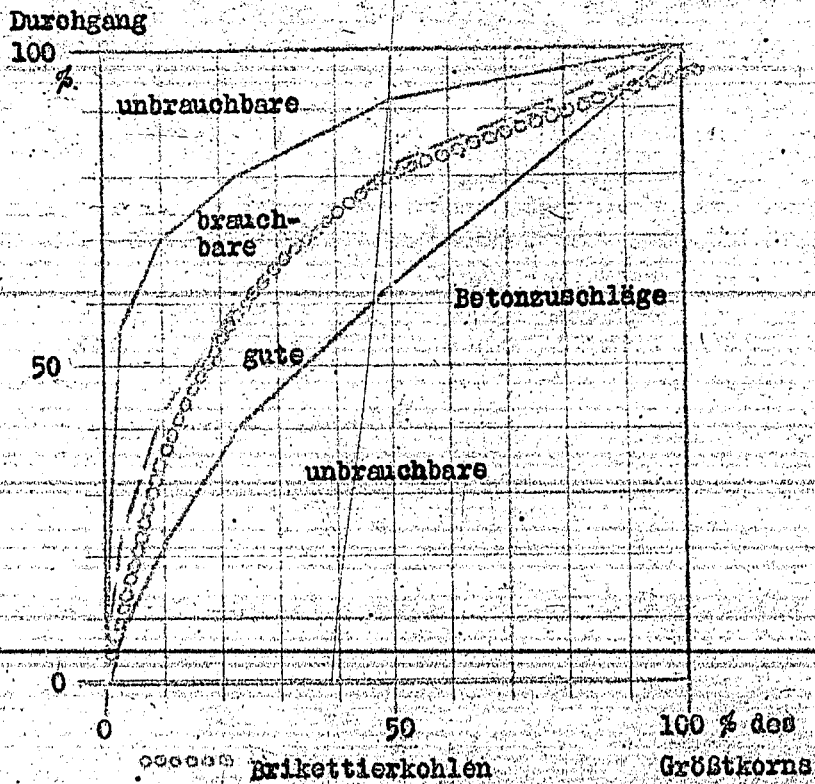


Die Kohlenkörner werden sich beim Brikettieren wohl so lagern,
 daß zwischen den groben Körnern kleinere einlagern, in die noch verblei-
 benden Zwischenräume lagern sich noch kleinere usw., schließlich werden
 die noch übrigen Poren durch das Bindemittel gefüllt; dabei ist aber zu
 berücksichtigen, daß das feinste Korn nicht mehr als Bestandteil des
 Kokagefüges angesehen werden kann, sondern eher als Füller für das Binde-

mittel. Die Fy-
 hon werden; al-
 wenn die mittl-
 Die rechnerisc-
 einem groben l-
 Mage
 wie Briketts;
 binden), also
 serüberschuß v-
 gen hinsichtl-
 vor, die ihre-
 korn der Zusd-
 Brikettierkoh-
 lassen sich d-
 Kornverteilun-
 die relativen
 lung zeigt, w-
 gen sein soll-
 einfügt; dazu

mittel. Die Füller können aber nicht mehr als Oberflächenträger angesehen werden; sie sind vielmehr als Streckmittel des Kittes zu betrachten, wenn die mittlere Filmdicke des Kittes größer ist als ihre Korndicke. Die rechnerische Behandlung führt zu keinem Ziel; aber ein Vergleich mit einem groben Modell hilft hier weiter, der Vergleich mit Beton.

Magerer Stampfbeton hat vergleichsweise ein ähnliches Gefüge wie Briketts; er enthält etwa 4,5 % Zement, etwa 1,5 % Wasser (zum Abbinden), also etwa 6 % Bindemittel und zur Verarbeitung noch einen Wasserüberschuß von 2 bis 2,5 %. Für Betonzuschläge (Kies-Sandgemenge) liegen hinsichtlich der besten Kornverteilung zahlreiche Untersuchungen vor, die ihren Niederschlag im Din-Blatt 1045 gefunden haben. Das Größtkorn der Zuschläge erreicht dabei 30 mm, während die zu vergleichenden Brikettierkohlen ein Größtkorn von etwa 1,5 bis 4 mm besitzen. Trotzdem lassen sich die beiden Körnungen miteinander vergleichen, wenn man die Kornverteilung nicht auf die absoluten Korngrößen (in mm), sondern auf die relativen Korngrößen (Größtkorn = 100) bezieht. Die folgende Darstellung zeigt, wie (nach Din 1045) die Körnungverteilung von Betonzuschlägen sein soll und wie die Kornverteilung von Brikettierkohle sich darin einfügt; dazu ist zu bemerken, daß die Kornverteilungen der vier ver-



schiedenen
Durchgangs
merklichen
angenommen
scharf beg
Siebung be
überschieß
tierkohlen
beschten,
Gebiet bra
Kornverte
teile.
rungen si
tragen la
lenbriket
bestimmun
seits her
schaften
backfähig
armer Koh
drierter
nung „ mi
die „ gro
flüssens
einen gut
hierbei d
reichte d
Schwelen
ist also
auch bei
Anreicher
Schwelen
gemenge l

verschiedenen Kohlenkörnungen sich nahezu decken, wobei als Größtkorn die Durchgangsgrenze von 95 % angenommen ist, 5 % sind also mit zum Teil merklichem Unterschied größer als die Größtkorngrenze. Diese Grenze muß angenommen werden, weil zwar Betonzuschläge nach oben durch Siebung scharf begrenzt sind, aber Brikettierkohlen in der Regel nicht durch Siebung begrenzt werden, sondern je nach Art der Mahlung einen kleinen überschießenden Anteil an Überkorn enthalten. Man sieht, daß die Brikettierkohlen noch im Gebiet der guten Kornverteilung liegen. Dabei ist zu beachten, daß an das Gebiet guter Kornverteilung sich nach oben noch ein Gebiet brauchbarer Kornverteilung anschließt, während nach unten die Kornverteilungen unbrauchbar sind, d.h. sie enthalten zuviel grobe Anteile.

Es scheint also, daß die für Betonzuschläge gemachten Erfahrungen sich auch auf die wesentlich feinkörnigere Brikettierkohle übertragen lassen. Eine Einschränkung muß jedoch gemacht werden: Steinkohlenbriketts mit Bindemittel sind poriger als Beton, wie das aus Wichtebestimmungen von Briketts einerseits und Kohlen und Bindemittel andererseits hervorgeht; die Porosität beträgt etwa 10 bis 15 %.

Ein Beispiel für den Einfluß der Kohlenkörnung auf die Eigenschaften des Schmelkokses bietet eine Mischung (1 : 1) aus ziemlich backfähiger Kohle (Mathildengrube, Backzahl nach Damm : 11) und aus backarmer Kohle (Cleophasgrube, Backzahl nach Damm : 5), die mit 8 % anhydrierter Kohle einmal in der Körnung „groß“ und zum andern in der Körnung „mittel“ brikettiert und mit Spülgas verschwelt wurde. Während die „grobe“ Körnung einen mürben, nicht gebackenen, also auch nicht geflossenen, schlechten Koks ergab, lieferte die „mittlere“ Körnung einen guten, nicht nur gebackenen, sondern auch geflossenen Koks. Obwohl hierbei der mittlere Korndurchmesser nur im Verhältnis 3 : 2 kleiner war, reichte die Verfeinerung des Gemenges aus, um festen Koks zu erhalten.

Im allgemeinen nimmt die Formfestigkeit der Briketts beim Schmelzen mit abnehmender Korngröße ab. Im Hinblick auf diese Eigenschaft ist also die Verwendung gröberer Korngößen vorzuziehen. Zu grobes Korn hat, auch bei Verwendung geeigneter backfähiger Kohle, eine stärkere örtliche Anreicherung von Bindemittel zur Folge. Da aber die Bindemittel bei der Schmelzung einen schaumigen Koks ergeben, wird sehr grobes Brikettiergemenge leicht blasig; dadurch wird die Koksfestigkeit vermindert.

W. W. W. W. W.

W. W.

Herrn
Dr.-Ing. W.
Verein für
Interessen

Essen
Friedrichst

TV 26

Hochdruckve

Sehr geehr

Nachstehend

Berechnunge

Die angegeb

im allgemei

1) Vergaste

Menzenv

Rohanal

Brenn

Asche

Wasse

Alumina

Kohle

Wasse

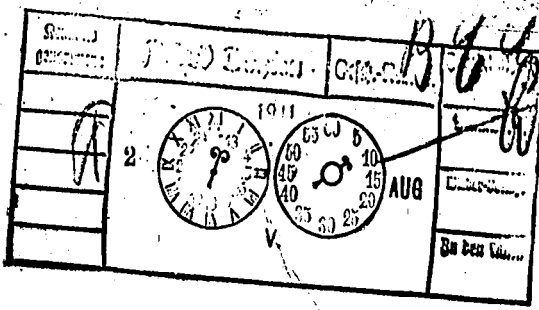
Schwe

Sauer

POOR COPY 23 A

POOR COPY

23-B 22368



Herrn
Dr.-Ing. W. G u m s
Verein für die bergbaulichen
Interessen
E s s e n
Friedrichstrasse 2

21. AUG. 1941
Postausgang
We

TV 26

12.8.1941

Dr. Gr/S

20.8.1941

BGG 24 127/41

Hochdruckvergasung

Sehr geehrter Herr Dr. Gunz!

Nachstehend übermittle ich Ihnen die gewünschten Angaben für Ihre Berechnungen.

Die angegebenen Zahlen, die dem Großgaswerk Böhlen entstammen, sind im allgemeinen die Mittelwerte des letzten Halbjahres.

1) Vergaste Braunkohle

	<u>Brikettabrieb</u>	<u>Trockenknorpel</u>
<u>Mengenverhältnis</u>	48,6 %	51,4 %
<u>Rohanalyse</u>		
Brennbare:	75,3 %	69,1 %
Asche:	12,2 %	9,6 %
Wasser:	<u>12,5 %</u>	<u>21,3 %</u>
	100,0 %	100,0 %
<u>Elementaranalyse der Braunkohle</u>		
Kohlenstoff:	70,7 %	70,8 %
Wasserstoff:	6,0 %	6,2 %
Schwefel:	2,8 %	3,2 %
Sauerstoff und Stickstoff:	<u>20,5 %</u>	<u>19,8 %</u>
	100,0 %	100,0 %

POOR COPY 23 B

2
22369

Herrn Dr.-Ing.
W. Gums, Essen

20.8.1941

Hochdruckvorgasung

Brikettfabrik Trockenknorpe

<u>oberer Heizwert der Reinkohle:</u>	6 950 kcal	6 950 kcal
<u>unt. Heizwert der Reinkohle:</u>	6 610 kcal	6 610 kcal
<u>Körnung</u>		
0 - 2 mm:	8,8 %	11,6 %
2 - 3 mm:	5,0 %	5,0 %
3 - 10 mm:	<u>86,2 %</u>	<u>83,4 %</u>
	100,0 %	100,0 %
<u>Schüttgewicht</u>		
lose:	0,584	0,470
fest:	0,783	0,571

2) Flüchtige Bestandteile

flüchtige Bestandteile in der
Reinkohle
(Bochumer Methode):

62,8 % 62,5 %

Gasausbeute bei Entgasung:
(bei 1000°C)

308 cbm/t

Analyse des Entgasungsgases

Kohlensäure, CO ₂ :	25,4 Vol.-%
schwere Kohlenwasserstoffe, C _n H _m :	2,0 "
Sauerstoff, O ₂ :	-
Kohlenoxyd, CO:	18,9 "
Wasserstoff, H ₂ :	33,8 "
Methan, CH ₄ :	18,1 "
Stickstoff, N ₂ :	<u>1,8 "</u>
	100,0 Vol.-%

Herrn
W. Gums

3) Ver

4) un

POOR COPY 23 B

PO
CO

22370

Herrn Dr.-Ing.
W. Gums, Essen

20.8.1941

Hochdruckvergasung

3) Vergasungsmittel

Dampf: 1,31 kg/Nm³ Reingas
 Dampfdruck: 22 - 23 atü
 Dampftemperatur: 480° C
 Sauerstoff: 0,145 Nm³/Nm³ Reingas
 Reinheitsgrad des Sauerstoffes: 94 - 96 %
 Temperatur des Vergasungsmittelgemisches: 440°

4) und 5) Gas

Gasausbeute je t Reinkohle: 958 Nm³

<u>Gasanalysen</u>	<u>Rohgas</u>	<u>Reingas</u>
Kohlensäure, CO ₂ :	31,2 Vol.-%	2,5 Vol.-%
Schwefelwasserstoff, H ₂ S:	1,8 "	0,0 "
schwere Kohlenwasserstoffe, C _n H _m :	0,8 "	0,8 "
Sauerstoff, O ₂ :	0,3 "	0,3 "
Kohlenoxyd, CO:	14,5 "	20,7 "
Wasserstoff, H ₂ :	34,6 "	51,7 "
Methan, CH ₄ :	12,2 "	21,9 "
Stickstoff, N ₂ :	1,6 "	2,1 "
	100,0 Vol.-%	100,0 Vol.-%

Druck " " : 19,5 - 20 atü
 ob. Heizwert des Rohgas: 4 400 kcal

POOR COPY 23 B

Herrn
W. G

6) D

1
1

Ioh
Zahl
nich

P
C



22371

Herrn Dr.-Ing.
W. Gumb, Essen

20.8.1941

Hochdruckvergasung

6) Überschlägige Wärmebilanz

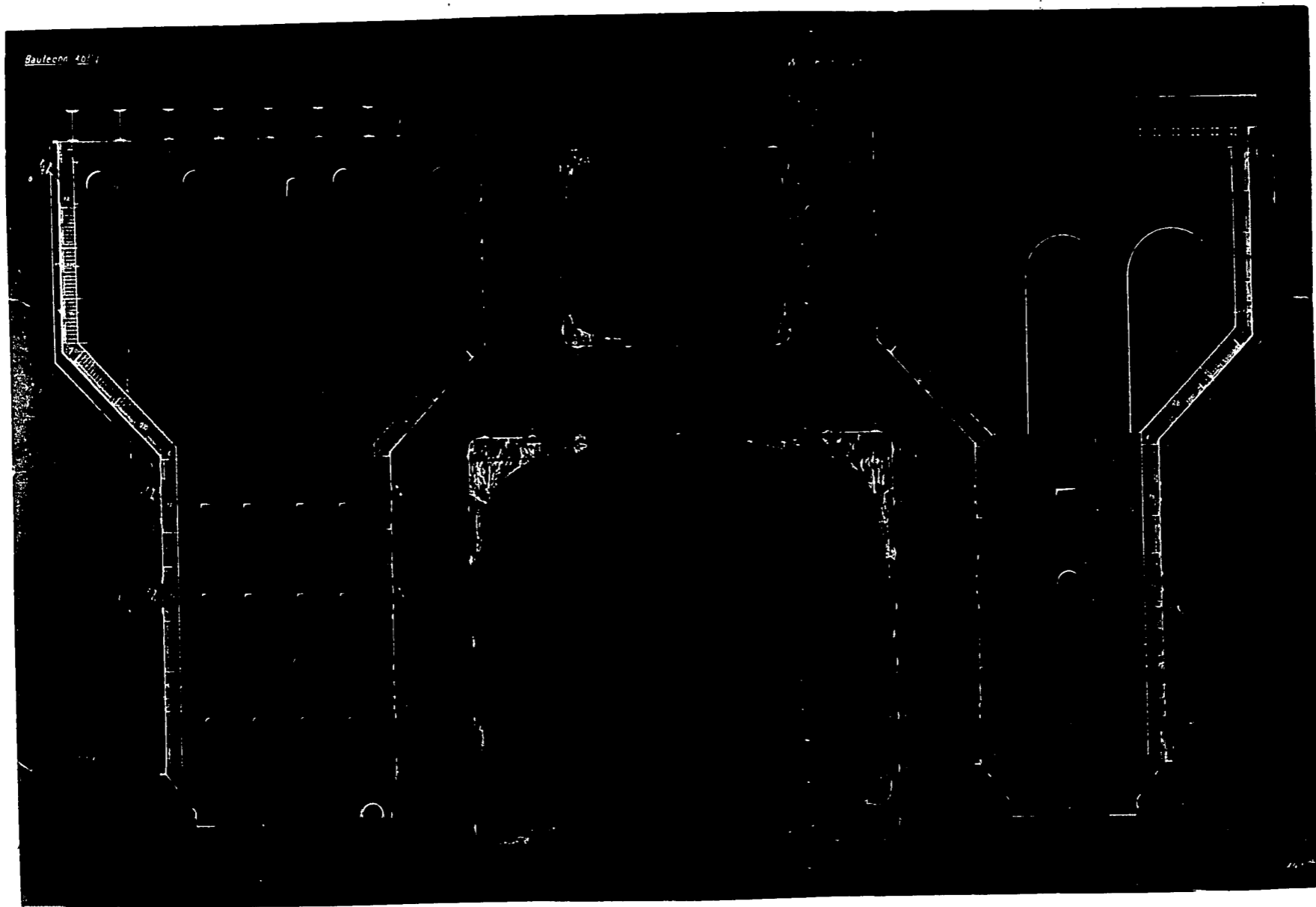
<u>Wärmeaufnahme</u>		<u>Wärmeausbringen</u>	
in der Kohle:	67 %	chem. gebunden	
im Dampf:	13 %	im Stadtgas:	53 %
		im Teer und Benzol:	21 %
		im Entspannungsgas	
		der Druckwasser-	
		wäsche:	5 %
		Verluste:	<u>21 %</u>
	<u>100 %</u>		100 %

Ich hoffe, Ihnen hiermit gedient zu haben, bitte jedoch, diese Zahlenangaben vertraulich zu behandeln und sie insbesondere nicht ohne unsere ausdrückliche Zustimmung zu veröffentlichen.

Heil Hitler!

D/BAW B6 - EC
D/BCG

POOR COPY 23 B



POOR
COPY

23 C

No.		1.000 m ³	H ₂	CH ₄	CO	CO ₂	H ₂ S	C ₂ H ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	C ₄ H ₈	C ₅ H ₁₂	C ₅ H ₁₀	C ₆ H ₁₄	C ₆ H ₁₂	C ₇ H ₁₆	C ₇ H ₁₄	C ₈ H ₁₈	C ₈ H ₁₆	to	1.000 m ³				
																							n		i	
Gesamt - Anfall:																										
1	Kohle + Teer:	Rohgase	12356,9	6111,6	741,9	638,5	1265,6	244,1	2505,2	307,7	51,8	186,1	2,6	50,9	0,0	50,9							7618,2	50908		
2		Reichgase	10684,7	720,2	106,6	158,2	2223,0	1527,3	1776,9	1455,5	70,9	1251,7	146,4	525,7	83,6	558,7	465,0	61,9	60,7	21,1	15477,9	100094				
3	1 + 2	Gesamt	23041,6	6831,8	928,5	796,7	3488,6	1771,4	4372,1	1853,2	122,7	1437,8	149,0	576,6	83,6	609,6							23041,6	150002		
4	Benzin:	Rohgase	1473,2	1005,0	201,7	7,4	0,0	2,3	195,9	9,1	0,5	26,4	0,4	18,2	0,0	6,3							580,2	5305		
5		Reichgase	1616,0	262,4	134,9	0,0	10,2	27,3	157,4	0,0	0,0	227,7	12,6	617,1		166,4	147,1			470,0			2955,8	26359		
6	4 + 5	Gesamt	3089,2	1267,4	336,6	7,4	10,2	29,6	353,3	9,1	0,5	254,1	13,0	635,3		172,7							3356,0	34164		
7	1 + 4	Kohle + Teer + Benzol:	13010,1	7116,6	943,6	645,9	1265,6	246,4	2791,1	406,8	52,3	212,5	3,0	67,1	0,0	57,2							6194,4	56213		
8	2 + 5	Reichgase	12300,7	982,6	321,5	158,2	2233,2	1554,6	1934,3	1455,5	70,9	1479,4	159,0	1226,4		725,1	674,0			552,4			18433,7	136963		
9	7 + 8	Gesamt	26110,8	6099,2	1265,1	804,1	3498,8	1801,0	4725,4	1662,3	123,2	1601,9	162,0	1235,5		782,3							26632,1	193176		
10	Teer: (mit in Kohleka. verarbeitet)	Rohgase	529,9	263,3	25,7	9,7	1,3	1,1	175,1	26,8	2,4	14,9	2,5	4,8	0,0	2,3							268,3	2391		
11		Reichgase	462,3	31,6	6,5	2,4	2,2	6,5	119,9	90,3	3,3	100,3	12,1	49,9	4,1	25,2							647,2	7015		
12	7)	Gesamt	992,2	294,9	32,2	12,1	3,5	7,6	295,0	125,1	5,7	115,2	14,6	54,7	4,1	27,5			41,4	3,8	13,3	0,3	915,5	10006		
13	1 - 10	Kohle: (Anteile Teer herausgerechnet)	11807,0	5949,3	716,2	620,8	1264,3	243,0	2420,1	370,9	49,4	171,2	0,1	46,1	0,0	48,6							14830,7	101079		
14	2 - 11	Reichgase	10222,4	688,6	180,1	155,8	2220,8	1520,8	1657,0	1357,2	67,6	1151,4	134,3	475,8	79,5	533,5								22180,6	148996	
15	3 - 12	Gesamt	22029,4	6536,9	896,3	784,6	3485,1	1763,8	4077,1	1720,1	117,0	1322,6	134,4	521,9	79,5	582,1								14794,4	15272	
16	Gesamtauswaschung in No 8 2 9 b:																									
17	davon gelangten in's: BI- Rohgas																									
18	BI- Reichgas																									
19	Reichgas - Aufteilung:																									
19	Kohle/Teer: Restgas aus Gerlach- + Lindenanlagen	3324,1	718,3	156,0	157,7	0,0	0,0	1701,2	177,2	21,3	55,4	6,1	0,9	0,0	0,0	0,9							1933,1	10533		
20	Produktion d. Gerlach- + Lindenanlagen	3322,2	-	-	-	-	-	71,5	1268,5	48,7	1189,8	130,8	603,5	-	0,4	522,3			81,2				5615,2	62267		
21	Produktion d. Gasbenzin-Irron-Anlagen 8)	543,0	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	541,2	1,8							1651,4	17505		
22	19+20+21	Eingang zum Gasbenzin - Betrieb	6800,3	718,3	186,0	157,7	0,0	0,0	1772,7	1445,7	70,0	1245,2	145,9	522,8	83,4	541,6	462,5	61,7	60,4	21,7				9199,7	99305	
23	Auswaschung in Alkacid 887/936	35,8	0,2	0,2	0,1	1,3	33,4		0,6														50,6	180		
24	Auswaschung in Alkacid 887/936	3707,0	-	-	-	2216,4	1487,6								3,0								6129,3	7720		
25	über E.G. 33 zur Kraftgasverteilung	24,0	1,7	0,4	0,4	5,3	3,5	4,2	3,4	0,2	2,9	0,3	1,1	0,2	0,4	1,0	0,2	0,1	0,0	0,0	0,0	33,1	219			
26	in die BI-Rohgase gelangt	28,6	-	-	-	0,0	2,8		5,8	0,7	3,6	0,2	1,8	0,0	13,7	1,6	0,0	0,2	0,0	0,0	0,0	65,2	670			
27	22 bis 26	Gesamte Reichgase Kohle + Teer	10684,7	720,2	186,6	158,2	2223,0	1527,3	1776,9	1455,5	70,9	1251,7	146,4	525,7	83,6	558,7	465,0	61,9	60,7	21,7				15477,9	108294	
28	Benzin:	Restgas aus Gerlach- + Lindenanlagen	563,9	262,3	134,7	0,0	0,1	0,0	151,0	0,0	0,0	10,0	0,5	5,3	-	0,0	0,0			5,3				307,8	2159	
29	1)	Produktion d. Gerlach- + Lindenanlagen	848,6	-	-	-	-	-	6,4	0,0	0,0	217,7	12,1	611,3	-	0,1	146,6	-	464,7	-				1925,3	21010	
30	Produktion d. Gasbenzin-Irron-Anlagen 8)	166,8	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	166,3	0,5							665,6	5550		
31	28+29+30	Eingang zum Gasbenzin - Betrieb	1578,3	262,3	134,7	0,0	0,1	0,0	157,4	0,0	0,0	227,7	12,6	617,1	-	166,4	147,1	-	470,0	-				2898,7	28719	
32	Auswaschung in Alkacid 887/936	35,8	0,2	0,2	0,1	1,3	33,4		0,6														50,6	180		
33	31 + 32	Gesamte Reichgase Benzol	1616,0	262,4	134,9	0,0	10,2	27,3	157,4	0,0	0,0	227,7	12,6	617,1	-	166,4	147,1	-	470,0	-				2955,8	26359	
34	Gesamte Produktion:																									
34	Kat-B: Athan* 2)	1527,0	-	-	-	-	-	17,9	1258,2	44,3	99,3	41,2	6,1	-	-	-	-	-	-	6,1	-	-	1940,8	21938		
35	20-29	Propan* 2) 3)	1473,1	-	-	-	-	-	10,3	4,4	1297,9	116,5	47,1	2,9	-	-	-	-	-	47,1	2,9	2740,0	30233			
36		Butan* 4)	1169,7	-	-	-	-	-	-	-	10,3	0,2	1120,3	38,5	0,5	635,8	32,1	483,4	6,4	2859,7	31106					
37		leicht. Gasbi* aus Irron-Anlagen	4,0	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	4,0	-	-	-	-	-	-	-	12,0	130		
38	21+30	schw. Gasbi* " " " 6)	705,8	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	703,5	2,3	-	-	-	-	-	-	2335,0	22925		
39	19 + 28	Restgase aus Gerlach- + Lindenanlagen	3568,0	980,6	320,7	157,7	0,1	0,0	1852,2	177,2	21,3	65,4	6,6	4,6	1,6	0,0			4,6	1,6	2240,9	21692				
40	23 + 32	H ₂ S-Auswaschung in Alkacid 887/936	73,5	0,3	0,4	0,1	11,4	60,7		0,6													107,7	320		
41	34 bis 40	Eingang zu den Alkacid-Anlagen 887/936	8541,1	980,9	321,1	157,8	11,5	60,7	1930,1	1446,3	70,0	1472,9	158,5	1180,3	43,0	708,0	635,1	32,1	541,2	10,9	1226,1			128344		
42	Butan - Irron - Anlage No 8 9 7:																									
42	Ausgang:	i - Butan	541,7	-	-	-	-	-	-	-	-	3,8	-	522,2	15,7	-	67,7	10,8	454,5	4,9	1325,1			14413		
43	n - Butan	558,2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	537,0	20,7	0,5	535,3	19,6	1,1	1,1	1373,6			14875		
44	Propan	143,6	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	110,8	4,0	27,7	1,1	-	-	27,7	1,1	263,0			370	
45	42 bis 44	Gesamt - Eingangsgas für 887/936 (Butan) 5)	1243,5	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	114,6	4,0	1065,9	37,5	0,5	603,0	30,4	483,9	7,1	2975,7			32399
46	n-Butan in's Rückgas entspannt	69,8	-	-	-	-	-	-	-	-	6,5	0,2	61,0	2,1	0,0	33,8	1,7	27,2	0,4	167,0			1818			
47	45 + 46	Gesamt - Anfall Rohbutan 9)	1313,3	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	121,1	4,2	1167,9	39,6	0,5	636,8	32,1	511,1	7,5	3142,7			34216
48	Propan - Anfall ohne von 887 zugesetzt	1354,2	-	-	-	-	-	-	10,3	4,4	1187,1	106,5	43,2	2,7	-	-	-	-	-	43,2	2,7	2517,6			27781	
49	Abgaben an Kraftgasverteilung:																									
49	Kat-B: Rohgas (außer E.G. 15h, 36s u. 90 verbr.)	12840,0	6420,4	812,2	642,3	1223,2	236,3	2102,6	406,6	52,7	234,4	4,3	07,3	0,0	69,5								7843,2	53945		
50	Reichgase Kat über E.G. 33	24,0	1,7	0,4	0,4	5,3	3,5	4,2	3,4	0,2	2,9	0,3	1,1	0,2	0,4								33,1	219		
51	Restgase in E.G. 256	3556,2	970,9	317,5	158,3	0,0	0,0	1834,9	176,3	21,3	65,2	6,6	4,6	1,6	0,0								2221,8	21511		
52	zurückentspannt in's E.G. 256	94,8	-	-	-	0,7	3,6	1,1	17,1	0,6	7,8	0,7	61,1	2,1	0,0								199,7	2134		
53	40 bis 52	Gesamt	16514,0	7393,0	1130,1	799,0	1229,2	243,4	4542,8	603,4	74,8	260,3	10,1	134,1	3,9	69,9								10297,8	77000	
54	frischgas:																									
54	Kat:	50700,0																								

173

1 000 m³
8,2 50908
7,9 100094
0,1 159002
0,2 5305
5,8 28379
6,0 34164
4,4 56213
3,7 136963
2,1 193176
0,3 2391
7,2 7015
5,5 10006
9,9 47317
10,7 101079
10,6 148936
19,4 15272
5,2 670
14,2 14602
3,1 15533
15,2 62267
51,4 11505
99,7 99305
50,6 180
29,3 7720
33,1 219
65,2 670
77,9 108094
07,8 2159
25,3 21010
65,6 5550
88,7 28719
50,6 180
55,8 28359
140,8 21933
140,0 30233
369,7 31106
12,0 130
135,0 22325
140,9 21692
107,7 320
26,1 128344
325,1 14413
373,6 14875
283,0 3710
975,7 32398
167,0 1818
142,7 34216
517,6 27781
843,2 53945
33,1 219
221,8 21511
199,7 2134
1297,8 77800
158,5
2706,7
3863,2

Januar 1942 c

22374

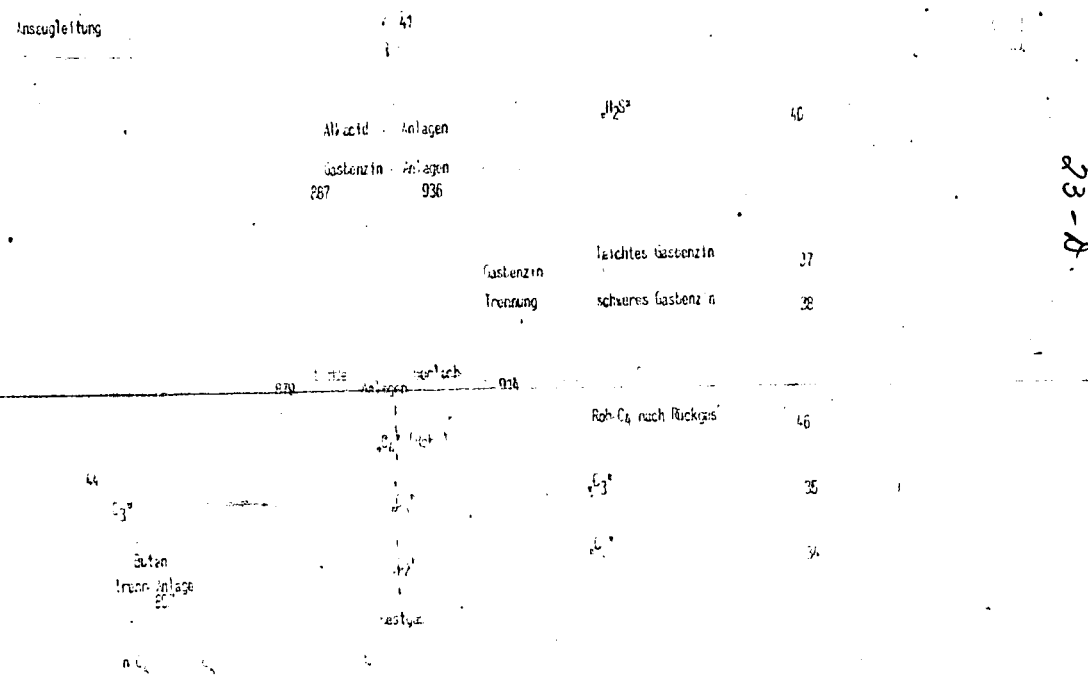
No.	E.G.No.	1 000 m ³	H ₂	CO	CO ₂	H ₂ S	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₂ H ₄	C ₃ H ₈	C ₃ H ₆	C ₄ H ₁₀	C ₄ H ₈	C ₅ H ₁₂	C ₅ H ₁₀	C ₆ H ₁₄	C ₆ H ₁₂	C ₇ H ₁₆	C ₇ H ₁₄	C ₈ H ₁₈	C ₈ H ₁₆	C ₉ H ₂₂	C ₉ H ₂₀	C ₁₀ H ₂₆	C ₁₀ H ₂₄	C ₁₁ H ₃₀	C ₁₁ H ₂₈	C ₁₂ H ₃₆	C ₁₂ H ₃₄	to	1 000 m ³		
57	15h	660,0	458,8	102,3	1,3	0,0	2,6	77,2	4,0	0,0	9,2	0,0	3,3	0,0	1,3	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	245,5	2079
58	31a	13900,0	6680,5	639,6	647,9	1223,2	236,3	2905,1	444,0	83,4	222,4	25,0	71,5	0,0	69,5	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	8506,8	59075	
59	33	24,0	1,7	0,4	0,4	5,3	3,5	4,2	3,4	0,2	2,9	0,3	1,1	0,2	0,4	1,0	0,2	0,1	0,0	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	33,1	219	
60	36s	1060,6	460,1	77,4	205,6	0,0	0,0	202,5	38,2	30,7	18,0	23,3	2,1	2,1	0,0	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	603,6	5130		
61	85h	10120,0	718,5	185,2	157,8	2216,4	1487,6	1772,7	146,3	70,0	1214,4	141,7	455,4	70,8	182,2	404,8	50,6	50,6	20,2	13965,4	92603	2421,5	23645	-	-	-	-	-	-	-	7836,1	64083	
62	87	6413,0	718,5	185,2	157,8	0,0	0,0	1772,7	146,3	70,0	1214,4	141,7	455,4	70,8	179,2	404,8	50,6	50,6	20,2	7836,1	64083	-	-	-	-	-	-	-	-	-	147,5	657	
63	93	201,0	197,2	20,2	2,2	42,4	10,1	4,5	1,7	0,3	1,7	0,7	0,0	0,0	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
64	256	3650,0	970,9	317,5	157,0	0,0	3,6	1836,0	193,4	21,9	73,0	7,3	55,7	3,7	0,0	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	

Verteilt an: Dr. Basler/Dr. Krämer 1 (Dr. Krämer mit der Bitte um Nachprüfung bezw. Rückäußerung, ob die für Sie in Frage kommenden Werte, mit Ihren Ergebnissen übereinstimmen!)

Dr. Hirold 2
Dr. Pichler 2
Akten 1
Reserve 1

23. Februar 1942

Schemata für die Kohlenwasserstoff- und Gasbenzin-Anlagen



23-D

1. Aufteilung
1. Kasernen
1. in den
1. in den

5314

53313

No.	Abgabe bezw. Anfall einzelner Gase	1 000 m ³
1	Gesamt-Anfall Kohle + Teer	
2	18+35+62	
3	1+2	
4	Benzin: 1)	
5		
6	4+5	
7	1+4	
8	2+5	
9	7+8	
10	Teer (mit in Kohlekr.)	
11	2)	
12	10+11	
13	Kohle (Anteil Teer)	
14	3)	
15	13+14	
16	Gesamtauswasch	
17	davon	
18		
19	Reichgas - Auf	
20	Kohle/Teer/Restgas au	
21	Produktion	
22	19+20+21	
23	Eingang zu	
24	Auswaschung	
25		
26	In die 110	
27	ungeklärte	
28	Gesamte Re	
29	22 bis 27	
30	Benzin: 1)	
31	Restgas au	
32	Produktion	
33		
34	32 bis 33	
35	Gesamte Prodi	
36	Kohl: Ethan	
37	Propan	
38	Butan	
39	leicht. Gasb	
40	schw. Gasb	
41	Restgas	
42	H ₂ S-Aus	
43	Eingang z	
44	Butan - Trenn	
45	Ausgang: Propan	
46	i - Butan	
47	n - Butan	
48	Gesamt -	
49	Propan-Anfal	
50	Abgaben an Kr	
51	54	
52	54	
53	54	
54	52 - 53	
55	1 + 26a + 27a in E.	
56	von Reichgas K+I über R	
57	54-55-56	
58	Reichgas K+I in der 110	
59	E.G. 15h - Reichgas B die	
60	32b - 15 - Zündfl.	
61	90 - Restgas der S	
62	57 bis 60 - Gesamt-Anfall der Re	
63	E.G. 65h - Reichgas K+	
64	67 - Reichgas K+	
65	Reichgas K+I über 400a	
66	von B29b	
67	Gesamt zu	
68	64 + 65	
69	E.G. 256 - Gesamt-Rück	
70	Frischgas:	
71	68 + 69	

POOR COPY 23 D

374
1000
45,5 2079
33,1 219
163,6 5130
165,4 9260
136,1 8483
147,5 657
221,5 23645

23-B

55313

22375

Februar 1942 12)

No.		1000 m ³	H ₂	H ₂	CO	CO ₂	H ₂ S	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₂ H ₄	C ₂ H ₂	C ₃ H ₈	C ₃ H ₆	C ₄ H ₁₀	C ₄ H ₈	C ₅ H ₁₂	C ₅ H ₁₀	C ₅ H ₈	C ₆ H ₁₄	C ₆ H ₁₂	C ₆ H ₁₀	C ₆ H ₈	to	1000 kg		
Gesamt-Anfall:																										
1	Kohle + Teer:	12774,9	5005,0	872,0	694,0	1457,6	280,2	2823,4	464,2	22,1	189,6	7,0	32,4	0,0	32,4	-	-	-	-	-	-	-	-	8315,0	52077	
2	18+55+62	11049,8	764,5	180,0	159,0	2256,4	1558,6	1662,0	1770,6	65,2	1327,5	140,8	533,1	54,3	557,7	482,8	53,0	50,3	1,3	-	-	-	-	15985,9	112775	
3	1+2	23824,5	6689,5	1052,0	853,0	3714,0	1838,7	4485,4	2234,8	107,3	1512,1	147,8	565,5	54,3	590,1	-	-	-	-	-	-	-	-	24300,9	168652	
4	Benzin: 1)	1461,5	1005,0	229,7	6,7	0,0	2,4	166,0	12,8	0,8	19,3	0,3	25,9	0,0	12,6	-	-	-	-	-	-	-	-	621,7	5402	
5		2115,1	175,0	178,3	1,0	13,6	31,0	213,3	35,1	1,2	318,7	10,5	620,3	13,8	303,3	270,5	-	-	-	-	-	-	-	4242,5	44208	
6	4+5	3596,6	1180,0	408,0	7,7	13,6	33,4	379,3	47,9	2,0	330,0	10,8	646,2	13,8	315,9	-	-	-	-	-	-	-	-	4864,2	49610	
7	1+4	14256,4	6910,0	1101,7	700,7	1457,6	282,6	2989,4	477,0	22,9	203,9	7,3	58,3	0,0	45,0	-	-	-	-	-	-	-	-	8336,7	57479	
8	2+5	13164,7	939,5	358,3	160,0	2270,0	1589,5	1875,3	1805,7	86,4	1046,2	151,3	1353,4	68,1	661,0	609,5	-	-	-	-	-	-	-	20222,4	156916	
9	7+8	27421,1	1630,5	1460,0	860,7	3727,6	1872,1	4864,7	2282,7	109,3	1950,1	150,6	1411,7	68,1	906,0	-	-	-	-	-	-	-	-	25159,1	214395	
10	Teer (mit in Kohleka. verarbeitet):	404,1	205,0	4,3	7,7	1,0	0,9	146,1	20,4	3,6	11,0	0,5	2,4	0,0	1,2	-	-	-	-	-	-	-	-	190,2	2322	
11	2)	374,3	26,4	20,9	1,8	1,7	5,0	85,4	77,7	0,9	79,4	10,9	40,5	3,3	20,4	-	-	-	-	-	-	-	-	528,0	5515	
12	10+11	778,4	231,4	25,2	9,6	2,7	5,9	231,5	98,1	4,5	90,4	11,4	42,9	3,3	21,6	32,4	3,0	10,5	0,3	-	-	-	-	718,2	7842	
13	Kohle (Anteile Teer herausgerechnet)	12370,8	5700,0	867,3	686,3	1456,6	279,3	2677,3	443,8	18,5	173,6	6,5	30,0	0,0	31,2	-	-	-	-	-	-	-	-	15411,1	106944	
14	3)	10640,6	733,2	158,4	156,5	2247,1	1549,4	1570,9	1689,4	84,1	1245,0	129,6	490,8	50,7	535,5	-	-	-	-	-	-	-	-	22635,9	156694	
15	13+14	23011,4	6433,2	1026,7	842,8	3703,7	1829,7	4248,2	2132,2	102,6	1418,6	136,1	520,8	50,7	566,7	-	-	-	-	-	-	-	-	22635,9	156694	
16	Gesamtauswaschung in 829 b:	464,9	-	-	-	1,6	24,7	-	5,3	0,6	37,3	3,4	56,6	11,6	323,8	48,6	10,3	8,0	1,3	1274,3	13259	-	-	1274,3	13259	
17	davon gelangten in's BI-Rohgas:	447,2	-	-	-	1,6	23,0	-	3,9	0,3	35,2	3,1	54,9	11,6	313,6	47,1	10,3	7,8	1,3	1230,1	12811	-	-	1230,1	12811	
18	BI-Rohgas:	17,7	-	-	-	0,0	1,7	-	1,4	0,3	2,1	0,3	1,7	0,0	10,2	1,5	0,0	0,2	0,0	0,0	0,0	0,0	-	44,2	448	
Reichgas - Aufteilung:																										
19	Kohle/Teer: Restgas aus Gerlach- & Lindeanlagen	2661,8	699,2	179,0	150,5	0,0	0,0	1603,8	140,6	22,5	50,3	6,9	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	1813,3	18275	
20	Produktion d. +	3299,7	-	-	-	-	-	37,2	1370,2	55,5	1189,2	133,3	512,2	-	2,1	460,9	-	50,0	1,3	5465,7	60930	-	-	5465,7	60930	
21	Gasbi-Trenn-Anlagen 4)	536,9	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	8,7	-	528,2	8,7	-	-	-	-	-	1628,7	17104	
22	19+20+21	6698,4	699,2	179,0	150,5	0,0	0,0	1641,0	1510,8	78,0	1248,5	140,2	470,0	50,9	530,3	420,0	49,6	50,0	1,3	6937,7	95349	-	-	6937,7	95349	
23	Eingang zum Gasbenzin-Betrieb	6698,4	699,2	179,0	150,5	0,0	0,0	1641,0	1510,8	78,0	1248,5	140,2	470,0	50,9	530,3	420,0	49,6	50,0	1,3	6937,7	95349	-	-	6937,7	95349	
24	Auswaschung in Alkacid 887/936	26,1	0,3	0,3	0,1	1,6	23,0	-	0,8	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	36,9	130	
25	282+abgestreift	3780,6	-	-	-	2247,2	1529,7	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	6246,6	7958	
26	In die 1100er Leitung entspannt	34,7	4,9	0,7	0,7	7,6	4,1	5,7	3,5	0,2	3,1	1,3	1,8	0,3	1,8	1,7	0,3	0,1	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	46,8	316	
27	BI-Rohgas gelangt	17,7	-	-	-	0,0	1,7	-	1,4	0,3	2,1	0,3	1,7	0,0	10,2	1,5	0,0	0,2	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	44,2	448	
28	ungeklärte Verluste in Dest. 5)	492,1	60,1	0,0	7,7	0,0	0,0	15,3	254,1	6,7	73,8	0,0	59,5	3,1	11,7	59,6	3,1	-	-	-	-	-	-	613,7	7614	
29	20 22 bis 27	11049,6	764,5	180,0	159,0	2256,4	1558,6	1662,0	1770,7	65,2	1327,5	140,8	533,1	54,3	557,7	482,8	53,0	50,3	1,3	15985,9	112775	-	-	15985,9	112775	
30	Benzin:	591,8	174,9	178,0	1,0	0,3	0,0	268,5	3,3	0,3	15,1	0,4	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	549,8	29062	
31	1)	1181,5	-	-	-	-	-	4,8	31,8	0,9	33,6	10,1	829,1	-	1,2	265,5	-	549,8	13,8	2654,4	29062	-	-	2654,4	29062	
32	29 bis 31	2070,4	174,9	178,0	1,0	0,3	0,0	213,3	35,1	1,2	318,7	10,5	620,3	13,8	303,3	270,5	-	-	-	-	-	-	-	4174,4	44049	
33	Auswaschung in Alkacid 887/936	44,7	0,1	0,3	0,0	13,3	31,0	-	0,0	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	66,1	159	
34	32 + 33	2115,1	175,0	178,3	1,0	13,6	31,0	213,3	35,1	1,2	318,7	10,5	620,3	13,8	303,3	270,5	-	-	-	-	-	-	-	4242,5	44208	
Gesamte Produktion:																										
35	KfA-B:	1556,9	-	-	-	-	-	42,8	1365,7	46,7	52,9	29,6	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1957,0	22145	
36	20 + 30	1625,7	-	-	-	-	-	-	16,3	9,7	1435,5	113,8	48,8	1,6	-	-	-	-	-	-	-	-	-	3015,6	32276	
37	Propan	1298,6	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	157,0	2417	
38	Buten	15,4	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	47,0	507	
39	leicht. Gasbi ¹ aus Trenn-Anlagen	828,6	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	2693,0	29167	
40	schw. Gasbi ²	3443,6	874,1	357,0	151,5	1,3	0,0	1812,3	143,9	22,8	74,4	7,3	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	2222,0	20692	
41	Restgas* aus Gerlach- & Lindeanlagen 10)	70,8	0,4	0,6	0,1	14,9	54,0	0,8	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	105,0	269	
42	H ₂ S-Auswaschung in Alkacid 837/936	8839,6	674,5	357,6	151,6	15,2	54,0	1354,3	1546,7	79,2	1567,2	150,7	1290,3	64,7	833,6	670,5	49,6	599,8	15,1	11321,1	140647	-	-	11321,1	140647	
Butan - Trenn - Anlage No. 997:																										
43	Ausgang:	192,3	-	-	-	-	-	-	-	-	152,7	6,0	33,1	4,5	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	316,0	4134
44	i - Butan	675,3	-	-	-	-	-	-	-	-	4,4	-	971,5	29,4	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1528,3	16627
45	n - Butan 11)	673,3	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	636,3	32,7	1,3	608,0	29,0	28,3	4,7	1650,2	17945	-	-	1650,2	17945	
46	43 bis 45	1490,9	-	-	-	-	-	-	-	-	157,1	6,0	1260,9	63,6	3,3	676,8	40,6	584,1	14,0	3554,5	38706	-	-	3554,5	38706	
47	Gesamt - Eingangsgas für 897 (Rehbutan)	1461,7	-	-	-	-	-	16,3	9,7	1282,8	107,8	43,6	1,5	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	2709,1	29097	
Abgaben an Kraftgasverteilung:																										
48	54	13177,0	6085,3	957,5	898,4	1599,5	270,7	2903,4	471,9	22,2	197,6	6,5	57,0	0,0	57,0	-	-	-	-	-	-	-	-	9530,5	54946	
49	Rest																									

Bemerkungen:

- 1) = Anteile aus Kohlekreislauf sind herausgerechnet
- 2) = Vergasung des Teeranteils wurde errechnet unter Zugrundelegung 4.750,5 to Rückstand + Abfallöl, die mit in Antriebsöl der Kohlekammern enthalten sind (Nach Bezugszahlen Dr. Fichter für Gesamt Teer, Aufteilung in Roh- + Reichgas entsprechend den Mengen der Einzelgase K+T in den Roh- bzw. Reichgasen Kohle + Teer)
- 3) = Bei den Rückgasen Kohle sind irrtümlich, die unter lfd. No. 25 angegebenen, 34.700 m³, die in die 1100er Leitung entspannt wurden nicht mit eingerechnet
- 4) = Die Aufteilung ergibt sich auf Grund der von K+T stammenden Mengen, die 1.) von den Reichgasen K+T über Alkacid 202 2.) von der Reichgaswäsche mit dem Waschlöffel P. 550/54 in Einspritzprodukt der Benzinkammern über die Reichgas Benzol zum Gasbenzin der Destillation gelangten. s_n von Gasbenzin der Trenn-Anlage nach Analysen der Destillation 3,25 kg/m³ Gas, während das von Kohle + Teer stammende Gasbenzin ein s_n von 3,04 kg/m³ Gas hat. Die Differenz ist der Anteil von Benzinkreislauf und ergibt ein s_n von 3,62 kg/m³ Gas. Der Zusammenhang über Anteil von Anteil K+T bzw. B beim Gasbenzin muß noch, wie bereits in der Aufstellung für Januar angegeben, noch geklärt werden
- 5) = Die unter lfd. No. 27 angegebenen ungeklärten Verluste in der Destillation ergeben sich rechnerisch wie folgt:
 - a) Die Einzelgasengen zu den Alkacid-Anlagen der Destillation wurden wie folgt festgelegt:
 - 1) Anfall an „H₂S“ in den Alkacid-Anlagen 887/936
 - 2) Gesamt-Anfall an schweren + leichtem Gasbenzin der Trenn-Anlage (ohne Gasbl in Kreislauf)
 - 3) Gesamt-Anfall an „C₂“ + „C₃“ + „C₄“ in den Gerlich- + Lindolanlagen
 - 4) Gesamt-Anfall an Restgas.
 - b) Von Gesamt-Eingang zu den Alkacid-Anlagen 887/936 (berechnet aus a)) E.G. 87 abgesetzt, ergibt den Anteil der Reichgas Benzol. Letztere liegen aber nun viel zu niedrig. Dies wurde festgestellt durch Errechnung der Reichgas Benzol aus den Entspannungs gasen 3c, 3d + 3e und der Entgasung der Abstreifer 3c, 3d + 3e, die unter Druck (ca 3 at) gemessen und auf 10 mm Hg entspannt wurden. Die Summe (bis C₄) ergibt nun die Reichgas Benzol (außer C₅h₂). Die Vergleiche aus den vorhergehenden 4 Monaten ergeben ebenfalls eine größere Menge und andere Zusammensetzung, als die durch Abzug von E.G. 87, errechneten Reichgas Benzol. Besonders zu erwähnen ist noch, daß die Messung E.G. 87 an 3 verschiedenen Stellen vorgenommen wird und keine wesentlichen Unterschiede zeigt, außerdem durch Abzug von CO₂ + H₂S von E.G. 87, das auch 2 mal gemessen wird, erklärt wurde.
 - c) Aus diesen Gründen wurde ein Mittelwert der Einzelgasengen für das Reichgas Benzol eingesetzt, der sich aus der Errechnung durch Abzug von E.G. 87 und aus den Entspannungs gasen sowie Abstreifern 3c, 3d + 3e ergibt (siehe a) und b)). Die noch verbleibende Differenz ist dann als ungeklärte Verluste in der Destillation, da E.G. 87 als richtig gemessen angenommen wird, eingesetzt. Die Betriebskontrolle wurde hiervon in Kenntnis gesetzt und prüft nun nach, ob eine Verlust- oder Fehlerquelle festgestellt werden kann. Die Eingangs waage 887/936, die von der Betriebskontrolle als Grundlage für ihre Errechnung verwendet wird, zeigt auch immer einen niedrigeren Eingang, als die entsprechenden Einzelwaagen ergeben. An dies wird noch nachgeprüft.
- 6) = Einschl. 69, - to die in's Rückgas abgegeben wurden. Zusammensetzung wie in 914 angenommen, da von 879 (= ca 10% der Gesamtmenge) die Analysen noch fehlen.
- 7) = Das Abgas von 897 (= ca 82 % C₂) lfd. No. 43 gelangt wieder nach 914. Die rechnerische Zusammensetzung des Abgases ergibt, daß das C₂ denselben Z-satz C₂ hat, den die Analyse (= lfd. No. 35) anzeigt. Es ist ferner angenommen, daß der Rest C₂ in der C₂-Fraktion von 914 enthalten ist. Eingesetzte Menge ist einschl. 12,7 to, die in's Rückgas abgegeben wurden. Zusammensetzung wie Analyse von 914, da für den Anteil von 810 (= 16 % der Gesamtmenge) gleichfalls die Analyse fehlt.
- 8) = 1. + n C₂ der Trenn-Anlage 897 (= lfd. No. 44 + 45) einschl. 78, - to n C₂, die in's Rückgas entspannt wurden. Vor leichtem Gasbenzin fehlt die Analyse
- 9) = 267, - to die über die Ansaugleitung in Kreislauf gehen, sind nicht eingerechnet.
- 10) = 11, - to die in's Trubgas und 25, - to die an 387 abgegeben wurden, sind mit eingerechnet.
- 11) = 76, - to die in's Rückgas entspannt wurden sind mit enthalten
- 12) = Aus den unter 5) und 4) angegebenen Gründen und der langanhaltenden Frost, der die Genauigkeit der Messungen und Analysen beeinträchtigt, ist bei der Bewertung der Ergebnisse dieser Bilanz besondere Vorsicht zu Platze

Verteilt an Dr. Boesler/Dr. Krüger 1 (Dr. Krüger mit der Bitte um Nachprüfung bezgl. Rückführung, ob die für die in Frage kommenden Werte, mit Ihren Ergebnissen übereinstimmen)

Dr. Kurolo 2

Dr. Fichter 2

Wien 1

Raschke 1

27. März 1942

Abgabe des Kohlenwasserstoff- und Gasbenzins an die Kraftwerke

Anlageleitung 47

Aufgabe Nr. der Bilanzstellung

Abgabe	Abgabe	Abgabe	Abgabe
Abgabe Anlage 936	Abgabe Anlage 887	Abgabe Anlage 897	Abgabe Anlage 897
Abgabe Anlage 896	Abgabe Anlage 887	Abgabe Anlage 897	Abgabe Anlage 897
Abgabe Anlage 896	Abgabe Anlage 887	Abgabe Anlage 897	Abgabe Anlage 897

5	
1000	
112775	
168852	
5402	
44208	
49610	
57479	
156918	
214395	
2327	
5515	
7842	
49750	
106944	
156694	
13239	
12811	
448	
18275	
60930	
17104	
95309	
130	
7958	
316	
448	
7614	
112775	
2417	
29062	
12570	
44049	
159	
44208	
22145	
32276	
34571	
507	
29167	
20692	
289	
140847	
4134	
16627	
17945	
38706	
29697	
54946	
20350	
1769	
77068	
60393	
5434	
54989	
316	
448	
54165	
2220	
48	
1026	
57479	
99200	
91242	
83628	
12811	
98439	
22119	

1	Gesamt - Anfall
2	Kohle(+Teer)
3	1+2
4	Benzin
5	
6	4+5
7	
8	6+7
9	1+4
10	2+5
11	7
12	3+8
13	Gesamtauswahl
14	davon
15	
16	Frischgas
17	
18	16+17
19	Zusatzgas
20	16
21	19-20 Kreislaufen
22	davon
23	
24	Reichgas - A
25	Kohle(+T): Rest
26	Produkt
27	24+25+26
28	Ein
29	Aus
30	unstr.
31	von
32	aus
33	in
34	in
35	Ges.
36	benzin
37	Res
38	Pro
39	35+36+37
40	Ein
41	Aus
42	unstr.
43	von
44	aus
45	in
46	in
47	Res
48	unstr.
49	42 bis 48
50	Butan Trenn
51	Ausgang: Pro
52	1. E
53	50+51+52
54	Rohgas 897 err. aus
55	Abgaben an die Kraft
56	in der 1100er Leitun
57	Abgabe in die 204 ver
58	Restgas in der 600er
59	zurückentsp. C (in E
60	Reichgas K(+T) hint
61	aus
62	61 bis 60
63	Gesamte Abgabe
64	E.G. 36a - Abgas der
65	61 + 62
66	E.G. 31a - Gesamt Rü
67	85h - Reichgas
68	87
69	14 Reichgas K(+T) in R
70	86 + 67
71	69 + 58 E.G. 256 = Ges. Rück

55312

POOR COPY 23 D

No		1000 m ³	H ₂	H ₂	CO	CO ₂	H ₂ S	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₂ H ₄	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	C ₄ H ₈	C ₅ H ₁₂	C ₆ H ₁₄	C ₇ H ₁₆	C ₈ H ₁₈	C ₉ H ₂₀	C ₁₀ H ₂₂	C ₁₁ H ₂₄	C ₁₂ H ₂₆	to	1000 m ³	
Gesamt - Anfall:																								
1	Kohle(+Teer) : 1) 2)	20204,0	8105,4	1443,7	852,7	2314,0	543,9	4631,0	1064,9	41,2	433,1	-26,9	115,8	0,0	31,4	115,8	0,0	-	-	-	-	-	14993,6	89622
2	Reichgase	13078,5	707,9	203,8	168,1	2924,7	1997,7	1912,9	1625,3	70,2	1765,0	89,9	899,7	115,1	731,3	546,6	87,3	323,1	27,8	-	-	-	19961,2	136655
3	Gesamt	33282,5	8813,3	1647,5	1018,8	5338,7	2541,6	6443,9	2690,2	111,4	2198,1	115,7	965,5	115,1	762,7	662,4	87,3	323,1	27,8	-	-	-	34954,8	228307
Benzin :																								
4	Reichgase	1812,5	1558,6	111,3	4,7	0,6	4,7	106,1	4,3	0,6	15,4	0,0	4,4	0,0	1,8	4,4	-	-	-	-	-	-	399,3	5100
5	Kreislaufentspannungsgas	2915,4	412,6	101,2	0,0	14,8	48,2	22,2	1,5	-	284,0	108,6	875,2	-	1067,3	333,6	-	541,6	-	-	-	-	6411,7	60085
6	Gesamt	4727,9	1971,2	212,5	4,7	15,4	52,9	132,3	5,8	0,6	439,4	113,6	879,6	-	1069,1	338,0	-	541,6	-	-	-	-	6800,6	66085
Kohle(+Teer)+Benzin :																								
7	Reichgase	15993,9	1120,5	305,0	168,1	2939,3	2045,9	1835,1	1626,8	70,2	2029,0	197,4	1860,0	-	1798,6	967,5	-	892,5	-	-	-	-	26312,9	206770
8	Kreislaufentspannungsgas	1384,0	0,0	259,2	26,4	0,0	0,0	453,6	240,9	14,2	347,2	42,5	0,0	0,0	0,0	0,0	-	-	-	-	-	-	1652,0	15062
9	Gesamt	17377,9	1120,5	564,2	194,5	2939,3	2045,9	2288,7	1867,7	84,4	2476,2	239,9	1860,0	-	1798,6	967,5	-	892,5	-	-	-	-	27964,9	221832
Gesamtauswaschung He 829b :																								
12	Gesamt	566,5	-	-	-	1,2	21,0	-	5,6	-0,5	37,9	3,5	83,1	10,2	403,5	74,6	8,7	8,5	1,5	-	-	-	1600,0	17050
Frischgase :																								
15	Kohle(+)	49466,0	66932,0	1781,3	285,3	70,8	-	396,6	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	8278,0	-
16	Benzin	28624,0	27430,6	729,8	116,9	184,2	-	162,5	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	3674,0	-
17	Gesamt	78090,0	94362,6	2511,1	402,2	255,0	-	559,1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	11952,0	-
Zusatzgas :																								
18	darin Frischgas f. Kohle(+Teer)	70850,0	66932,0	2040,5	311,7	70,8	-	860,2	240,9	14,2	347,2	42,5	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	9330,0	176785
19	darin Kreislaufentspannungsgas	69466,0	66932,0	1781,3	285,3	70,8	-	396,6	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	8278,0	-
Kreislaufentspannungsgas :																								
20	darin Kreislaufentspannungsgas	630,0	0,0	32,2	4,3	0,0	0,0	127,6	145,5	8,9	278,9	32,6	0,0	0,0	0,0	0,0	-	-	-	-	-	-	894,3	9455
21	davon gelangten in das: Ko-Reichgas	754,0	0,0	227,0	22,1	0,0	0,0	326,0	95,4	5,3	68,3	9,9	0,0	0,0	0,0	-	-	-	-	-	-	-	767,7	5627
Reichgas - Aufteilung :																								
22	Kohle(+)	2867,3	683,0	196,2	160,2	0,3	0,0	1731,5	73,9	-	20,3	1,9	0,0	-	0,0	-	-	-	-	-	-	-	1735,7	17091
23	Restgas aus Gerlach-R.-Lindeanlagen	4293,9	-	-	-	-	-	17,9	1557,9	-	1682,3	83,9	940,5	-	2,4	610,6	-	338,9	-	-	-	-	7486,9	83032
24	Produktion d. +	486,7	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	2,0	-	484,7	2,0	-	-	-	-	-	-	1515,8	16327
25	Gasbi-Trenn-Anlagen	7641,9	683,0	196,2	160,2	0,3	0,0	1740,4	1564,4	67,4	1702,6	85,8	840,1	111,4	487,1	528,0	84,6	312,1	26,8	-	-	-	10757,4	116450
Eingang zum Gasbenzin-Betrieb																								
26	Auswaschung in Alkacid Destillation	20,7	0,1	0,3	0,1	0,8	19,2	0,0	0,2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	29,3	103
27	unstab-Gasbi ins Rohb'	232,9	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,9	0,0	232,0	0,9	-	-	-	-	-	-	725,4	7808
28	von 829b über E.G. 33 an He 380	36,2	2,0	0,6	4,5	8,5	5,7	5,2	4,7	0,2	5,0	0,2	2,3	0,3	1,0	1,4	0,2	0,9	0,1	-	-	-	52,9	350
29	aus 282 " " 85k " " "	245,1	22,8	6,7	5,3	0,0	0,0	58,3	52,2	2,2	55,6	2,8	25,3	3,4	10,5	15,2	2,5	10,1	0,9	-	-	-	330,6	3584
30	in Alkacid 282 ausgewaschen	4806,0	-	-	-	2915,0	1971,0	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	8069,6	10233
31	in die Bi-Anlagen gelangt	9,7	-	-	-	0,1	1,8	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	16,0	157
32	Gesamte Reichgase Kohle(+Teer)rein	13073,5	707,9	203,8	166,1	2924,7	1997,7	1812,9	1625,3	70,2	1765,0	88,8	899,7	115,1	781,3	546,6	87,3	323,1	27,8	-	-	-	19961,2	136655
Benzin :																								
34	Restgas aus Gerlach-R.-Lindeanlagen	545,0	412,5	101,1	0,0	3,7	0,0	22,0	0,1	0,0	3,1	2,5	0,0	-	0,0	0,0	-	0,0	-	-	-	-	181,3	1258
35	Produktion d. +	1245,8	-	-	-	-	-	0,2	1,4	-	260,9	106,1	873,7	-	3,5	332,1	-	541,6	-	-	-	-	2823,9	30828
36	Gasbi-Trenn-Anlagen	720,4	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1,0	-	719,4	1,0	-	-	-	-	-	-	2244,2	24171
Eingang zum Gasbenzin-Betrieb																								
37	Auswaschung in Alkacid Destillation	59,3	0,1	0,1	0,0	10,9	48,2	0,0	0,0	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	97,7	251
38	unstab-Gasbi ins Rohb'	344,9	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	344,4	0,5	-	-	-	-	-	-	1074,6	11577
39	Gesamte Reichgase Benzin	2915,4	412,6	131,2	0,0	14,6	48,2	22,2	1,5	0,0	284,0	108,6	875,2	-	1067,3	333,6	-	541,6	-	-	-	-	6411,7	68085
Gesamte Produktionen :																								
41	Athan* 879-914	1731,5	-	-	-	-	-	19,4	1581,4	81,2	18,4	1,1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	2110,0	23913
42	Propan* 879-914+897	2455,0	-	-	-	-	-	34,8	3,8	2172,8	219,3	23,6	0,7	-	-	-	23,6	0,7	-	-	-	-	4457,7	49394
43	n-i-Butan 879-914+914 ins Treibg. 2)	1823,0	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	4451,7	48529
44	schweres Gasbi v. Trennanlage 890*	1207,1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	3,0	-	-	-	-	-	-	-	3760,0	40498
45	H ₂ S* der Alkacidanlage West.	80,0	0,2	0,4	0,1	11,7	67,4	0,0	0,2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	117,0	354
46	Restgase* 879 + 914	3580,0	1095,5	328,5	164,3	4,0	0,0	1845,3	69,4	11,3	26,6	5,1	0,0	0,0	0,0	-	-	-	-	-	-	-	2053,0	40498
47	unstab-Gasbi ins Rohb'	577,8	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	576,4	1,4	-	-	-	-	-	-	1800,0	19385
48	Gesamt-Eingangsgas zur Destillation (einschl. Krsif. E.G.)	11424,4	1095,7	328,9	164,4	15,7	67,4	1834,7	1685,8	96,3	2235,6	225,9	1747,2	80,4	1786,4	886,1	61,0	861,1	19,4	-	-	-	18756,4	201562
Butan - Trenn - Anlage 897 :																								
49	Ausgang: Propan*	117,6	-	-	-	-	-	0,4	-	-	105,7	4,1	7,1	0,3	-	-	-	-	-	-	-	-	219,0	2421
50	i-Butan*	876,0	-	-	-	-	-	-	-	-	5,8	-	829,9	39,3	-	-	92,5	26,2	737,4	13,1	-	-	2135,7	23250
51	n-Butan*	774,2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	735,5	33,3	-	-	710,7	29,4	84,8	3,9	-	-	1900,0	20741
52	Gesamt-Eingangs-bezw. Rohgas 897	1767,8	-	-	-	-	-	0,4	-	-	112,5	4,1	1572,5	72,9	-	-	803,2	55,6	769,3	17,3	-	-	4254,7	46412
53	Butan 879+914 ins Treibgas*	172,8	-	-	-	-	-	0,0	-	-	11,0	0,4	153,8	7,1	-	-	78,5	5,4	75,3	1,7	-	-	416,0	4538
54	Ges. Ausgang 897 + Butan 879/914 direkt ins Treibg.	1940,6	-	-	-	-	-	0,4	-	-	123,5	4,5	1726,3	80,0	-	-	881,7	61,0	844,6	19,0	-	-	4670,7	50950
55	Gesamt C ₄ 879+914 n. Ausgangsanalyse 879+914	1945,0	-	-	-	-	-	-	-	-	134,2	4,6	1718,4	83,8	-	-	691,9	57,5	1026,5	26,3	-	-	4670,7	50955
Abgaben an die Kraftgas-Verteilung :																								
56	In der 1100er Leitung nur Hy gerechnet (E.G. 31a-36s)	22222,0	9364,4	1739,9	858,7	2864,5	540,2	4964,5	1147,0	46,2	508,8	35,9	118,7	-	33,2	-	-	-	-	-	-	-	15943,3	98266
57	Armase in He 204 verbrannt (E.G. 31h)	415,0	177,3	31,8	20,4	50,2	9,5	90,5	21,2	1,3	9,1	0,9	2,2	0,0	0,6	-	-	-	-	-	-	-	291,7	

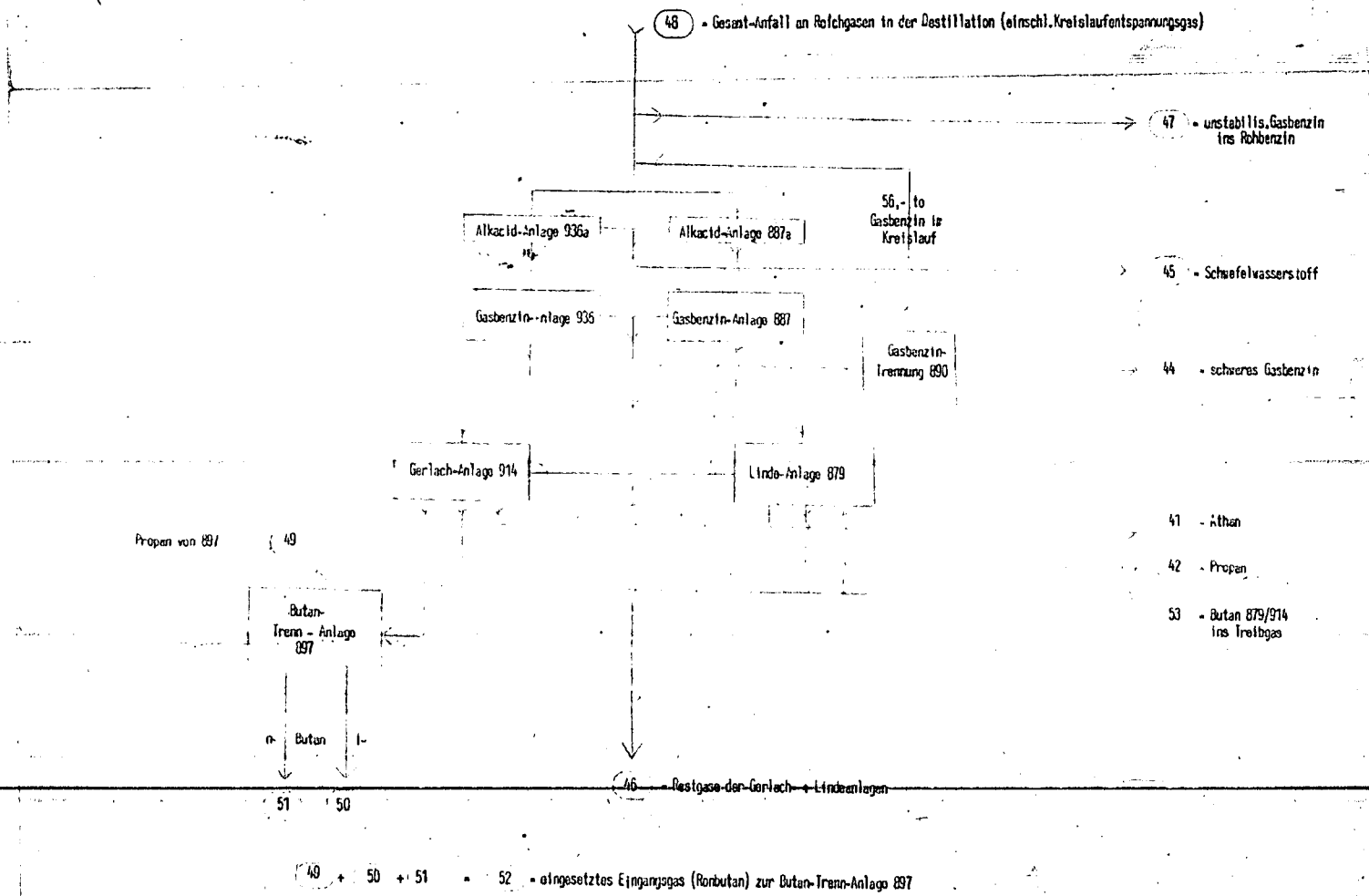
Bemerkungen:

- 1) - Kreislauf (Kohle/Teer) erhält Zusatzgas (Zusatzgas = Ausgangsgas der Benzin-Kasernen mit Kondenswasser in Wascher 1 in No 820 gewaschen), Kreislauf Benzin erhält das gesamte Frischgas (Itd. Nr. 17). Das Zusatzgas wird rechnerisch zerlegt in Frischgas (H₂ und die übrigen Komponenten des Frischgases werden herausgerechnet) und das Kreislaufspannungsgas (Kreislaufspannungsgas = die im Zusatzgas noch gefundenen Komponenten und Restwerte). Das Kreislaufspannungsgas ist also bei den unter 1) angegebenen Werten Kreislauf Kohle (Teer) bereits herausgerechnet!
- 2) - Die Vergasung des Teer-Anteils bzw. die Aufteilung in Kohle und Teer wurde auch in diesen Konat nicht vorgenommen, da die hierfür benötigten Werte (Rückstand aus Teer und Ölen) erst in etwa einer Woche geliefert werden können.
- 3) - Die Anteile Kohle (+Teer) die von Waschl der Reichgas-Wäsche mit dem Einspritzprodukt der Benzin-Kasernen in den Benzin-Kreislauf gelauften sind bereits herausgerechnet!
- 4) - Die Reichgase Benzin wurden wie in der Bilanz von Mai 1942 angegeben errechnet!
- 5) - Siehe unter 1)!
- 6) - Einschl. von Kreislaufspannungsgas!
- 7) - Wie bereits unter 1) angegeben erhält der Benzin-Kreislauf das gesamte Frischgas, während der Kohlekreislauf Zusatzgas erhält. Die Zusammensetzung des gesamten Frischgases müßte wiederum geschätzt werden, da die von Labor No 24a gelieferten Analysen nicht der Wahrscheinlichkeit entsprechen!
- 8) - Die eingesetzten Werte sind aus den Angaben der Betriebs-Kontrolle 201 sowie H₂S und CO₂ aus der Analyse E.G. 85h gemittelt!
- 9) - Die Werte der Produktion sind einschl. der Anteile von Kreislaufspannungsgas, also tatsächlicher Anfall (während in der Reichgas-Aufteilung die Anteile von Kreislaufspannungsgas nicht enthalten sind)!
- 10) - Einschl. 224,5 to die ins Rückgas entspannt wurden!
- 11) - " 37,0 " Propan, die ins Rückgas entspannt wurden!
- 12) - " 87,6 " n-C₄ und 641,4 to i-C₄, die von der Destillation ins Rückgas entspannt wurden!
- 13) - Die über die Ausgasleitung 887/936 in Kreislauf gehenden 56,- to sind nicht mit enthalten!
- 14) - Einschl. 50 000 m³ Festgas das von 914 an 337 abgegeben wurde!
- 15) - Für das instabilisierte Gasbenzin besteht noch keine Messung (Schätzung der Betriebs-Kontrolle) ebenso ist keine Analyse vorhanden (Annahme Zusammensetzung wie Gasbi 890)!
- 16) - Da die Süd-Anlage nicht alles i-C₄ abnimmt, wird im Dampf bzw. Energien zu sparen nur noch soviel Butan von 879/914 nach 897 gefahren als nötig ist zur Herstellung von i-C₄ das die Süd-Anlage benötigt, das noch übrige C₄ von 879/914 wird direkt ins Treibgas abgegeben!
- 17) - Für E.G. 87, 85h und 256 wurde die Zusammensetzung und Menge teilweise geschätzt, da die aus der Differenz Gesamt-Eingangsgas der Destillation abzgl. E.G. 87 errechneten Reichgase Benzin Roh nicht verwendbar waren!

Verteiler: Dr. Boesler 1
 Dr. Hörold 1
 Dr. Pichler 1
 Dr. Schick 1
 Akten (Str.) 1

25. August 1943 *Ma*

Schema für die Kohlenwasserstoff- und Gasbenzin-Anlagen



40 + 50 + 51 = 52 = eingesetztes Eingangsgas (Rohbutan) zur Butan-Trenn-Anlage 897

55312

1	2) Kohle (Teer)
2	
3	3) Benzin
4	
5	4) D.H.D.
6	
7	
8	
9	7+8
10	14+7
11	2+5+8
12	13+11
13	In Einspritzprod. der
14	Auswaschung in der
15	Frischgas
16	
17	15-16
18	Zusatzgas (K)
19	Kreislaufspannungsgas
20	
21	
22	Reichgas-A
23	Kohle (Teer)
24	
25	
26	
27	
28	22 bis 27
29	Benzin
30	
31	
32	
33	
34	
35	29 bis 34
36	D.H.D.
37	
38	
39	
40	
41	
42	35 bis 41
43	Gesamte Pr
44	Athlan No 87
45	Propan No 8
46	n-C ₄ Butan
47	instabil. Gasbenzin
48	H ₂ S der Alk
49	Restgas der
50	druckloses G
51	err. Diff. in
52	Gesamte Reich
53	Summe der in
54	Butan-Trenn-Anl
55	Ausgang
56	
57	
58	
59	
60	
61	
62	
63	
64	
65	
66	
67	
68	
69	
70	
71	
72	
73	
74	
75	

POOR COPY 23 D

No	1 000 m ³	1 000 t	H ₂	CO	CO ₂	H ₂ O	O ₂	C ₂ H ₆	C ₂ H ₄	C ₂ H ₂	C ₂ H ₄	C ₃ H ₈	C ₃ H ₆	C ₄ H ₁₀	C ₄ H ₈	C ₅ H ₁₂	C ₅ H ₁₀	C ₆ H ₁₄	C ₆ H ₁₂	to	1 000 m ³	
Gesamt-Kohl(e) :																						
1	Arngase	1860,4	7522,8	2054,7	873,9	2340,4	442,7	3991,3	684,8	7,1	340,2	12,5	53,4	23,7	94,9					13726,3	78713	
2	Reichgase	13112,6	700,1	290,9	173,8	2656,8	1752,5	1668,8	1918,0	69,2	1726,1	190,2	696,8	113,1	568,5	764,4	89,0	132,1	22,3	19549,5	137372	
3	Gesamt	31773,0	8222,9	2345,6	1047,7	5000,2	2195,2	5660,1	2802,8	76,3	2106,3	202,7	950,0	135,0	663,4					33215,8	216085	
3) Benzin :																						
4	Arngase	2011,5	625,7	624,7	3,8	0,0	0,0	465,9	50,2		41,4			0,0						1233,9	7157	
5	Reichgase	1360,5	254,8	88,4	1,8	0,9	15,5	252,8	124,8	0,5	326,5		121,9		173,2	65,8		35,1		1688,1	19350	
6	Gesamt	3372,0	1080,5	713,1	5,2	0,9	15,5	718,7	174,8	0,5	367,9		171,9		173,2	65,8		35,1		3122,0	21007	
4) D.H.D. :																						
7	Arngase	2040,0	1152,6	0,0	0,0	0,0	0,0	607,9	197,9		65,3		16,3							899,6	12034	
8	Reichgase	934,5	21,7	2,7	0,2	0,8	0,4	65,2	183,8	0,8	217,7	1,7	182,7	3,9	252,9	139,9	3,1	43,8	0,8	1836,0	20665	
9	Gesamt	2974,5	1174,3	2,7	0,2	0,8	0,4	673,1	381,7	0,8	283,0	1,7	199,0	3,9	252,9	139,9	3,1	43,8	0,8	2785,6	33699	
10	Arngase	22711,9	9501,1	2679,4	877,5	2340,4	442,7	5065,1	1132,9	7,1	435,9	12,5	69,7	23,7	94,9					15829,8	97904	
11	Reichgase	15407,8	976,6	382,0	175,8	2656,8	1788,4	2176,8	2226,4	70,5	2270,3	191,9	1201,2	115,2	994,6	990,1	92,1	211,0	23,1	23323,6	177897	
12	Gesamt	38119,7	10477,5	3361,4	1053,3	5000,2	2211,1	7241,9	3359,3	77,6	2726,2	204,4	1270,9	138,9	1089,5					33163,4	275931	
In Einspritzprod. der Vorhydr.-Kam. enthaltene Kohlenanteile 5)																						
13	Arngase	606,0	0,5	771,2	0,4	4,6	5,3	1,4	5,8	0,4	52,2	6,1	133,6	23,3	301,2	116,0	18,8	17,6	4,6	1472,-	15993	
14	Reichgase	350,7				0,3	15,6	0,0	3,2	0,1	33,1	3,5	68,5	16,8	169,6	73,7	13,8	14,8	3,0	910,0	9718	
15	Gesamt	956,7	0,5	771,2	0,4	4,9	20,9	1,4	11,2	0,5	85,3	9,6	202,1	40,1	470,8	189,7	32,6	32,4	7,6	1382,-	25711	
von err. für Kreislauf:																						
16	Kohle	67665,0	65739,4	1614,1	145,2	0,0		355,3												7139,0		
17	Benzin	24605,0	23229,1	591,9	501,2	157,2		125,6												3535,-		
Zusatzgas (enthält frisches Kohle) :																						
18	Arngase	69600,0	65739,4	2387,2	146,2	0,0		995,3	132,2		219,7		0,0							9563,0	169667	
19	Reichgase	1715,0	0,0	703,1	0,0	0,0		640,0	132,2		221,7		0,0							1824,0	11532	
20	Gesamt	70755,0	65739,4	3090,3	146,2	0,0		1635,3	264,4		441,4		0,0							11387,0	181199	
von erg. in das Kohle-Reichgas																						
21	Arngase	1141,5	0,0	624,7	0,0	0,0		438,5	41,7		38,6		0,0							697,1	8739	
Reichgas-Aufteilung (soweit die Reichgase zur Destillation gelangen) :																						
22	Kohle(e) : Restgas aus Gerlach-Lindeanlagen	2934,1	618,1	468,7	132,3	0,0	0,0	1569,2	121,2	11,8	11,0	0,0	28,4	3,4	0,0	21,8	2,4	6,6	1,0	2667,7	17074	
23	Produktion d. unstab. Gasbl. im A-BI	3496,4						22,3	1433,2	114,1	1238,6	167,3	56,4	5,0	215,1	55,8	3,9	0,6	1,1	632,0	6508	
24	In Alkali Dest. ausgasen	8,5		0,1		3,3	5,1													13,3	26	
25	druckloses Gasbl. im Roh-BI	336,8											70,3	6,1	260,4	69,6	4,8	0,7	1,3	964,6	10354	
26	err. Diffz. in der Destillation	654,9		25,2	157,8	-27,6	1,3	-0,2	-120,6	-219,0	462,0	-349,9	-9,1	-222,5	-30,2	-69,1	-224,3	-21,5	+1,8	-8,7	-1581,4	-19565
27	Gesamt zur Destillation	7877,2	643,2	251,0	159,9	4,6	5,3	1712,1	1773,4	63,9	1599,5	176,4	638,0	104,4	545,4	714,6	63,6	123,4	20,8	11077,4	119562	
28	Arngase	585,1	244,6	107,4	1,3	0,0	0,0	218,9	8,1	0,1	2,2		4,5		0,0	2,6		1,9		312,7	2563	
29	Produktion d. unstab. Gasbl. im A-BI	416,1						3,1	95,1	0,9	241,7		75,1		0,2	41,8		33,3		758,6	7302	
30	In Alkali Dest. ausgasen	15,5		0,0		0,6	14,9													22,1	78	
31	druckloses Gasbl. im Roh-BI	91,4											8,7		82,7	8,5		0,2		265,0	2873	
32	err. Diffz. in der Destillation	-117,4		-10,0	+41,5	-0,3	-0,3	-0,6	-16,7	-14,6	+0,5	-68,3		-26,7		-21,9	-27,2		+0,5	-238,7	-3155	
33	Gesamt zur Destillation	1300,8	254,6	65,9	1,6	0,9	15,5	236,7	117,8	0,5	312,3		121,9		173,2	66,8		35,1		1817,1	19339	
34	Arngase	116,1	20,9	4,4	0,2	0,0	0,0	50,8	12,6	0,1	1,5	0,0	6,5	0,1	0,0	4,2	0,1	2,3	0,0	81,0	905	
35	Produktion d. unstab. Gasbl. im A-BI	432,2						0,8	148,5	1,5	168,6	1,8	108,8	2,3	0,4	66,8	1,9	41,7	0,4	770,6	6532	
36	In Alkali Dest. ausgasen	110,9											11,0	0,1	99,8	10,8	0,1	0,2	0,0	322,5	3483	
37	druckloses Gasbl. im Roh-BI	1,0		0,0		0,6	0,4													1,6	2	
38	err. Diffz. in der Destillation	134,8											13,8	0,3	120,7	13,5	0,2	0,3	0,1	391,7	4291	
39	Gesamt zur Destillation	149,5	0,8	1,7	0,0	-0,2	0,0	-4,6	-22,7	+0,8	-47,6	-0,1	-42,9	-1,1	-32,0	-43,6	-0,8	+0,7	-0,3	319,6	3512	
40	Arngase	934,5	21,7	2,7	0,2	0,8	0,4	65,2	183,8	0,8	217,7	1,7	182,7	3,9	252,9	139,9	3,1	43,8	0,8	1668,0	20665	
Gesamte Produktionen :																						
41	Athan' No 879/914	1796,0						26,2	1635,1	111,6	20,1	3,0								2223,0	25191	
42	Propan' No 879/914/897	1878,8						41,7	4,9	1628,2	165,9	37,0	1,1							3418,4	37820	
43	n. i. -Buten' No 197	669,9								0,6			60,0	60,9	1,4	451,7	52,9	155,3	8,0	1637,2	17885	
44	unstab. Gasbl. No 887/936	462,7											74,3	5,1	383,3	73,3	4,0	1,0	1,1	1343,5	14359	
45	Alkali dest.	25,0		0,1		4,3	2,4													37,0	136	
46	Restgase der Destillation	595,3	683,8	320,5	133,0	0,0	0,0	1000,0	141,9	12,0	14,1		31,4	3,5	1,0	28,6	2,5	10,8	1,0	2360,4	20542	
47	druckloses Gasbl. im Roh-BI	563,0											92,8	6,4	463,8	91,6	5,0	1,2	1,4	1622,3	17458	
48	err. Diffz. in der Destillation	1271,8											492,1	11,3	123,0	-495,1	-2,3	+3,0	-9,0	2138,7	26232	
49	Gesamte Reichgase zur Destillation	10112,5	919,6	319,6	161,7	6,3	21,2	2014,0	2075,0	65,2	2129,4	108,1	638,0	104,4	545,4	714,6	63,6	123,4	20,8	14780,5	159566	
50	Gesamte Produktionen einschli. Restgas	19950,7	663,6	520,6	133,0	4,5	25,4	1812,1	1818,7	128,5	1663,6	168,9	650,5	77,0	848,5	645,2	64,4	205,3	12,6	12641,8	133334	
Buten - Isomere - Anlagen No 197 :																						
51	Arngase - Propan'	19,3											10,4	0,7	4,4	0,4				31,0	408	
52	n. -Buten'	189,6											0,6		101,7	1,3				461,0	5020	
53	n. -Buten'	480,3											445,3	33,6		33,3	32,2	12,0	1,4	176,2	12838	
54	Gesamt - Einlage	689,4											10,0	0,1	609,2	61,1	1,4	451,7	52,9	157,5	1674,2	
Abgabe an die Kraftwerke - Verteilung :																						
55	1100er Leitung zur Hy. gereinigt (3Te enthalte per 30,1/12)	11550,0	9026,4	2001,2	600,5	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	14723,4	94334	
56	Arngase in No 264 vorbehandelt (E.G. 31h)	135,0	56,6	15,8	6,9	12,8	2,4	29,7	6,9		2,7	0,1	0,4	0,1	0,5					93,7	585	
57	Restgase in der 600er Ltg. (t.u. 256-zurückentap.)	3556,2	874,0	314,8	132,4	0,0	0,0	1626,0	140,6	2,0	13,9		35,2	3,5	0,0					2334,4	20779	
58	zurückentap. No 256 (ohne von Schöppel)	211,7																				

Bemerkungen:

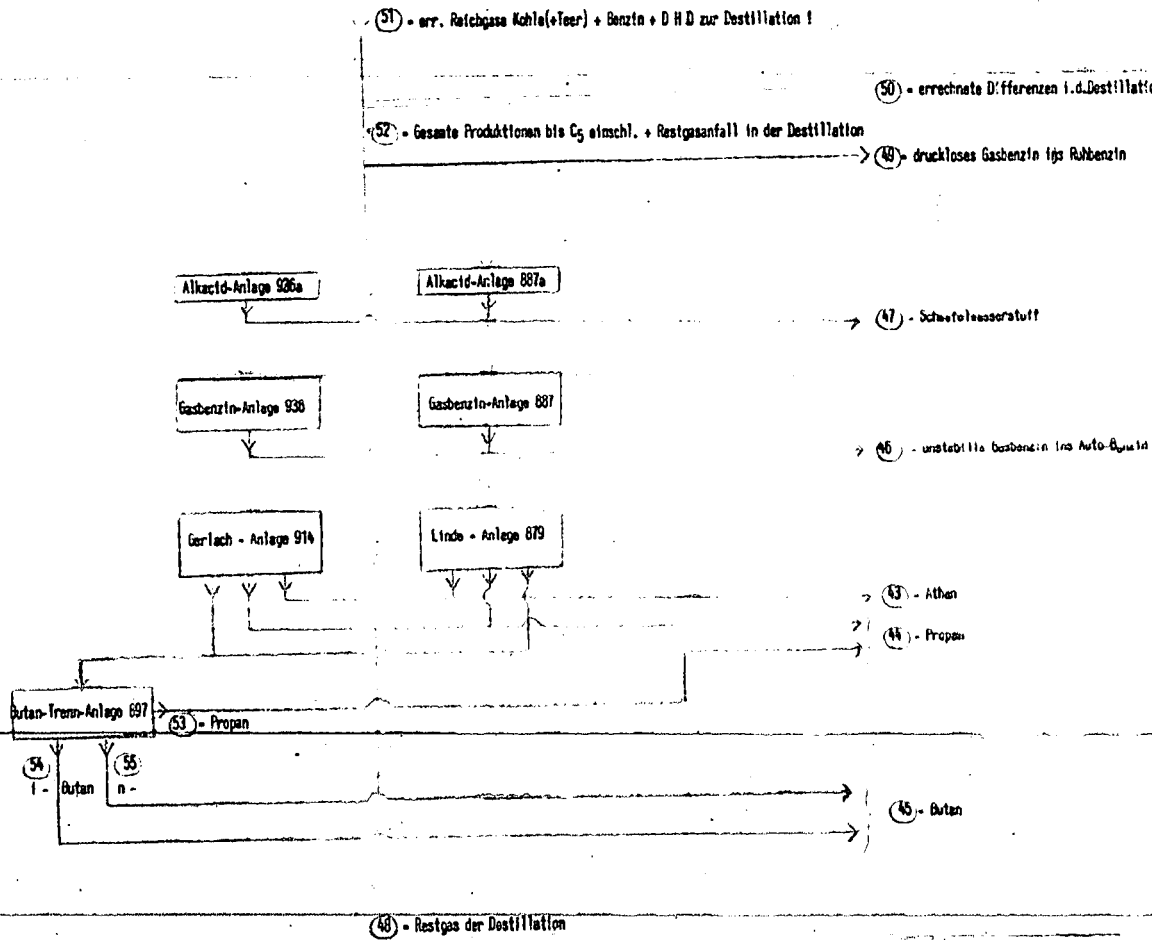
- 1) - Bei dieser Bilanz sind (wie in Dezember 1948) die in den Abtreibern der D1- und D2-Kammern, in Einspritzprodukt der Vorhydr-Kammern und in Beschäl der Reichgas-Wäsche gelöstes Gas nur bis C₂ gerechnet.
- 2) - Kreislauf Kohle(=Teer) erhält Zusatzgas (Zusatzgas = Ausgangs gas der Benzinkammern, welches vor dem Zusatz in 829 mit Kondensmesser gemessen wird), Kreislauf Benzol erhält das gesamte Frischgas (lfd. Nr. 75). Das Zusatzgas wird rechnerisch zerlegt in Frischgas (1/2) und die übrigen Komponenten des Frischgases werden anteilmäßig herausgerechnet und das Kreislaufspannungsgas (Kreislaufspannungsgas = die in Zusatzgas nach gefundenen Restwerte)!
- 3) - Das unter 2) und 13) mit aufgeführte Kreislaufspannungsgas ist hier mit eingerechnet! Die Reichgase B wurden errechnet aus dem Entspannungsgas 3d sowie dem Abtreiber 3d (Abtreiber genommen bei ca 3 ata und auf 10 mm Hg entpest); Aus den so gefundenen Reichgasen wurden die Anteile Kohle(=Teer), die mit dem Einspritzprodukt der Vorhydr-Kammern in diese gelangten, wieder herausgerechnet. Die in die Anlage B gelangten Anteile Kohle(=Teer) wurden ebenfalls herausgerechnet! Die gesamten Reichgase Benzol sind um die Mengen zu hoch eingesetzt, als solche evtl. mit dem Einspritzprodukt der D2-Kammern in die D2-Anlage gelangten. Analysen hierüber liegen zur Zeit noch nicht vor!
- 4) - Als Arngas DHD wurde das Überschlag (E.G. 1137) eingesetzt, während sich die Reichgase DHD aus dem Entspannungsgas 1103 und dem in Abtreiber DHD (genommen bei ca 3 ata und auf 10 mm Hg entpest) gefundenen Gasen zusammensetzen!
- 5) - Die hier eingesetzten Mengen sind einschl. der aus dem Benzinkreislauf stammenden Anteile Kreislaufspannungsgas!
- 6) - Wie bereits unter 2 angegeben erhält der Benzinkreislauf das gesamte Frischgas, während der Kreislauf Kohle(=Teer) Zusatzgas erhält, welches rechnerisch in Frischgas und Kreislaufspannungsgas aufgeteilt wird.
- 7) - In der Reichgas-Aufteilung und bei den Gesamt-Produktionen sind errechnete Differenzen eingesetzt! Diese Differenzen sind errechnet aus der Summe der zur „Destillation“ gehenden bzw. dort anfallenden Reichgase Kohle(=Teer) + Benzol + DHD abzüglich der in der „Destillation“ produzierten Mengen an C₂, C₃, C₄, C₅, H₂S sowie der gesamt anfallenden „Restgase“! (Die von Arabin stammenden 50,5 to sind in der Produktion nicht mit eingerechnet!)
- 8) - Diese Werte sind einschl. der im Rückgas entspannten Mengen: von 879 25,0 to C₂, von 914 105,0 to C₂, von 928 186,0 to C₃ sowie 11,0 to n-C₄, während die von Schkopau stammenden 31,1 to nicht mit eingerechnet sind!
- 9) - Menge und Zusammensetzung von drucklosen Gasbenzin sind noch immer geschätzt!
- 10) - Diese Werte sind nach Angaben der Betriebs-Kontrolle 201 eingesetzt, während die Auswertung der Analyse von E.G. 2 894 900 m³ CO₂ und 1 877 800 m³ H₂S ergaben!
- 11) - Die unter lfd. Nr. 70 angegebenen 315 000 m³ E.G. 83p (stammend von E.G. 256 und in die Ansaugleitung der Reichgas-Wäsche übergeströmt) sind als in Kreislauf gehend abgesetzt. Sie müßten also, um zu den jeweils tatsächlichen Werten (gemessen und analysiert) zu kommen, wieder eingerechnet werden!
- 12) - E.G. 258 (s. der tatsächliche Anfall in der 600er Leitung von der Destillation, also einschl. der unter 70) aufgeführten 315 000 m³ E.G. 83p sowie der von Schkopau stammenden 31,1 to!
- 13) - Es sind die in der Alkacid 282 ausgewaschenen Mengen (lfd. Nr. 67) bereits herausgerechnet!

Verteiler: Dr. Boesler 1
 Dr. Röhrd 1
 Dr. Pichler 1
 Dr. Schick 1
 Aktin (Str.) 1

4. März 1944

M. Jägle

Schema für die Kohlenwasserstoff- und Gasbenzin-Anlagen



1	2) Kohle:
2	3) Benzol:
3	4) DHD:
4	Kohle + Benzol + DHD:
5	Gesamtanwaschung in der Reichgas-Wäsche
6	davon gelangte in die Destillation
7	Frischgas:
8	davon err. für Kreislaufspannungsgas
9	Zusatzgas (enthält Frischgas und Kreislaufspannungsgas)
10	davon gelangte in die Destillation
11	Reichgas - Aufteilung
12	Kohle: Restgas aus Gerlach-Produktion d. stabilis. Gasbenzin in Alkacid Destill. druckloses Gasbenzin Verlust bzw. Diff. Gesamt zur Destillation
13	Benzol: Restgas aus Gerlach-Produktion d. stabilis. Gasbenzin in Alkacid Destill. druckloses Gasbenzin Verlust bzw. Diff. Gesamt zur Destillation
14	DHD: Restgas aus Gerlach-Produktion d. stabilis. Gasbenzin in Alkacid Destill. druckloses Gasbenzin Verlust bzw. Diff. Gesamt zur Destillation
15	Gesamte Produktionen
16	Athan* Ma 879+914
17	Propan* Ma 879+914+897
18	n- + i- Butan* Ma 897
19	stabilis. Gasbenz* Ma 890
20	Schwefelwasserstoff* der Alkacid
21	druckloses Gasbenz* ins Rohbenz
22	Restgase* der Gerlach-Anlage
23	Verluste* in der Destillation
24	Gesamt zur Destillation
25	Butan-Trenn-Anlage Ma 897
26	i-Butan*
27	n-Butan*
28	Gesamt = Eingangs-
29	Abgaben an die Kraftgas-Verteilung
30	1100er Leitung nur H ₂ gerechnet (Restgase in der 600er Ltg. (256) zurückentp. ins 256 (ohne von Schkopau) ins 829b über E.G. 33
31	Reichg. K. von 829b über E.G. 33
32	282 85
33	Gesamte Abgabe nur von Hydrocarbons
34	E.G. 30s - Abgas der Athylenfabrik von Schkopau zurückentp. ins 256
35	Gesamte Abgabe Hydrierung + Frischgas
36	Butter Einzelmessungen bzw. Abgaben in Alkacid 282 aus E.G. 31a ausgewaschen
37	85h
38	E.G. 31a - Gesamt-Rückgas der 1100er
39	83p - Gas von 256 an 829b
40	85h - Rückgas von 829b an Alkacid
41	87 - Reichgas K. hint. 282 aus
42	59+60+65 256 - Gesamt-Rückgas der 600er

POOR COPY 23 D

to	1 000	#
10570,6	65158	
16633,8	114721	
27204,4	179879	
1191,4	6468	
4572,1	47535	
5763,5	54003	
740,0	9555	
1058,3	11639	
1798,3	21493	
12502,0	81451	
22264,2	173894	
34766,2	255375	
1067,1	11351	
1058,0	11255	
9,1	96	
9519,6		
6326,5		
3193,1		
8209,0	147467	
1882,5	11886	
887,0	8362	
935,5	3524	
1570,6	16241	
5703,7	63442	
390,7	4216	
42,5	110	
552,1	5975	
1090,4	10987	
9350,0	100971	
378,4	2728	
18 47,2	23270	
684,8	7839	
4,5	0	
791,6	8550	
820,5	8178	
4527,0	47115	
51,7	614	
568,0	6281	
684,8	7389	
1,0	1	
158,1	1708	
148,5	1620	
1058,3	11638	
2063,0	23387	
3373,4	37317	
2682,5	29295	
1206,5	13019	
48,0	111	
1401,8	16333	
2077,7	19583	
2059,4	20785	
14935,3	159724	
12875,9	138939	
128,0	1413	
1054,6	11482	
1621,9	17813	
2810,5	30708	
12401,8	61186	
1982,4	19403	
536,0	5994	
415,4	2940	
208,6	3082	
15690,2	112605	
724,9	5310	
64,8	704	
18479,9	118819	
822,2	1926	
6610,0	6327	
13192,7	66496	
213,7	2157	
16246,2	111224	
9347,6	99815	
2796,9	28258	

Bemerkungen:

- Ab 1. Februar sind in Benzol-Kreislauf einer 6A3er Kammer mit in Betrieb!
- 1) - Bei dieser Bilanz sind (wie in Dez. 43 und Jan. 44) die in den Abtreifern der Benzol- und DHD-Kammern sowie den in Raschig der Reichgas-Wäsche gelöstten Gasen nur bis C₅ einschl. gerechnet!
 - 2) - Kreislauf Kohle erhält Zusatzgas (Zusatzgas = Ausgangsprodukt der Benzinkammer, welches vor dem Zusetzen in B29 mit Kondenswasser gewaschen wird), Kreislauf Benzol erhält das gesamte Frischgas (1fd. Nr. 15). Das Zusatzgas wird rechnerisch zerlegt in Frischgas (H₂ und die übrigen Komponenten des Frischgases werden anteilmäßig herausgerechnet) und das Kreislaufentspannungsgas (Kreislaufentspannungsgas = die in Zusatzgas noch gefundene Restwerte)!
 - 3) - Das unter 2) erwähnte Kreislaufentspannungsgas ist hier mit eingerechnet! Die Reichgase Benzol wurden errechnet aus den Entspannungsgasen 3c+3d, sowie den Abtreifern 3c+3d (Abtreifer genommen bei ca 3 atp und auf 10 mm Hg entspannt). Aus den so gefundenen Reichgasen wurden die Anteile Kohle, die über das Raschig der Reichgas-Wäsche mit dem Einspritzprodukt der Vorhydrierungskammer in diese gelangten, wieder herausgerechnet. Die in die Arngase Benzol gelangten Anteile Kohle wurden ebenfalls herausgerechnet! Die gesamten Reichgase Benzol sind um die Mengen zu hoch, die eventuell mit dem Einspritzprodukt der DHD-Kammer in die DHD-Anlage gelangten. Analysen hierüber liegen z.Zt. noch nicht vor. Das E.G. 70¹ ist in den Reichgasen Benzol mit enthalten!
 - 4) - Als Arngas DHD wurde das Überschussgas (E.G. 1100) eingesetzt, während sich die Reichgase DHD aus dem Entspannungsgas 1103 und den in Abtreifer DHD (genommen bei ca 3 atp und auf 10 mm Hg entspannt) gefundenen Gasen zusammensetzen! (E.G. 70¹ ist also nicht mit enthalten)!
 - 5) - Die hier eingesetzten Mengen sind einschl. der aus dem Benzol-Kreislauf stammenden Anteile Kreislaufentspannungsgas!
 - 6) - Wie bereits unter 2) angegeben, erhält der Benzol-Kreislauf das gesamte Frischgas, während der Kohle-Kreislauf Zusatzgas erhält (Zusatzgas wird rechnerisch aufgeteilt in Frischgas K und Kreislaufentspannungsgas)!
 - 7) - In der Reichgas-Aufteilung und bei den Gesamt-Produktionen sind errechnete Verluste bzw. Differenzen eingesetzt (einschl. 50.- to C₂C₄ die beim In-sich-fahren entspannt wurden). Diese Verluste sind errechnet aus der Summe der zur „Destillation“ gehörenden bzw. dort anfallenden Reichgase Kohle + Benzol + DHD abzüglich der produzierten Mengen C₂C₃C₄C₅H₂S⁶ sowie der gesamt anfallenden Restgase (die vom Probin stammenden B3,40 to sind in die Produktion nicht mit eingerechnet)!
 - 8) - Diese Werte sind ohne die im Kreislauf gehenden Mengen aber einschl. der ins Rückgas entspannten Mengen gerechnet (ohne 6A,8 to Butylen von Schkopau)! Es wurden zurückentspannt: C₂ von 879 - 27,5 to von 814 - 238,5 to, C₃ von 928 - 193, - to, n-C₄ von 897 - 77, - to!
 - 9) - Menge und Zusammensetzung vom drucklosen Gasbenzin werden noch feiner geschätzt!
 - 10) - Diese Werte sind nach Angaben der Betriebs-Kontrolle 201 eingesetzt, während die Auswertung der Analyse E.G. 85h 2 318 500 m³ CO₂ und 1 605 000 m³ H₂S ergibt!
 - 11) - Die 310 000 m³ E.G. 83p sind bei der Reichgas-Aufteilung, bei den Produktionen und beim Gesamt-Anfall als im Kreislauf gehend (von E.G. 256-ims 85h / 87 wieder ins 256) nicht mit eingerechnet!

Verteiler: Dr. Bosler 1
 Dr. Hrold 1
 Dr. Pichler 1
 Dr. Schick 1
 Aktien (Str.) 1

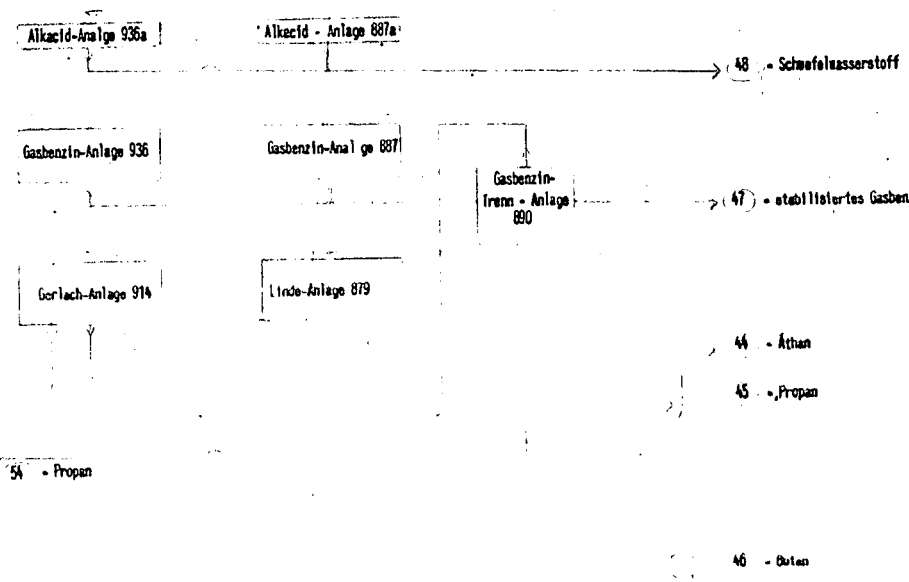
x) = absolut

4. April 1944

Jm

Schemo für die Kohlenwasserstoff- und Gasbenzin-Anlagen

- 52) = errechnete Reichgase Kohle + Benzol + DHD zur Destillation!
- 51) = errechnete Verluste in der Destillation!
- 53) = Gesamte Produktionen (bis C₅ einschl.) + Restgasanfall in der Destillation!
- 49) = druckloses Gasbenzin ins Rohbenzin



50 = Restgase der Destillation

POOR COPY 23 D

Tabelle 1.
Kohleanalysen.

23-E
22385

Kohleart Revier	Steinkohle								Ruhr			Saar		Braunkohle		
	Oberschlesien													Rhein- braun-	Mittel- deutsch- land	Frank- reich
Kohle Nr. Herkunft	1262 Janina	1118 Gräfin Johanna	1263 Myslo- witz	1197 Heinitz	1180 Beuthen	1160 Preuss- ben	1174 Castel- lango Abwehr	1216 Zweckel	1090 Gelsen- bg. jung	1086 Gelsen- bg. alt	1060 Victoria Püttlin- gen	1152 Luisen- thal	229 Union Rhein	145 Bühlen	1135 Lignite Gardanne	
Datum des Eingangs Vorbehandlung	12.4.43	21.1.39	21.4.43	15.3.40 ent- ascht	5.3.40 ent- ascht	12.12.39 entascht	2.10.39 entascht	5.3.41	29.7.37	30.11.36	21.1.36	18.4.39	16.12.42	31.7.36	4.1.38	
Analysen:																
% C a.RK	78,26	79,61	80,51	81,27	81,80	83,47	83,48	82,11	83,94	86,76	82,24	84,69	68,73	71,79	75,56	
% H " "	4,83	5,21	4,93	5,19	5,07	5,13	5,19	5,44	5,53	5,24	5,28	5,77	4,74	6,22	5,49	
% O " "	14,66	12,91	12,81	11,47	10,51	9,37	9,85	10,23	6,99	5,54	9,78	6,81	25,26	17,46	12,09	
% N " "	1,82	1,51	1,03	1,94	2,31	1,66	1,03	1,25	2,30	1,83	1,46	1,85	1,19	1,33	2,41	
% S fl. a.RK	0,42	0,8	0,3	0,23	0,31	0,32	0,45	0,75	1,12	0,63	1,24	0,70	0,077	3,20	4,43	
% Cl " "	0,03	-	-	0,06	0,019	0,049	0,070	0,21	0,13	-	0,115	0,18	0,065	-	0,02	
H disp. a. 100 C Inkohlungsgrad	3,30 0,554	4,04 0,553	3,68 0,578	4,11 0,565	3,97 0,577	4,29 0,588	4,44 0,587	4,68 0,560	4,87 0,568	4,74 0,609	4,46 0,572	5,28 0,558	1,90 0,458	4,95 0,400	4,15 0,502	
% S gesamt a. RK	0,99	1,11	0,57	0,42	0,43	0,40	0,58	1,05	1,20	0,85	1,28	0,73	0,43	5,44	6,10	
% Flüchtiges a. RK	38,28	39,89	35,31	37,54	38,74	37,09	36,48	39,11	37,92	30,24	38,22	40,05	52,54	63,06	51,51	
% Urteerausbeute	7,21	11,29	8,22	9,68	12,80	13,96	12,69	14,74	14,37	2)	14,39	16,92	8,64	20,55	16,33	
% Bitumen (Benzol)	0,25	0,30	0,68	0,32	0,36	0,43	0,44	0,38	0,7	0,49	0,50	0,83	1,25	3,60	0,49	
% " (Benzol-Alkohol)	-	5,02	-	6,54	-	5,89	2,90	4,22	5,5	0,87	-	3,02	-	13,78	4,53	
% Asche a. TK ⁶⁾	4,5	7,3	5,6	2,1	3,2	3,4	4,4	3,8	2,9	4,3	6,77 ⁸⁾	6,70 ⁸⁾	6,05 ⁸⁾	14,13 ⁸⁾	12,56 ¹⁾	
Alkalität g H ₂ SO ₄ /kg T.K. ⁷⁾	29,5	35,4	25,0	10,5	10,6	13,3	15,3	10,8	4,5	6,65	17,4	12,4	63	93,7	57,6	
Aschezusammensetzung:																
% SiO ₂ a. T.K.	0,91	1,95	1,64	0,75	0,93	0,98	1,51	1,37	1,13	1,87	2,65	2,65	0,44	2,26	1,96	
% Fe ₂ O ₃ a. T.K.	0,53	1,72	0,51	0,23	0,37	0,42	0,64	0,59	0,89	0,49	0,72	0,53	1,19	0,82	0,99	
% Al ₂ O ₃ " " "	0,73	1,45	1,39	0,70	0,97	0,90	1,10	1,00	0,80	1,47	2,43	2,05	0,34	1,66	0,98	
% CaO " " "	1,00	1,64	0,78	0,34	0,27	0,39	0,50	0,31	0,06	0,11	0,15	0,40	2,85	4,34	3,64	
% MgO " " "	0,19	0,76	0,40	0,12	0,13	0,17	0,23	0,09	0,04	0,06	0,39	0,33	0,36	0,42	0,34	
% TiO ₂ " " "	0,04	0,04	0,05	-	0,04	0,04	0,04	0,04	0,03	0,03	-	0,05	-	-	0,04	
% K ₂ O " " "	0,06	0,15	0,09	0,06	0,02	0,03	0,07	0,08	0,07	0,13	0,19	0,24	0,09	0,04	0,10	
% Na ₂ O " " "	0,06	0,15	0,09	0,06	0,06	0,04	0,07	0,08	0,07	0,13	0,19	0,24	0,09	0,04	0,10	
% SO ₃ " " "	1,03	1,70	0,69	0,46	0,37	0,40	0,57	0,32	0,04	0,09	0,13	0,45	0,66	4,46	4,35	
% P ₂ O ₅ " " "	0,01	0,04	0,03	0,03	0,05	0,04	0,04	0,01	0,01	0,04	0,02	0,01	0,01	0,15	0,16	
% Cl " " "	-	Spuren	-	Spuren	-	-	Spuren	-	-	-	-	Spuren	1,97	-	-	
Laufende Nummer	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	

1) geschätzt auf Grund der Analyse der am Ofen genommenen Kohlenprobe
 2) Schwefelanalyse wegen starken Blähens nicht ausführbar.
 3) geschätzt auf Grund der Aschezusammensetzung
 4) K 1182 vom 10. 11. 1936

5) gesamt
 6) Gehalt der hydrierten Kohle (Ofenprobe) nach Abzug von 0,4 für 1,2 % Eisensulfat
 7) dem Aschegehalt proportional gerechnet
 8) Originalprobe

POOR COPY 23 E

Tabelle 2.
Hydrierergebnisse.

22386-F

Kohleart	Steinkohle											Braunkohle		
	Oberschlesien						Ruhr				Saar		Rhein-land	Mittel-deutschl.
Kohle Nr. Herkunft	1162 Janina	1118 Gräfin Johanna	1263 Myslo- witz	1197 Heinitz	1180 Beuthen	1160 Preußen	1174 Castel- lergo Abwehr	1216 Zweckel	1090 Gelsen- berg jung	1086 Gelsen- berg alt	1060 Vikto- ria Püttl.	1152 Luisen- thal	229 Union Rheinbr.	143 Böhlen
Datum des Eingangs	12.4.43	21.1.39	21.4.43	15.3.40	5.3.40	13.12.39	2.10.39	5.3.41	29.7.37	30.11.36	21.1.36	18.4.39	15.12.42	31.7.36
Kohlevorbehandlung	-	-	-	entsascht	entsascht	entsascht	entsascht	-	-	-	entsascht	90% nat. 1/2 H ₂ S-Str. getrockn.	-	-
Verarbeitungsbedingungen	Fahrweise auf Benzin und Mittelöl, 600 atm, Eisenkontakte													
Ofentemperatur °C	471	470	458	471	474	472	470	480?	468	470	469	469	473	471
Ergebnisse:														
Abbau %	96,8	95,9	92,5	95,5 ²⁾	95,9	95,4	95,2	95,2	96,1	97,2	97,2	96,1	99,5	99,7
Bi-Mi-Leistung	0,36	0,33	0,32	0,31	0,32	0,27	0,25	0,30	0,27	0,22	0,25	0,21	0,49	0,43
% Vergasung a. Bi-Mi-V.	18,5	24,3	20,0	26,8	25,4	26,9	29,8	18,5	24,7	27,2	23,5	25,1	18,0	17,4
% Asphalt im Rücklauf ¹⁾	5,7	6,7	6,9	7,5	6,5	7,5	8,7	8,4	6,7	10,3	9,2	10,4	5,9	4,3
lfd. Nr.	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
Zusammenstellg. Nr.	220231	178011	226451	202441	198131	187091	182331	209511	198131	215891	Zahlen d. Dr.	145461	209181	?
" Datum	8.11.43	18.11.40	29.6.43	9.3.42	2.1.42	27.5.41	10.1.41	16.12.42	2.1.42	4.6.43	Bank angeg.	3.5.39	19.12.42	23.1.41
Bilanz Nr.	1-2	2-3	1-2	6-7	4-7	1-3	2-4	1a u. b	-	3 u. 5	-	5	-	-

1) Mittel aus s-Asphalt im Anreibeöl und s-Asphalt im Abschamm, bezogen auf ausgehendes Schweröl

2) geschätzt

POOR
COPY 23 F

Rohestoffe

I. G. FARBENINDUSTRIE AKTIENGESELLSCHAFT

23 G.
22387

POSTANSCHRIFT
I. G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft
Einkaufsabteilung
Ludwigshafen a. Rh.

DRAHTWORT
Anilinfabrik
Ludwigshafenrhela

FERNRUF
Nr. 6496

EMPFANGSBAHNHOF
Ludwigshafen (Rhein)
Anilinfabrik

GESCHAFTSZEIT
8-17 Uhr, Samstags 8-13 Uhr
BESUCHE
8-12 Uhr, außer Montage
und Samstags

KONTEN
Reichsbank-Giro-Konto Nr. 82
Postcheckkonto Nr. 5818
Ludwigshafen a. Rh.

Oberschlesisches Steinkohlen-
Syndikat G.m.b.H.

B e r l i n NW 7

Unter den Linden 12 / I.

G e h e i m !

Ihre Zeichen
Dr.K./Sch. B. 2203
Betreff.

Ihre Nachricht vom
3.4.1940

Unsere Zeichen (bei Antwort anzugeben)
Einkaufsabteilung
A

LUDWIGSHAFEN A. RH.
den 11.4.1940 eH

Brennstoffbedarf für neue Werke.

Wir bestätigen unser Schreiben vom 8. d.M. und sehen dem erbetenen Angebot für die Werke Regensburg und Burgkirchen ehestens entgegen.

Aus dem weiteren Inhalt Ihres eingangs erwähnten Schreibens haben wir uns die Lieferaussichten für die übrigen neuen Werke wie folgt bemerkt :

1.) Bunawerk Breslau

a) Karbidkoks 3/35 mm

Die Lieferung eines Brechkokes 3/35 mm mit einem Wassergehalt bis zu 1 % und einem Aschegehalt von 7 - 8 % kann von Ihnen nicht in Aussicht gestellt werden. Wir versuchen, die Eindeckung im Waldenburger Revier vorzunehmen, weshalb wir im gegebenen Falle diese Bedarfsangelegenheit als erledigt ansehen können. Sollten wir jedoch nicht zum Ziele kommen, so müßten wir uns nochmals an Sie wenden.

b) Generatorkoks 60/100 mm

Die Lieferung von 50 000 t Generatorkoks, beginnend 1942, haben Sie uns in Aussicht gestellt und mit Bezug auf unser Schreiben vom 8. d.M. nehmen wir an, daß die Qualitätsanforderung mit 1 % Wasser-, 8 1/2 % Aschegehalt und Festigkeit 78 auch eingehalten werden kann.

Zu Ihrer Unterrichtung fügen wir noch an, daß der Bezug mit geringeren Mengen vielleicht schon ab Mitte 1941 einsetzen wird.



4036-9082-25M-3109

- 2 -

POOR
COPY 23 G

22388

Oberschlesisches Steinkohlen-Syndikat G.m.b.H., Berlin. A

11.4.1940 eH 2

Brennstoffbedarf für neue Werke.

1.) Energiekohlen.

Die Lieferung der Höchstmenge bis zu 600 000 tate werden Sie in Form einer Mischkohle halb Staub, halb Förder, unter Umständen auch in der gleichen Aufteilung wie für Pölitz vornehmen.

2.) Neues Werk in Heydsbreck

a) Kraftwerkskohlen.

Die Höchstmenge bis zu 560 000 tate werden Sie voraussichtlich mit ca. $\frac{2}{3}$ Staub, den Rest in Förder- und Kleinkohlen liefern können.

b) Heißgasgeneratorenanlage

Die Menge von zunächst ca. 18 000 t, steigend bis zu 65 000 t, in der Körnung 10/40 mm, werden Sie liefern können.

c) Generatorkoke für die Wassergasfabrik

Von dem in unserem Schreiben vom 12.3.1940 aufgegebenen Höchstbedarf von 770 000 t, der sich unter Umständen durch Nichtzuteilung von Ferngas nochmals um 200 000 t auf 970 000 t erhöhen kann, stellen Sie nur eine Menge von höchstens bis zu 200 000 t in Aussicht. Wenn vielleicht auch ein Teil dieses Bedarfes in Schmelzkoke von Werk Blechhammer geliefert werden kann, so fehlen für die Sicherstellung des Bedarfes immer noch 170 000 evtl. auch 370 000 t. Aus diesem Grunde wäre uns die nochmalige Prüfung wegen Übernahme von Mehrmengen sehr erwünscht. Auch für die in Aussicht gestellten 200 000 t nehmen wir mit Bezug auf unser Schreiben vom 8. d.M. an, daß die geforderte Qualität mit Wasser 1 %, Asche $8\frac{1}{2}$ % bis 9 % und Festigkeit mindestens 70 eingehalten werden kann.

3.) Süddeutsche Holzversäckerungswerke A.G., Regensburg.

Wegen der zugesagten Lieferung von 60 - 70 000 t Energiekohlen beziehen wir uns auf unser Schreiben vom 8. d.M.

- 3 -

Oberschlesisches Steinkohlen-Syndikat

Brennstoffbedarf

4.) Neues Werk

Die Lieferung

in Form einer Mischkohle

10/20

5.) Werk

Wegen

der

in Form

wir

Zusammen

Ausnahme

Staubkohle

nach größter

weitestgehender

nicht möglich

heranzuziehen

Um den

Brennstoff

uns bald

Lieferung

zukommen

mit-anstreben

Frage

wir sehr

baldig

D. an

" "

" "

" "

" "

POOR COPY 23 G

22389

Oberschlesisches Steinkohlen-Syndikat G.m.b.H., Berlin. A

11.4.1940 eH 3

Brennstoffbedarf für neue Werke.

4.) Neues Werk in Dyherrnfurth an der Oder

Die Lieferung der gewünschten Menge von etwa 150 000 jato Energiekohlen mit Lieferbeginn gegen Mitte 1941 ist Ihnen in dem Sortiment 10/20 mm möglich, womit wir uns einverstanden erklären.

5.) Werk Burgkirchen bei Altötting

Wegen der in Aussicht gestellten Lieferung des Bedarfes von jährlich ca. 250 000 jato Energiekohlen mit Lieferbeginn ab Juli 1940 in Form von $\frac{2}{3}$ in Staub und den Rest in anderen Sortimenten können wir uns noch auf unser Schreiben vom 8. d.M. beziehen.

Zusammenfassend möchten wir nochmals betonen, daß sämtliche Werke mit Ausnahme von Dyherrnfurth Staubkohlenfeuerung erhalten werden, für die Staubkohlen der geeignetste Brennstoff sind. Wir bitten Sie daher, nach größter Möglichkeit für die Lieferung der aufgegebenen Bedarfe weitestgehend in Staubkohlen vorzusehen und nur insoweit, als dies nicht möglich ist, andere Sortimente wie Kleinkohlen und Förderkohlen heranzuziehen.

Um den neuen Werken Gelegenheit zu geben, ihre Kalkulation über die Brennstoffgestehkosten aufzumachen, wäre es sehr erwünscht, wenn Sie uns baldigst für jedes Werk ein Angebot für die in Aussicht genommenen Lieferungen, unterteilt nach den von Ihnen vorgesehenen Sortimenten, zukommen lassen wollten. Wenn es Ihnen möglich wäre, gleichzeitig mit-angeben, welche Gruben für die Zuteilungen voraussichtlich in Frage kommen, dann wäre uns mit einer solchen Angabe sehr gedient.

Wir sehen daher Ihrer Stellungnahme zu unserem heutigen Schreiben baldigst entgegen.

I.G.FARBENINDUSTRIE AKTIENGESELLSCHAFT

D. an : Bunawerk Breslau,
" " neues Werk Heydebreck.
" " Südholag, Regensburg,
" " neues Werk Dyherrnfurth,
" " Werk Burgkirchen b./Altötting.

POOR
COPY 23 G

Kokobedarfs - Übersicht

für Wannwerk III, Heydebreck und Pöhlitz und die voraussichtliche
Eindockungsmöglichkeit nach unserer Aufstellung vom 22.4.1940.

	<u>I.G.-Werk Breslau</u> Stat. Marktstädt		<u>I.G.-Werk Heydebreck</u> Stat. Reigersfeld	<u>Hydrierwerk Pöhlitz</u> Stat. Pöhlitz
	<u>Karbidkoks</u> 3/35 evtl. 2/45 mm jato	<u>Generatorkoks</u> 60/100mm jato	<u>Generatorkoks</u> 40/150 mm jato	<u>Generatorkoks</u> Hochofenkoks jato
	Ursprünglich benötigte Menge lt. unserer Aufstellung vom 22.4.40 für 1942	70 000	50 000	<u>I. Ausbau</u> 500 000
<u>Steigerung ohne Terminangabe</u> <u>möglich auf</u>	110 000	100 000		
<u>Steigerung ohne Terminangabe</u> <u>in Aussicht auf</u>	220 000		<u>II. Ausbau ab ?</u> + 250 000 + 200 000; wenn evtl 250 Mill m ³ Fergas von Breslau nicht geliefert werden können.	

lt. Brief Oberschlesien vom
7. und 22.4.1940

Lieferungsmöglichkeit

50 000 jato
in Aussicht gestellt
falls Lieferm. von
Hochofenwerk
wünscht werden kann.

bis max. 200 000 jato
wenn Lieferm. in
Aussicht steht
Hochofenwerk
Schweitzer von
Eisenhammer.

Pöhlitz auf ab 1941
von R.F.A.S. in
Aussicht gestellt
wenn Lieferm.
wünschbar
Lieferungsmöglichkeit
den könnte.

...

...

...

...

...

...

...

...

...

...

...

...

...

...

70

78

23-11

Kokbedarf - Übersicht

für Bismarck III, Haydebreak und Pölitz und die vorzusehende
 Bindeungsmöglichkeit nach unserer Aufstellung vom 22.4.1940.

	<u>I.G.-Werk Brealun</u> Stat. Marktstätt		<u>I.G.-Werk Haydebreak</u> Stat. Weigersfeld	<u>Hydrierwerk Pölitz</u> Stat. Pölitz
	<u>Karbidkoks</u> 3/35 evtl. 2/45 mm jato	<u>Generatorkoks</u> 60/100mm jato	<u>Generatorkoks</u> 40/150 mm jato	<u>Generatorkoks</u> Hochofenkoks jato
Ursprünglich benötigte Menge lt. unserer Aufstellung vom 22.4.40 für 1942	70.000	50.000	<u>I. Ausbau</u> 500.000	<u>150.000</u> ab 1941 1 % Wasser, 8 1/2 % Asche, 80 Trommelfestigkeit
<u>Steigerung ohne Terminangabe möglich auf</u>	110.000	100.000	-	-
<u>Steigerung ohne Terminangabe in Aussicht auf</u>	220.000	-	-	-
			<u>II. Ausbau ab 1</u> + 270.000 + 200.000; wenn evtl. 250 Mill. m ³ Ferngas von Brealun nicht geliefert werden können.	
1t. Brief Oberschlesien vom 3. und 22.4.1940	Lieferung abgelehnt	50.000 jato in Aussicht gestellt, falls Mengen von Kokerei Gleiwitz freigegeben werden können.	bis max. 200.000 jato von Kokerei Gleiwitz in Aussicht gestellt. Vielleicht 400.000 jato Schmelzkoks von Werk Bleichhammer.	Pölitz hat am 15.3.1940 beim R.W.K.G. in Essen angefragt, worauf mangels verfügbarer Mengen keine Lieferungsangebots gemacht werden konnte.
<u>Regelfracht von der Ruhr</u>	RM 15.30 die t		RM 16.40 die t	RM 13.80 die t
" " <u>Niederschlesien</u>	" 4.50 " "		" 7.-- " "	" 10.90 " "
<u>Annahmefracht</u> bei 25 % Ermäßigung (bestellt am 15.5.1940 beantragt)				RM 9.90 die t

Offizielle Preise
 die t ab Zeebe

Waldschmidt
 RM 19.--

Waldschmidt
 RM 22.--

Waldschmidt
 RM 27.--

Niederschlesien

<u>Waldschmidt</u> 60/100 mm RM d.t.	<u>Waldschmidt</u> 60/100 mm RM d.t.
21.50	20.50
2.90	5.90
27.40	26.40

<u>Waldschmidt</u> Brechkoks 3/35 mm RM die t
17.50
8.50
27.80

Qualitäts-Vorschrift für Eisen- und Stahlwerke

Wasser
Asche
Trommelfestigkeit
 mindestens

Waldschmidt
 (Juliussechtht)

1, - %
 8,5 %
 78

Waldschmidt

2, - %
 8,5 %
 78

(...)
 Festigkeit
 ...

- Abschrift - Ma.

Herrn Dr. Mengler.

23-I

I. G. Ludwigshafen, Einkaufsabteilung. 22392

Rohstoffe

W.

An
Sparte I Oppau
über Herrn Dir. Dr. Müller-Gunradi.

A 29. 4. 40. ra.

Betreff: Brennstoffbedarf für Ostwerke.

Wir übersenden Ihnen anbei Bedarfsübersicht für die neuen Ostwerke, woraus u.a. hervorgeht, dass Oberschlesien bereit ist, den Bedarf für Energiekohlen für das Bunawerk Breslau je hälftig in Staub- und Förderkohlen zu liefern, wogegen das Werk Heydebreck seinen Bedarf in Energiekohlen in $\frac{1}{3}$ Staubkohlen und $\frac{2}{3}$ Förderkohlen erhalten soll. Hierzu bemerken wir, dass das Oberschlesische Steinkohlen-Syndikat zugesichert hat, mehr als die angegebene Menge Staubkohlen zu liefern, ohne jedoch eine Verpflichtung nach dieser Richtung hin zu übernehmen; diese bestehe nur in der Höhe der von ihm angegebenen Antelle. Wenn Sie fragen, aus welchem Grunde dem Werk Breslau eine Zusage für eine größere Quote in Steinkohlen gemacht wurde, dann müssen wir bemerken, dass dies darauf zurückzuführen ist, dass wir gegen die Versorgung des Werkes Breslau schon mit Oberschlesien verhandelt, als uns der Bedarf des Werkes Heydebreck noch nicht bekannt war. Wir schlagen vor, sobald die Lieferungen einsetzen, und sich tat sächlich eine größere Zuteilung von Staubkohlen für das Werk Breslau bemerkbar machen sollte, wegen einer gleichmäßigen Verteilung eine Verständigung zwischen Heydebreck und Breslau herbeizuführen, wenn dies seinerzeit zweckmäßig erscheint.

an
Kon.
über Herrn Dir. Dr. Müller-Gunradi.

I.O.

Bedarf ab April 1942 für 1942 für 1943

Steigerung ohne T. möglich

Steigerung ohne T. in Ass.

Bedarf ab 1. Mai 1942 31. Dezember

I. Ausbau d. II. "

Lieferbeginn Mai

1942

1943

1944

1945

1946

1947

1948

1949

1950

1951

1952

1953

1954

1955

1956

1957

1958

1959

1960

1961

1962

1963

1964

1965

1966

1967

1968

1969

1970

1971

1972

1973

1974

1975

1976

1977

1978

1979

1980

1981

1982

1983

1984

1985

1986

1987

1988

1989

1990

1991

1992

1993

1994

1995

1996

1997

1998

1999

2000

2001

2002

2003

2004

2005

2006

2007

2008

2009

2010

2011

2012

2013

2014

2015

2016

2017

2018

2019

2020

2021

2022

2023

2024

2025

2026

2027

2028

2029

2030

2031

2032

2033

2034

2035

2036

2037

2038

2039

2040

2041

2042

2043

2044

2045

2046

2047

2048

2049

2050

2051

2052

2053

2054

2055

2056

2057

2058

2059

2060

2061

2062

2063

2064

2065

2066

2067

2068

2069

2070

2071

2072

2073

2074

2075

2076

2077

2078

2079

2080

2081

2082

2083

2084

2085

2086

2087

2088

2089

2090

2091

2092

2093

2094

2095

2096

2097

2098

2099

2100

Der Darunterpreis betr.

Bedarfsübersicht für die neuen Werke und die voraussichtliche Eindeckungsöglichkeit.

	I.G.-Werk Breslau			I.G.-Werk Heydebreck		Regensburg	Burgkirchen	Dykerrefabrik
	Energiekohlen 7/3 Staubkohlen 2/3 Förderkohlen	Karbidkoks 3/35 mm	Generatorkoks 60/100 mm	Energiekohlen (5 900 u./Hrw.)	Generatorkohlen 10/40 mm (6 500 u./Hrw.)	Generatorkoks 40/150 mm	Energiekohlen 10/25 mm	Energiekohlen 60/80 mm 10/80 mm
Bedarf ab April 1941	3 000 tonte	-	-			nachträglich gewünscht		
für 1942	240 000 tonte	70 000 tonte	50 000 tonte					
für 1943	350 000 "							
Steigerung ohne Terminangabe möglich auf	500/600 000 "	110 000 "	100 000 "					
Steigerung ohne Terminangabe in Aussicht auf	-	220 000 "	-					
Bedarf ab 1. Mai 1941 bis 31. Dezember 1941				2 500 tonte - 8 000 tonte	18 000 tonte evtl. Generatorkoks			
I. Semester ab 1942				480 000 tonte	65 000 tonte	500 000 tonte		
II. " " "				100 000 "		270 000 "		
Lieferbeginn Mai 1940						(wenn evtl. 250 Mill. m ³ Ferngas von Breslau abholt geliefert werden können)		
Juli 1940						60/70 000 tonte		
Frühjahr 1941							250 000 tonte	
Mitte 1941								30 000 tonte
Stärke des Bestandes	600 000 tonte	Waldenburg soll tiefgeleert werden	in Ausleitgeleert	40 000 tonte	10/40 mm	200 000 tonte	davon 75 tonte	von 75 tonte
Stärke des Bestandes von 3.4.1940 bestehen die nebenstehend angegebene Lieferfähigkeit	72 Staubkohlen 72 Förderkohlen vlt. Politz. Mischung zugelegt	72 Staubkohlen 72 Förderkohlen Oberschi am 22.4.40 nochmals abgeleert	am 22.4.40 Vorbehalt, daß Mengen von Kohlen frei gemacht werden können	22.4.40 nur zu Kohlenlisten	22.4.40 nur zu Kohlenlisten	22.4.40 nur zu Kohlenlisten	22.4.40 nicht gestellt	22.4.40 nicht gestellt
Stärke des Bestandes	RM 6.70	RM 12.60	lt. Brf. 22.4					
Der Durchschnittspreis beträgt								

Bedarfsübersicht

22394

für die neuen Werke und die voraussichtliche Eindeckungsöglichkeit
lt. Besprechung am 13.6.1940 in Ludwigshafen a. Rhein.

	I.G.-Werk Breslau			I.G.-Werk Heydabreck		
	Energiekohlen 1/3 Staubkohlen 2/3 Förderkohlen	Karbidkoks 3/35 mm evtl. 2/45 mm	Generatorkoks 40/150 mm	Energiekohlen (5900 u. Heizw.)	Generatorkohlen 10/40 mm (6500 u. Heizw.)	Generatorkoks 40/150 mm
<u>Bedarf ab 1. April 1941</u>	3 000 meto	-	-	-	-	-
für 1942	240 000 jato	ab Mitte 1942 30 000 jato (2 Öfen)	ab Jahreswende 1941/42 35/35 000 jato	-	-	-
" 1943	360 000 "	-	-	-	-	-
<u>Steigerung ohne Terminangabe möglich auf</u>	600 000 "	60 000 jato (Termin kann 1/2 Jahre vorher angegeben werden)	35/35 000 jato	-	-	-
<u>Steigerung ohne Terminangabe (liegt in weiter Zukunft)</u>	-	120 000 jato (4 Öfen) bzw. 180 000 jato (6 Öfen)	100' 000 jato	-	-	-
<u>Bedarf ab 1. Mai bis 31. Dez. 41</u>	-	-	-	2 500 meto bis 5 000 "	18 000 jato evtl. Generator- koks	-
				<u>I. Ausbau 1942</u> 360 000 jato	<u>I. Ausbau 1942</u> 65 000 jato	<u>I. Ausbau Ende 41</u> 300 000 jato bis 500 000 "
				<u>II. Ausbau ?</u> + 100 000 jato	<u>II. Ausbau</u> + 270 000 jato + 200 000 " (wenn, was sehr wahrscheinlich ist, 250 Mill. m ³ Ferngas von O.S. nicht geliefert wer- den können)	
	<u>Oberschl. a 3.4.40</u> Anforderung in 600 000 jato 1/2 Staub 1/2 Förderkohlen evtl. Pulitzer Mischung zugelegt	<u>Oberschl. a 3.4.40</u> Anforderung in 600 000 jato 1/2 Staub 1/2 Förderkohlen evtl. Pulitzer Mischung zugelegt	<u>Oberschl. a 3.4.40</u> Anforderung in 600 000 jato 1/2 Staub 1/2 Förderkohlen evtl. Pulitzer Mischung zugelegt	<u>Oberschl. a 3.4.40</u> Anforderung in 600 000 jato 1/2 Staub 1/2 Förderkohlen evtl. Pulitzer Mischung zugelegt	<u>Oberschl. a 3.4.40</u> Anforderung in 600 000 jato 1/2 Staub 1/2 Förderkohlen evtl. Pulitzer Mischung zugelegt	<u>Oberschl. a 3.4.40</u> Anforderung in 600 000 jato 1/2 Staub 1/2 Förderkohlen evtl. Pulitzer Mischung zugelegt

I.G. FARBE
Bedarf ab 1.
für 19
" 19
Steigerung oh
m
Steigerung oh
(liegt in weit
Bedarf ab 1. M

Bedarfsübersicht

für die neuen Werke und die voraussichtliche Eindeckungsöglichkeit
lt. Besprechung am 13.6.1940 in Ludwigshafen a. Rhein.

	I.G.-Werk Breslau			I.G.-Werk Heydebreck		
	Energiekohlen 1/3 Staubkohlen 2/3 Förderkohlen	Karbidkoks 3/35 mm evtl. 2/45 mm	Generatorkoks 40/150 mm	Energiekohlen (5900 u. Heizw.)	Generatorkohlen 10/40 mm (6500 u. Heizw.)	Generatorkoks 40/150 mm
<u>Bedarf ab 1. April 1941</u>	3 000 moto	ab Mitte 1942	ab Jahresende 1941/42			
für 1942	240 000 jato	30 000 jato (2 Öfen)	25/35 000 jato			
" 1943	360 000 "					
<u>Steigerung ohne Terminangabe</u> <u>möglich auf</u>	600 000 "	60 000 jato (Termin kann 1/2 Jahre vorher angegeben werden)	25/35 000 jato			
<u>Steigerung ohne Terminangabe</u> <u>(liegt in weiter Zukunft)</u>		120 000 jato (4 Öfen) bzw. 180 000 jato (6 Öfen)	100 000 jato			
<u>Bedarf ab 1. Mai bis 31. Des. 41</u>				2 500 moto bis 5 000 "	18 000 jato evtl. Generator- koks	
				<u>I. Ausbau 1942</u> 360 000 jato	<u>I. Ausbau 1942</u> 65 000 jato	<u>I. Ausbau Ende 41</u> 300 000 jato bis 500 000 "
				<u>II. Ausbau ?</u> ± 100 000 jato		<u>II. Ausbau</u> ± 270 000 jato ± 200 000 " (wenn, was sehr wahrscheinlich ist, 250 Mill. m ³ Ferngas von O.S. nicht geliefert wer- den können)
	<u>Oberschl. a. 2.4.40</u>	<u>Oberschl. a. 2.4.40</u>	<u>Oberschl. a. 2.4.40</u>	<u>Oberschl. am</u> <u>2.4.40</u>	<u>Oberschl. am</u> <u>2.4.40</u>	<u>Oberschl. am</u> <u>2.4.40</u>
	Lieferung bis 600 000 jato 1/2 Staub- 1/2 Förderkohlen evtl. Pölitzer mischung zugeeagt	abgelehnt. Wal- denburg soll Li- ferung übernehmen. <u>Oberschl. a. 22.4.40</u> nochmals abgelehnt.	50 000 jato in An-sicht ge- stellt. <u>Oberschl. am</u> <u>am 22.4.40</u> Vorbehalt, daß Mengen von Ko- kereri gleitw. freigewacht werden können	bis zu 520 000 jato, 1/3 St. ab- Rest Förder- u. Kleinkohlen zu Lieferung über- nommen. <u>Oberschleien</u> <u>am 22.4.40</u> Kleinkohlen kö- nnen nicht mehr geliefert werden	bis zu 65 000 jato, 10/40 mm zugeeagt. <u>Oberschleien</u> <u>am 22.4.40</u> Mur zu Syndik- listen, reisen	höchstens 200 000 jato Aus. icht. gestell- von Kokereri Gleit- sitz unter Vorbe- halt Ferner: ca. 100 000 t stückiger ca. Koks von <u>Walzenberg</u> aufgrund des Gas- vertrages zu er- warten. Voraussetz.lich 400 000 jato Schwellkoks von Werk <u>Blochhütte</u>
	Staubkohlen 0/10 mm RM 6.70 d.t. Förderkohle RM 12.60 d.t. Durchschnitt RM 9.65 d.t.			Preis RM 10.63 tte		
		3.2.4.40 bis 1. April 41 bei Schkopau, ohne Festlegu. d.	47 80. festig. keit.			8, 24 Acche 80 Festig...

23-K. 09. Hoffmannthal
Kalt.

Hochdruckversuche La 906.

Ludwigshafen/Rh., den 24. Januar 1943.

Dr. M.H.

Geheim!

Zurück an
Vorzimmer Dir. Dr. Pieß

Vergasungs-Gasversuch

Besprechung in Blechhammer 19.1.43.

22396

Teilnehmer die Herren

Dr. Krönig, Blechhammer,

Dr. Waldmann, I.G.

Dr. Bähr, I.G.

Betr. Gestehkosten für Schwelkoks.

In der Besprechung am 19.1.43 wurden die Wirtschaftlichkeitszahlen der Schwelerei besprochen. Hierbei stellte es sich heraus, daß die in unserer Kalkulation zugrunde gelegten ~~Schmelz~~ Anlagekosten für den Spülgasofen ungefähr mit den Kosten der Lurgi-Anlage in Blechhammer übereinstimmen. Als Einheitspreis wurden von Dr. Krönig folgende Zahlen vertraulich mitgeteilt:

Kohlepreis für Ruß III	12,85	Rm./to,
Fracht	2,50	Rm./to,
Werksfracht	1,50	Rm./to,
Wäsche	0,50	Rm./to,
Lager	0,50	Rm./to
	=	17,25 Rm./to

Der Kokspreis wurde mit 35.00 Rm. angegeben.

1 Schwelzer komplett kostet 2 500 000.- Rm.

Gesamtanlagekosten für Blechhammer etwa 575 Mill. Rm.

Brikettierung komplett 14 700 000 Rm. für 1 200 000 to Kohledurchsatz.

Die Brikettierungsanlage ist nach Ansicht von Dr. Krönig viel zu teuer errichtet!

Allein die Nachwärmsöfen für die Sulfitablaugebriketts kosten 2 500 000 Rm.

Energiekosten:

Strom	3,05	Pfg./kWh
Dampf	5,95	Rm./to
Niederdruckdampf	4,90	Rm./to
Frischwasser	0,10	Rm./m ³
Rückkühlwasser	0,04	Rm./m ³
Löhne insgesamt, einschl. sozialer Zulagen	3,25	Rm./Stk.
Laboratorium	4,5	%

Kapitalkosten:

Amortisation	12	%
Versicherung	4,32	%
Wagnis	2,02	%
Körperschaftsteuer	2,52	%
Feuerschutz	1,0	%
Gewinn ?	0,5	%

2799 ✓

POOR
COPY

23 K

PO
CO

Ausbeute : 70 % Gesamtkoks, davon 70 % Grobkoks = 49 % Krobkoks,
während nach unserer Aufstellung 59,6% Grobkoks anfallen.

20 % Koks von 8 bis 20 mm = 14,00 Rm./to

10 % Koks unter 8 mm = 9,88 Rm./to.

Die Kalkulation von Blechhammer wurde nicht nach den Gesichtspunkten zur Er-
mittlung der Gestehkosten aufgebaut sondern danach, was der Koks kosten darf
unter Ausschöpfung aller Möglichkeiten, wie

gesetzlich zugelassene Spenden	0,09 Rm./to,
Lagerung und Behandlung	1,15 Rm./to
Transport	1,48 Rm./to
Mängelrüge	0,35 Rm./to
Skonto 2 % =	0,70 Rm./to.

Bahn

POOR
COPY

23 K

P
C

W. H. Höding

Leuna Werke, den 9.10.1941 A.

Unverbindliche Kostenschätzung für neue
Zinkleranlage in Moosbierbaum.

W. H. Höding

23-L
22398

Auslegung: 80.000 m³ Heizgas 1000 WE aus oberachlesischen Fein-
schwarkoks 0 bis 5 mm (trocken).

1. Brennstoffversorgung:

60 Kibbelwagen	RM	1.800.000.-
Kibbelaufzug	"	500.000.-
Bunker für 1400 t	"	700.000.-
		<hr/>
		3.000.000.-
		+ 15 %
		500.000.-
		<hr/>
	RM	3.500.000.-

2. Zinkleranlage:

Fundamente und Gerüste für 3 Generatoren	RM	300.000.-
3 Generatoren je 4,6 m Ø	"	800.000.-
interne Fördereinrichtungen dafür	"	100.000.-
3 Abhitzeessel	"	900.000.-
3 Multiklongruppen	"	200.000.-
Kühler und Vorläufer	"	120.000.-
Gasleitungen	"	330.000.-
Wasserleitung für Gaswaschwasser	"	150.000.-
Heizkessel Becken	"	250.000.-
Anheizgenerator	"	30.000.-
Kühlwasserkreislauf für Kühler usw.	"	100.000.-
		<hr/>
		3.280.000.-
		+ 15 %
		520.000.-
		<hr/>
	RM	3.800.000.-

2. Zubehör und Gasreinigung:

Staubförderung nach dem Kesselhaus (einschließlich etwa 400 m Förderleitung)	RM	150.000.-
3 Desintegratoren mit Gebäude	"	200.000.-
Büro, Laboratorium, Werkstatt	"	150.000.-
Aschenabpflung (ohne Leitung zum Walde)	"	50.000.-
		<hr/>
		550.000.-
		+ 15 %
		80.000.-
		<hr/>
	RM	630.000.-

RM	3.800.000.-
"	530.000.-
"	630.000.-
<hr/>	
Gesamt	RM 4.960.000.-

W. H. Höding

W. H. Höding
über

POOR COPY 23 L

I. G. Ludwigshafen
Einkaufsabteilung

Rohstoffe
23 M 22399

A 12.4.1940 eH

Notiz

Über eine Aussprache mit den neuen Ostwerken wegen der Brennstoffversorgung am 10.4.1940 bei der Einkaufsabteilung Ludwigshafen.

Anwesend :	Herr Dr. Ertel	für Methanol Walden-
		burg
	" Dr. Wengler und	" I.G.-Werk Heyde-
	" Dr. Ertel	breck
	" Dr. Eisfeld	" I.G.-Werk Breslau
	" Dr. Rohde	
	" Dr. Schnell	
	" Direktor Weiss	von der Einkaufsabtei-
	" Koch	lung Lu.

Herr Direktor Weiss gab einleitend einen kurzen Bericht über die Lage auf dem deutschen Kohlenmarkte und bemerkte, daß in letzter Zeit verschiedene I.G.-Stellen mit den Bergwerksgesellschaften und Syndikaten sowie Reichsstellen wegen der Belieferung der neuen Ostwerke mit Brennstoffen verhandelt hätten. Da jeder Teil dabei nur seine eigenen Belange vertreten habe, so seien die Verhandlungen zwischen den Beteiligten etwas durcheinander gelaufen. Herr Generaldirektor Dr. Bierhaus habe daher bei einem kürzlichen Zusammentreffen in Berlin geboten, den ganzen Fragekomplex gemeinsam durchzusprechen, um aladann prüfen zu können, ob und inwieweit Lieferwünsche erfüllt werden könnten. Dieser Hinweis sei die Ursache für die heutige Zusammenkunft gewesen, weshalb es zweckmäßig wäre, die bis jetzt genannten Brennstoff-Bedarfsaufgaben für die neuen Werke nochmals einer Prüfung zu unterziehen, nachdem das Oberschlesische Steinkohlen-Syndikat in Berlin gewisse Zusicherungen für die Lieferung der neuen Werke gemacht habe.

Bei der darauffolgenden Erörterung wurde über folgende Bedarfe gesprochen :

1.) Methanol Waldenburg

Herr Dr. Ertel gab auf Anfrage an, daß für Waldenburg beim I. Ausbau
ca. 70 000 000 cbm Kokerei-Gas } berichtigte Angabe von
140 000 000 cbm Kokerei-Gas } Herrn Dr. Beck am 16.4.40

für den II. Ausbau benötigt würden; von der Fabag stehen laut Angabe

POOR COPY 23 M

A 10.4.1940 eh 2

des Herrn Direktor Dr. Schmidt 80 000 000 cbm Gas zur Verfügung, wozu noch weitere 30 - 40 000 000 cbm kommen, wenn der beabsichtigte Kokereiausbau vorgenommen würde. Die Oberschlesische Ferngas-Gesellschaft habe aber selbst einen Bedarf von 40 000 000 cbm Ferngas, weshalb die restlose Sicherstellung des Ferngasbedarfes noch nicht geklärt sei. Der anfallende Generatorkoks bei der Kokereierweiterung soll dem Werk Heydebreck zugute kommen, wogegen der Kleinkoks von dem I.G.-Werk Breslau übernommen werden soll.

In Waldenburg wird gleichzeitig noch eine T-Fabrik (Firma noch nicht feststehend) gebaut, wofür im gegebenen Fall vielleicht

500 - 600 moto Generatorkohlen

benötigt werden. Die Eindeckung dürfte sich in Oberschlesien ohne weiteres ermöglichen lassen, wenn dies in Niederschlesien nicht der Fall sein sollte. Das Kesselhaus in Waldenburg zur Dampf- u. Stromerzeugung soll von der Fabag betrieben werden, die auch für den Brennstoff zu sorgen hat.

Es wurde abgesprochen, daß Herr Dr. Ertel bei Herrn Dir. Dr. Müller-Cunrad und Herrn Dr. Chr. Beck schlichtet, welcher Verhandlungstermin mit den Waldenburger Herren genehm sei. Zu der Besprechung sollen Vertreter der Fabag, Sibag und dem Niederschlesischen Steinkohlen-Syndikat herangezogen werden.

2.) I.G.-Werk Heydebreck

Der Bedarf stellt sich wie folgt:

a) Kraftwerkskohlen

auf

460 000 tate Energiekohlen (auf 5 900 ME gerechnet)

Lieferbeginn ab 1.5.1941 mit 2 500 moto, steigend bis zum Vollbedarf zu Beginn 1942.

Bei dem in Aussicht genommenen II. Ausbau des Werkes tritt ein weiterer Bedarf von

ca. 100 000 tate Energiekohlen

ein. Das Oberschlesische Steinkohlen-Syndikat (O.St.S.) hat mit

POOR
COPY 23 M

I. G. Ludwigshafen
Einkaufsabteilung

22401

A 10.4.1940 eH 3

Brief vom 3.4.1940 erklärt, daß es nicht möglich sei, diese Menge ausschließlich in Staubkohle zu liefern, da die Staubkohlen-
decke zu kurz ist, und wahrscheinlich dadurch noch verkürzt wird,
daß die Hermann Göring-Werke auf Verbrauchsbeteiligung erhebliche
Mengen Staubkohlen nach Salzgitter und Linz nehmen werden.
Für die Lieferung kämen daher nur mehrere Sorten, und zwar etwa
 $\frac{1}{3}$ Staub, der Rest Förder- und Kleinkohle in Betracht. Die Preise
für diese Kohlen stellen sich nach der uns vorliegenden Preis-
liste ab 1.4.1940 wie folgt :

Staubkohlen 0/10 mm	RM 6.70/t ab Grube
Kleinkohlen 0/70 mm	" 10.--/" " "
Förderkohlen	" 12.60/" " "

b) Heizgasgeneratorenanlage

Der Bedarf entwickelt sich wie folgt :

ca. 18 000 tato Generatorkohlen in der Korngröße 10/40 mm,

in der ähnlichen Qualität, wie sie von
der Hydrierwerke Pöhlitz Aktiengesell-
schaft, Pöhlitz, für den gleichen Zweck
bezogen wird,

mit Lieferbeginn ab 1.5.1941,

wobei anstelle der Generatorkohlen vielleicht auch 1 100 tato
Generatorkoks benötigt werden.

Nach dem I. Ausbau des Werkes, das ist zu Beginn 1942, beträgt
der Bedarf

ca. 65 000 tato Generatorkohlen in der Korngröße 10/40 mm,

(auf 6 500 tE gerechnet).

Laut Brief des O.St.S. vom 3.4.1940 kann die Zuteilung dieser
Höchstmengen in Aussicht gestellt werden.

- 4 -

POOR
COPY 23 M

I. G. Ludwigshafen
Einkaufsabteilung

22402

A 10.4.1940 eH 4

c) Generatorkoks für die Wassergasfabrik

Der Bedarf beträgt nach dem I. Ausbau

ca. 500 000 jato Generatorkoks

in einer Korngröße von 40/150 mm,

Wasser 1 %, Asche 8 1/2 % - 9 %, Festigkeit mindestens 70.

Bei dem in Aussicht genommenen II. Ausbau des Werkes, sofern die Wassergasherstellung über Koks erfolgt, erhöht sich der Bedarf um

ca. 270 000 jato Generatorkoks in der oben angegebenen Qualität.

Darüber hinaus besteht die Möglichkeit einer weiteren Bedarfs-
erhöhung von

ca. 200 000 jato Generatorkoks

in einer Korngröße von 40/150 mm,

(Qualität wie oben),

wenn die benötigten 250 000 000 cbm Ferngas von der Ferngas-
Gesellschaft Breslau nicht geliefert werden können.

Laut Brief des O.St.S. vom 3.4.1940 kann die Lieferung von nur
200 000 jato Generatorkoks in Aussicht gestellt werden, wobei
aber über die Erfüllung der Qualitätsanforderung nichts gesagt
ist. Wir haben daher unterm 8.4.40 Rückfrage gehalten. Heydebreck
kann unter Umständen auch Schwelkoks verwenden, weshalb vorgese-
hen ist, eine Überschufmenge von ca. 400 000 jato Schwelkoks vom
Werk Blechhammer zu übernehmen. Die Preisfrage hierfür muß im
gegebenen Falle noch geregelt werden.

An der Sicherstellung des Bedarfes fehlen somit 170 000 jato oder
im Höchstfalle 370 000 jato Generatorkoks. Wir haben das O.St.S.
unterm 11.4.1940 gebeten, nochmals zu prüfen, ob nicht doch die
Zuteilung einer größeren Menge in Aussicht gestellt werden könnte.

- 5 -

POOR
COPY 23 M

I. G. Ludwigshafen
Einkaufsabteilung

22403

A 10.4.1940 eH 5

3.) I.G.-Werk Breslau

Der Bedarf stellt sich wie folgt :

a) Karbidkoks

60 000 tato Brechkoks 3/35 mm

mit einem Wassergehalt bis zu 1 %, Aschgehalt 7 - 8 %,

beginnend mit kleineren Bezügen 1941,
bis zum Hauptbezug übergehend 1942.

Steigerung auf 90 000 t im Jahr möglich,

Steigerung auf 120 000 t im Jahr in Aussicht.

Termine für die Steigerung können noch nicht angegeben werden.

Laut Brief des O.St.S. vom 3.4.1940 ist die Lieferung in der geforderten Qualität nicht möglich, weshalb angenommen wird, daß der Bedarf im Waldenburger Revier gedeckt werden kann.

b) Generatorkoks

50 000 tato Stückkoks 60/100mm

mit 1 % Wasser-, 9 1/2 % Aschgehalt und Festigkeit 78 evt. auch 70,
beginnend 1942.

Steigerung auf 100 000 tato zu erwarten.

Termine für die Steigerung noch nicht zu bestimmen.

Das O.St.S. hat laut seines Briefes vom 3.4.40 die Lieferung in Höhe von 50 000 t in Aussicht gestellt, jedoch nicht erwähnt, ob die Qualitätsanforderungen eingehalten werden. Wir haben daher unterm 8.4.40 hierwegen Rückfrage gehalten.

c) Energiekohlen

Die Lieferung soll, wie folgt, beginnen :

POOR
COPY 23 M

I. G. Ludwigshafen
Einkaufsabteilung

22404

A 10.4.1940 eH 6

ab April 1941 mit 3 000 t,oto,
" 1942 bis zu 20 000 " ,
" 1943 " " 30 000 " .

weitere Steigerung bis zu

500 - 600 000 tato möglich.

Termin hierfür kann noch nicht genannt werden.

Laut Brief des O.St.S. vom 3.4.40 ist die Lieferung bis zu einer
Höchstmenge von 600 000 tato in Form von Mischkohle halb Staub,
halb Förder, unter Umständen in der gleichen Aufteilung wie für
Pöhlitz (etwa 50 % Staub, je 25 % Klein- und Förderkohle) möglich.

In der Aussprache stellte es sich heraus, daß ein weiterer Be-
darf von

12 000 tato Anthrazitnußkohlen V/IV

beginnend ab 1942

vorliegt, der bei dem II. Ausbau auf 24 000 tato steigen wird.

Wegen der Sicherstellung dieses Bedarfes können wir heute noch
nichts unternehmen, weil der Lieferbeginn erst in 2 Jahren erfol-
gen wird. Im übrigen sind die Aussichten für eine Lieferung von
der Ruhr - die einzige Bezugsquelle in Deutschland - sehr gering,
weil schon jetzt große Knappheit in diesen Sorten besteht, aus
welchem Grunde wir große Mühe haben, den Bedarf für Schkopau
sicherzustellen.

Herr Dr. Eisfeld vertrat die Ansicht, daß es im Bedarfsfalle
vielleicht möglich sei, aus der Schkopauer Rate einen Teil für
Breslau zu erhalten; evtl. müßte ein Bezug von England in Be-
tracht gezogen werden, wenn bis dahin Liefermöglichkeiten besto-
hen.

Des weiteren ergab die Aussprache, daß in einem Vertrag über
Strombezug von "Starkb..." eine Klausel enthalten ist, wonach
wir bei der Eindeckung des für den Strombezug erforderlichen
Energiekohlenbedarfes von ca. 250 000 tato mitwirken sollen,

- 7 -

POOR
COPY 23 M

I. G. Ludwigshafen
Einkaufsabteilung

22405

A 10.4.1940 GH 7

um die Belange des I.G.-Werkes Breslau bei der Strompreisberechnung zu wahren. Wir werden zur gegebenen Zeit und nach Vorlage der bezüglichen Unterlagen das Weitere in die Wege leiten.

4.) Neues Werk in Dyherrnfurth/Oder

Der Bedarf von

ca. 150 000 tate Energiekohlen für Rostfeuerung,

möglichst Erbskohlen in der Korngröße der Ruhrfettmuskohlen IV/V,

beginnend gegen Mitte 1941, kleinere Mengen schon etwas früher,

kann laut Brief des O.St.S. vom 3.4.40 in dem Sortiment L 20 am voraussichtlich geliefert werden.

5.) Werk Burgkirchen b./Altötting

Der Bedarf von

ca. 250 000 tate Energiekohlen für Staubfeuerung,

mit Lieferbeginn ab Juli 1940,

und zwar in einer Höhe von monatlich etwa 10 000 t bis einschließlich September 1940, ab Oktober 1940 mit ca. 7 500 tate, ab Januar 1941 mit 15 000 tate und von März 1941 ab die volle Monatsrate von etwa 21 000 t, kann laut Brief des O.St.S. vom 3.4.40 in Staubkohle allein nicht geliefert werden. Auch für dieses Werk kommt höchstens die Zuteilung von 1/3 Staub und die Mitlieferung anderer Sortimente in Betracht.

Unter S.4.40 haben wir bei dem O.St.S. detailliertes Angebot angefordert.

6.) Süddeutsche Holzverzuckerungswerke A.G., Regensburg.

Der Bedarf von

60 - 70 000 tate Energiekohlen,

möglichst Staub- u. Kleinkohlen,

mit voraussichtlichem Lieferbeginn Mai 1940.

- 8 -

POOR
COPY 23 M

I. G. Ludwigshafen
Einkaufsabteilung

22406

A 10.4.1940 eH. 8

kann laut Brief des O.St.S. vom 3.4.40 nur unter der Voraussetzung geliefert werden, daß neben $\frac{1}{3}$ in Staub auch andere Sortimente bezogen werden.

Unterm 8.4.40 haben wir bei dem O.St.S. detailliertes Angebot angefordert.

Das O.St.S. hat in seinem Brief vom 3.4.40 zu den gemachten Lieferaussichten folgendes Vorbehalt gemacht :

"Sämtliche Angaben werden unter dem Vorbehalt gemacht, daß die Verkehrsverhältnisse die Zuführung der Kohle an die neuen Abnehmer gestatten und dadurch nicht alte Abnehmer stillgesetzt werden. Insbesondere gilt dies für die in Bayern gelegenen Werke."

Wir haben dem O.St.S. unterm 11.4.40 geschrieben, daß sämtliche Werke mit Ausnahme von Dyherrnfurth auf die Zuteilung großer Mengen Staubkohlen Wert legen, weshalb wir auch erwarteten, daß bei der Zuteilung hierauf Rücksicht genommen würde. Ferner baten wir um Übersendung eines Angebotes für jedes Werk, damit diese in die Lage kämen, sich eine Kalkulation für die Gestehkosten zu machen. Sobald der Bescheid vom O.St.S. vorliegt, lassen wir den einzelnen Werken weitere Nachricht zugehen.

POOR
COPY 23 M

23-N

Maschinentechnische Abt.
Konstruktionsbüro
K/K.

Leuna-Werke, den 9. November 1933

22407

Kritik des H.B.- Hydrierverfahrens
vom apparativen und wärmetechnischen Standpunkt aus .

Zusammenfassung .

Es wird bei der nachfolgenden Stellungnahme davon abgesehen, die chemische Durchführbarkeit des Verfahrens zu beurteilen. Es wird unterstellt, dass es nach dem H.B.- Hydrierverfahren möglich ist, aus einer t Nassbraunkohle - ca. 0,5 t T.B.K. - 200 kg verkaufsfähiges Benzin durch Druckspaltung zu gewinnen.

Das Verfahren ist ein Spülgas-Schwelverfahren, das unter einem Druck von ca. 25 atm. arbeitet. Die Anlagekosten für Schwelanlagen verschiedener Konstruktionen sind bekannt und bewegen sich für T.B.K. zwischen RM 4 000,- bis RM 8 000,- pro Tato T.B.K. Es spricht nichts dafür, dass das H.B.-Verfahren irgendwie in der Anlage billiger sein könnte als alle bekannten Verfahren.

Nachstehend wird kurz diskutiert, warum dies nicht zu sein vermag.

Das H.B.-Verfahren ist ein Spülgas-Schwelverfahren, das unter einem Druck von ca. 25 atm. arbeitet. Die Anlagekosten für Schwelanlagen verschiedener Konstruktionen sind bekannt und bewegen sich für T.B.K. zwischen RM 4 000,- bis RM 8 000,- pro Tato T.B.K. Es spricht nichts dafür, dass das H.B.-Verfahren irgendwie in der Anlage billiger sein könnte als alle bekannten Verfahren.

POOR
COPY

23 N

keiten bieten - Einschleussung von Kohlenstaub in Räume unter Druck, gleichmässiges Ausschwelen, Trennung von Schwelgas und Staub. In der Apparate-Aufstellung sind lediglich die Kosten für die Schwel-Apparatur mit RM 1,5 Mill. aufgeführt. Dieser Preis muss auf etwa RM 3,0 Mill. erhöht werden. Nicht aufgeführt ist die Trockenanlage, die etwa RM 1,5 Mill. erfordern würde. Ausserdem fehlt die Mahl- und Nachtrockenanlage, deren Kosten man zu etwa RM 300 000,- annehmen kann. Weiterhin fehlt die Kraftgas-Erzeugungs-Anlage, deren Kosten etwa incl. Gasometer RM 400 000,- betragen würden. Ebenso ist die Brikkett-Fabrik nicht aufgeführt, deren Kosten sich auf ca. RM 800 000,- belaufen. Ferner fehlt die Teer-Entstaubungsanlage sowie Raffinations- und Destillationsanlagen für das Benzin. Für diese Anlagen würden die Kosten ca. RM 2 Mill. betragen. Die Wärmewirtschaft ist viel zu günstig angenommen.

Zusammengefasst: Das Verfahren unterscheidet sich bis auf Verwendung von Staub und Schwelung unter Druck in nichts von bekannten Schwelverfahren.

Die Angaben über die Untertage sind dürftig sind. Folglich sind z. B. in der Angabe über die Schwelung mit wachsendem niedrigeren Wert angegeben. Ferner sind die Angaben über die Betriebskosten selbst die Vergleichung mit der Beschreibung in Einklang zu bringen. Aus diesem Grunde ist es auch sehr schwer möglich die Anlage im Einzelnen darzustellen, weshalb hier vom Abstand eine noch mehr mit ähnlichen Worten zu anderen Anlagen angegeben ist.

POOR COPY

23 N

P C

I. Gewinnung, Trocknung und Aufbereitung der Kohle.

Bei der Kohle-Gewinnung sind keine Apparatkosten und Betriebskosten aufgegeben. Dafür ist der Kohlepreis für Rohbraunkohle, wie angenommen wird, mit RM 3,-/t eingesetzt; dies ist jedoch nicht zu hoch, da man bei der angesetzten hohen Benzin-Ausbeute nur mit Tiefbraunkohle rechnen kann. Die Trocknung der Kohle wird mit folgender Bemerkung kurz abgetan: " - Die der Rohbraunkohle mit bis 50 % Wasser im Lager zugeführte Abwärme genügt zum Vortrocknen des Rohproduktes auf 16 - 20 % Wasser" (vgl.S.24, oben)-. Diese Bemerkung lässt die Vermutung aufkommen, dass der Erfinder vielleicht doch als Ausgangsprodukt Trockenbraunkohle gemeint hat, zumal Anlagekosten für die Trockenanlage nicht aufgeführt werden; dann wäre der Preis von RM 3,- je t viel zu niedrig. Es wird daher unter Rohkohle Nassbraunkohle verstanden. Aus dem Rechnungsgang in der Anlage ist zu ersehen, dass keine Abwärme vorhanden sein kann, um die Rohkohle in den angegebenen Grenzen zu trocknen. Vielmehr muss dieselbe mit Fremdwärme auf etwa 12 % Wasser herunter getrocknet werden. Eine solche Trockenanlage, einschliesslich Bunker, Förderung, Vorbrecher usw., ist im Mittel mit RM 1 500,- / t R.B.K. einzusetzen, sodass für die Anlage etwa RM 1,5 Mill. erforderlich wären. Sollen die Brüden gut durch Filter vom Staub befreit werden, würden sich, insbesondere bei Feuertrocknung, die Kosten nicht unerheblich erhöhen.

Diese Angaben sind für die Berechnung der Kosten der Kohle zu Grunde gelegt worden. Es ist zu bemerken, dass die Angaben über die Kosten der Anlage für die Trockenanlage nur eine grobe Schätzung sind und die tatsächlichen Kosten je t R.B.K. je nach den Umständen sehr verschieden sein können. Es ist zu bemerken, dass die Angaben über die Kosten der Anlage für die Trockenanlage nur eine grobe Schätzung sind und die tatsächlichen Kosten je t R.B.K. je nach den Umständen sehr verschieden sein können.

POOR COPY

23 N

P C

wie auf der Zeichnung und der Beschreibung angegeben, handelt, sondern um eine grössere Anlage. Der Ersatz der teuren Gasfilteranlage durch einen billigen Cyklon, wie auf der Zeichnung vorgesehen, würde erhebliche Kohlenstaub-Verluste nach sich ziehen. Mangels Unterlagen wird die gesamte Mahl-Trockenanlage roh mit ca. RM 300 000,- geschätzt, wobei dieser Preis sicher nicht zu hoch gegriffen ist. Betriebskosten dieser Anlagen sind hier nicht bekannt, werden aber keine ausschlaggebende Rolle spielen.

III. Schwelanlage.

Entsprechend der Erfindung soll neben Koks nur "Benzin" und evtl. Schweröl entstehen; eine "lästige Ausbeute an Gas" aber nicht stattfinden (vgl. S. 10, 2. Abs.). Immerhin wird es sich trotz der Behauptung des Erfinders, dass der in der Kohle vorhandene Schwefel aus den Spaltgasen flüssig abgezogen werden kann (Seite 17 oben), nicht vermeiden lassen, dass dieser als H_2S anfällt. Ebenso wird sich CO_2 bilden. Das Spülgas wird also eine stark schwefelwasserstoffhaltige Kohlensäure sein. Ein derartiges Gas unter 27 atm auf $720^\circ C$ in indirekt mit Rauchgasen beheizten Wärmetauschern zu erhitzen, wobei mit Wandtemperaturen von ca. $850^\circ C$ zu rechnen ist, sollte eine technisch nicht leicht zu lösende Aufgabe sein. Mit der Angabe, dass der Spitzenvorwärmer aus Stiermal 6 vorzusehen ist, ist diese Frage nicht gelöst. Dieses Material ist ungeeignet. MoT_3 ist trotz seiner hohen Warmfestigkeit auch ungeeignet, da es sehr schwefelempfindlich ist. Rohrmaterial aus Stier. 12 und Fe_3O ist auch nicht verwendbar. Versuche der Materialprüfung Leona zeigten, dass über $650^\circ C$ Stier. 10 und Fe_25 durch H_2S sehr stark korrodierten. Stier. 12 und Fe_3O werden sich zumal bei ca. $200^\circ C$ höheren Temperaturen nicht besser verhalten. In Frage käme alitiertes MoT_3 , wobei die Frage der Alitierung ganzer Apparate noch nicht gelöst ist. Die Schwelofen-Einbauten könnten, da sie keinen nennenswerten mechanischen Beanspruchungen ausgesetzt sind, aus hochwertigen Chromstahlguss-Legierungen hergestellt werden. Immerhin, selbst wenn diese Materialfragen gelöst werden, würden die Apparaturkosten ausserordentlich hoch werden.

POOR
COPY

23 N

P
C

Das Einschleusen des Kohlenstaubes in den Druckschmelofen, der unter 27 atm steht, ist sicher ein recht schwieriges, wenn auch wahrscheinlich nicht unlösbares technisches Problem. Wesentlich schwieriger wird die Forderung zu verwirklichen sein, dass der oben in den Ofen eingetragene Staub zwecks guter Ausschmelzung mit gleichmässiger Geschwindigkeit im Ofen absinkt, zumal bei der gewählten Geschwindigkeit die Aufenthaltsdauer nur etwa 8-10 Sekunden beträgt. Noch problematischer scheint die Austragung des Grudestaubes mittels eines Arka-Ventils (?). Ebenso die Annahme, dass es möglich ist, aus dem Schmelofen durch ein System Filtrex (?) den grössten Teil der Spül- und Schmelgase staubfrei abziehen (vgl.S.17, 2.Abs.Mitte). Nach unseren Erfahrungen erscheint dies vollkommen unmöglich. Die Behauptung weiterhin, die Restschmelgas-Mengen, die nicht durch das System "Filtrex" staubfrei abgezogen werden können, in einem Cyklon genügend staubfrei zu bekommen, ist durch unsere Versuche widerlegt. Es ist als sicher anzunehmen, dass das anfallende "Benzin" erst vom Staub und zwar dem unangenehmsten Puderstaub befreit werden muss. Die Annahme, dass der Staub nur in den " sogenannten schweren Fraktionen" (Seite 18 unten) verbleibt, ist nicht stichhaltig. Ob der Kohlenstaub, wenn ihm beim Mahlen diese schweren Fraktionen vor dem Schmeln wieder zugesetzt werden (Seite 18 unten), nicht zum Zusammenkleben neigt und sich im Ofen garnicht zerstauben lässt, erscheint nicht sicher.

Es ist somit weitgehend möglich, je nach dem Grade des Verschmutztes der Spülgas, dass die zu hochstaubiger vielerlei in der Spitze von Wasserwanne, erhitzen von 800 - 900° C - sicher in kürzester Zeit durch Kohlenstaub zugehen.

Eine genaue Kostenschätzung für die Apparatur im Bereich des Schmelns wurde bereits gesagt. Um erlagen zu sein, ist es nicht möglich, zu arbeiten im Gesamtrahmen des Spülprozesses ist es auch unheimlich, et was für die Schmelanlage zu einem 10 Mill oder 20 Mill zu setzen; im ersten Fall Spfg 0,2 in Arbeit stellt und bei 20 Mill im zweiten Falle Spfg 0,2 in Arbeit stellt. Demnach im allgemeinen Kosten Schmelanlagen

POOR COPY

23 N

auf T.B.K. gerechnet, zwischen RM 4 000,- bis RM 8 000,- / t .
Nimmt man zugunsten des Verfassers einen mittleren Wert zu
RM 6 000,- an, so kommt die Schwelanlage auf RM 3 Mill. zu stehen.

Die Beheizung der Schwelanlage ist mit Gas vorgesehen.
Da nach dem Verfahren kein "lästiger Gasanfall" auftreten soll,
was bei den hohen "Benzin"-Ausbeuten auch kaum mehr möglich ist,
muss zur Fremdheizung gegriffen werden. Die Rechnung in der An-
lage ergibt einen stündlichen Gasbedarf von ca. 12 000 m³/1000 Cal.
an. Dieses Gas könnte aus dem anfallenden Grudestaub in einem
Staubgenerator erzeugt werden. Diese Anlage dürfte incl. Gasometer
und Rohrleitungen für etwa RM 400 000,- zu erstellen sein. Diese
Kosten sind in der Denkschrift nicht vorhanden.

Es muss noch erwähnt werden, dass der Erfinder es auf
Seite 10, Abs. 2 mit als einen besonderen Vorteil seines Verfahrens
angibt, dass er die "lästige Ausbeute an Gas" nicht hat. Auf Seite
23 oben unter 5) schreibt er jedoch, dass die freiwerdenden Gas-
mengen nicht zum Heizen bzw. Spülen reichen. Hierzu ist zu be-
merken, dass ein zusätzliches Spülgas gar nicht nötig ist, da das-
selbe laut Erfindung im Kreislauf arbeitet und CO₂ und H₂S immer
neu entstehen werden.

Das mit 60 Tato Grad Selbstverbrauch vom Erfinder angegebene
Quantum würde für die genannte Gaserzeugung nicht ganz ausrei-
chen; er müsste mit 65 - 70 t rechnen. Da weiterhin der Grudestaub
auch die Erzeugung der sonstigen Energien decken soll, wäre also
der Eigenverbrauch noch höher.

Die anfallende Gas

(1. Teil) (vgl. S. 25, letzte Zeile) ... (siehe
Bayerbericht Linberg, Kona ... 1955) das in der letzten
Zeit versucht gemacht wurde, sind, Grade 1 ... ffridge Zusatz
balk ttierfähig zu machen. Über das Verfahren ist wenig bekannt

POOR
COPY

23 N

P
C

Bekannt ist jedoch, dass nach wie vor das Problem des Grudeab-satzes das Problem der Braunkohlen-Schwelerei ist. Immerhin an-genommen, der Erfinder hätte auch dieses Problem gelöst, so feh-len dennoch die Anlage- und Betriebskosten für diese Anlage. Diese werden nach im Werk vorhandenen zuverlässigen Unterlagen - Pro-jekt T.B.K.-Staubbrikettierung für Arnemann-Generator - auf etwa RM 800 000,- geschätzt.

Der Verkaufserlös für die Grudebriketts ist dagegen vom Erfinder mit RM 36 000,- pro Monat für 200 Tato Koks-Briketts eingesetzt (s. Seite 12 unten), während er lt. Aufstellung auf Seite 23 mit nur 170 Tato verkaufsfähige Ware rechnet, die nach obigem noch geringer wird, zumal damit der Eigen-Energieverbrauch ge-deckt werden soll. Sollte jedoch die Grudestaub-Brikettierung nicht möglich sein, so könnte man denselben bei dem H.B.-Verfah-ren bei der genannten Benzin-Ausbeute im Gegensatz zu allen ande-ren praktisch ausgeübten Schwelverfahren ohne weiteres fortwerfen. Es würde dies, selbst wenn man, wie der Erfinder es ja auch tut, die Brikettierungskosten zu Null einsetzt, das Liter des so er-zeugten Benzins nur mit Rpfg 0,48 belasten!!.

V. Aufarbeitung des Benzins:

Das anfallende "Benzin" muss...
 ...und raffiniert, sowie in Tanks...
 ...hält man...
 Seite 22 1. Abs. S. 14. u. 15., heißt es kurz: "Benzinraffination nach Vorwäscher (alkalisch) in Benzol..."
 ...destillation wird...

...sind die...
 ...ist nicht zu ersetzen...
 Seite 12 Schwefelwasser (1 u. 2) in die...
 ...heißt "alkalische Raffination."

POOR
COPY

23 N

P
C

Die "Benzin"-Entstaubungsanlage , Raffination und Destillationsanlage sowie die Zwischentanks usw. für 65 - 70 000 Jato Benzin wird man etwa mit RM 2 Mill. zu veranschlagen haben.

VI. Hilfsanlagen.

Es wird angenommen, dass die Anlagen auf bereits abgeschlossenem Fabrikgelände erstellt werden, sonst kämen noch weitere Anlagekosten für Wasser- und Dampfbeschaffung, Strassenbau, Reparaturwerkstätten, Gebäude für Laboratorium, Verwaltung usw. hinzu.

gez. Keinke

Di. Langhans
Obsting. Sabel
Dipl. Ing. Keinke

POOR
COPY

23 N

P
C

Berechnung der zum Troocken und Schwelen benötigten Wärme.

1.) Trocknung von 1000 kg Rohkohle von 50% H₂O auf 12 %.

Zum Verdampfen von 1 kg Wasser in Rohkohle werden erfahrungsgemäss rund 850 Cal benötigt,

$$1000 \times (0,5 - 0,12 \times \frac{0,5}{1-0,12}) \times 1000 \times 850 = 370\ 000\ 000 \text{ Cal./Tag.}$$

2.) Trocknung der so vorgetrockneten Kohle auf ca. 2 % H₂O.

$$1000 \times (0,12 \times \frac{0,5}{1-0,12} - 0,02 \times \frac{0,5}{1-0,02}) \times 1000 \times 850 = 50\ 000\ 000 \text{ Cal/Tag}$$

3. Schwelwärme.

Zum Schwelen von 1 kg T.B.K. mit etwa 1 % Wasser werden ungefähr 200 Cal./Kg benötigt. Somit benötigte Schwelwärme:

$$500 \times 1000 \times 200 = 100\ 000\ 000 \text{ Cal./Tag.}$$

Die Schwelwärme ist zumal durch Zuführen von kalten Gasen laut Patentanspruch zum Abschrecken auf 380 bis 400°C (vgl. Patentanspruch Nr. 2 und Denkschrift Seite 16, unten und Seite 19, Mitte) minderwertig und geht durch Kondensation verloren.

Übrig bleibt als Abhitze nur die des Spülgasspitzenvorwärmers. Diese wird nachstehend grössenordnungsmässig überschlagen. Benötigt werden nach obigem zum Schwelen:

$$100\ 000\ 000 \text{ Cal/Tag.}$$

Spülgas bei 600°C (Patent 600°C). Nach unseren Erfahrungen muss die Gase, um gas ausgeschwilt zu sein, den Ofen mit 500°C verlassen. Nimmt man an, dass das Spülgas die Schwelzone mit 520°C verlässt, benötigt man

$$100\ 000\ 000 \times \frac{500-520}{600-520} = 25\ 000\ 000 \text{ Cal/Tag.}$$

Spülgas kann durch einen Vorwärmer auf mindestens 300°C vorgeheizt werden. Es sind also an für Wärme zuzuführen:

$$25\ 000\ 000 \text{ Cal/Tag.}$$

Nimmt man für den Spitzenvorwärmer einen Wirkungsgrad von 75 % an, so werden benötigt :

280 000 000 Cal./Tag.

Es bleiben dann nach Abzug der Strahlungsverluste etwa 50 000 000 Cal./Tag verfügbar. Hiermit könnte man nach 2.) in der Mahlnachtrocken-Anlage die Kohle von etwa 12% bis auf 2 % nachtrocknen.

Der Gasbedarf zur Heizung der Schwelanlage beträgt dann nach obigem rund

12 000 m³ Kraftgas zu 1000 Cal/m³/h .

Hochdruckver

raw

POOR
COPY

23 N

F
C

Hochdruckversuche

23-0

3. November 1942.
22417

Herrn
Dir. Dr. v. Staden
Ammoniakwerk Merseburg
G.m.b.H.

Zurück an
Vorzimmer Dir. Dr. Pier

Leuna Werke / Krs. Merseburg.

Lieber Herr Dr. v. Staden!

In vorläufiger Beantwortung Ihres Schreibens vom 30.10.1942 sende ich Ihnen in der Anlage die gewünschten Tafeln:

1. Aromaten aus 1 000 kg Steinkohle,
2. Zusammensetzung technisch verarbeiteter Hydrierkohle.
Ergänzend zu der Tafel habe ich in dem Vortrag folgende Angaben über den Sauerstoff- und Schwefelgehalt der Kohlen gemacht:

Sauerstoff- und Schwefelgehalt.

	Leuna	Rheinbraun	Scholven	Gelsenberg	Pülitz
O	17,9	24,9	10,5	8,0	11,5
S	3,6	0,05	0,9	1,0	0,5

Sobald ich das Material des Vortrages nochmals gesichtet habe, werde ich Ihnen gern weitere Unterlagen zur Verfügung stellen.

Indem ich Ihnen nochmals sehr für das mir freundlicherweise überlassene Material danke, verbleibe ich mit

freundlichen Grüßen und
Heil Hitler!

Ihr

Pier

Ammoniak

22417/6 Me

POOR
COPY

23 0

Dr. Kammigk 23-P
22418

Ammoniakfabrik
Dr. E/G.

Leunawerke, den 11. Mai 1933.

Berechnung
des
Umsatzes an $(N_2 + H_2)$ zu NH_3
bezw.
an $(CO + H_2)$ zu CH_3OH
sowie einiger anderer Größen
aus Gasanalysen.

Aufgabe

Die Beziehungen der beiden Analysen des Eingangs- und Ausgangsgases eines Kontaktofens zu dem prozentualen Umsatz an umsatzfähigen Gasbestandteilen sowie zu anderen betriebswichtigen Größen sind als Formeln aufzustellen.

I. Ammoniakfabrikation.

Bezeichnet man in dem - in den Kontaktofen hineinströmenden - Gasgemisch den Gehalt an:

Inertgasen mit i_1 (in Volumprozent)

NH_3 " a_1 "

N_2 " n_1 "

H_2 " h_1 "

und in dem - in dem Kontaktofen ausgehenden - Gasgemisch den Gehalt an:

Inertgasen mit i_2 (in Volumprozent)

NH_3 " a_2 "

N_2 " n_2 "

H_2 " h_2 "

SO_2 " s_2 "

POOR
COPY

23 P

zu NH_3 umgesetzt worden:

(1) $\frac{20\ 000 (a_2 - a_1)}{(100 + a_2)(n_1 + h_1)}$ Vol.-prozent.

Ist $h_1 : n_1$ nicht gleich $3 : 1$, so ist nicht die ganze $(\text{N}_2 + \text{H}_2)$ -menge zum Umsatz befähigt. Ist H_2 im Überschuß, also $h_1 > 3n_1$, so ist nur die Menge : $4n_1$ an $(\text{H}_2 + \text{N}_2)$ umsatzfähig, und es sind dann:

(1a) . . . $\frac{20\ 000 (a_2 - a_1)}{(100 + a_2) \cdot 4n_1}$ Vol.-prozent der stöchiometrisch umsatzfähigen $(\text{N}_2 + \text{H}_2)$ -menge zu NH_3 umgesetzt worden.

Ist N_2 im Überschuß, also $h_1 < 3n_1$, so ist nur die Menge : $\frac{4}{3} h_1$ an $(\text{H}_2 + \text{N}_2)$ umsatzfähig, und es sind dann:

(1b) . . . $\frac{20\ 000 (a_2 - a_1)}{(100 + a_2) \cdot \frac{4}{3} h_1}$ Vol.-prozent der stöchiometrisch umsatzfähigen $(\text{H}_2 + \text{N}_2)$ -menge zu NH_3 umgesetzt worden.

Pro 1 cbm in den Ofen eintretendes Gas haben sich:

$\frac{a_1}{100 + a_2}$ cbm NH_3 (Gas) neu gebildet

$\frac{a_1}{100 + a_2}$

$\frac{a_1}{100 + a_1}$

3 -

22420

$$(5) \dots n_2 = \frac{n_1 (100 + a_2) - 50 (a_2 - a_1)}{(100 + a_1)}$$

(4)

$$(6) \dots h_2 = \frac{h_1 (100 + a_2) - 150 (a_2 - a_1)}{(100 + a_1)}$$

(5)

1. Beispiel ($h_1 = 3n_1$)

Inertgase, Eingang = $i_1 = 18$ Vol%, Ausgang = $i_2 = ?$ Vol%

Ammoniak, " = $a_1 = 2$ " ; " = $a_2 = 12$ "

(6)

Stickstoff, " = $n_1 = 20$ " ; " = $n_2 = ?$ "

Wasserstoff, " = $h_1 = 60$ " ; " = $h_2 = ?$ "

(1) Prozentualer Umsatz an ($N_2 + H_2$) zu $NH_3 =$

$$= \frac{20\,000 (12 - 2)}{(100 + 12)(20 + 60)} = 22,32\%$$

100 + 12

20 + 60

22421

- 4 -

$$(4) \quad i_2 = 18 \frac{100 + 12}{100 + 2} = 19,75\%$$

$$(5) \quad n = \frac{20 \cdot (100 + 12) - 50 (12 - 2)}{100 + 2} = 17,05\%$$

$$(6) \quad h_2 = \frac{60 \cdot (100 + 12) - 150 (12 - 2)}{100 + 2} = 51,20\%$$

2. Beispiel ($h_1 = 3n_1$)

Inertgase, Eingang = $i_1 = 18 \text{ Vol\%}$; Ausgang = $i_2 = ? \text{ Vol\%}$

Ammoniak, " = $a_1 = 2 \text{ "}$; " = $a_2 = 12 \text{ "}$

Stickstoff, " = $n_1 = 12 \text{ "}$; " = $n_2 = 12 \text{ "}$

Wasserstoff, " = $h_1 = 36 \text{ "}$; " = $h_2 = 36 \text{ "}$

... ..

$$(100 + 12) \cdot 10^4$$

... ..

... ..

von N_2 und h_1 abhängen i_2 und n_2 . Beispiel wie in

dargestellt wird:

$$(5a) \quad n_2 = \frac{15 (100 + 12) - 50 (12 - 2)}{100 + 2} = 11,57\%$$

und

$$(6a) \quad h_2 = \frac{65 (100 + 12) - 150 (12 - 2)}{100 + 2} = 56,67\%$$

3. Beispiel ($h_1 < 3n_1$)

Inertgase, Eingang = $i_1 = 18\text{Vol}\%$; Ausgang = $i_2 = ? \text{Vol}\%$
 Ammoniak, " = $a_1 = 2 \text{ "}$; " = $a_2 = 12 \text{ "}$
 Stickstoff, " = $n_1 = 25 \text{ "}$; " = $n_2 = ? \text{ "}$
 Wasserstoff, " = $h_1 = 55 \text{ "}$; " = $h_2 = ? \text{ "}$

(1b) Umsatz an ($N_2 + H_2$) zu NH_3 in % des stöchiometrisch möglichen = $\frac{20 \cdot 000 \cdot (12 - 2)}{(100 + 12) \cdot \frac{4}{3} \cdot 55} = 24,35\%$

Die NH_3 -Neubildung, das pro dem Eingangsgas auftretende Ausgangsvolumen sowie i_2 bleiben wie in Beispiel 1, da diese Größen von n_1 und h_1 unabhängig sind im 2. Beispiel wie im 1 sind, dagegen wird

$$\frac{22 \cdot 1100}{100 + 2}$$

und

$$\frac{44 \cdot 1100}{100 + 2}$$

II. Methanolfabrikation.

Bezeichnet man in dem - in den Kontaktofen eintretenden - Gasgemisch den Gehalt an:

Inertgasen mit i_1 (in Volumprozent)

CH₃OH (gasf.) " m_1 "

CO " c_1 "

H₂ " h_1 "

und in dem - den Ofen verlassenden - Gasgemisch den Gehalt an:

Inertgasen mit i_2 (in Volumprozent)

CH₃OH (gasf.) " m_2 "

CO " c_2 "

H₂ " h_2 "

so sind von der am Ofeneingang vorhanden gewesenen Menge an

(CO + H₂) zu CH₃OH umgesetzt worden:

(7) $\frac{30\ 000 (m_2 - m_1)}{(100 + 2m_2)(c_1 + h_1)}$ Vol.-prozent.

Ist $h_1 = c_1$ nicht gleich 2 : 1, so ist nicht die ganze Menge (CO + H₂) zum Umsatz befähigt. Ist H_2 im Überschuss, also $h_1 > 2c_1$, so ist nur die Menge : $3c_1$ an (CO + H₂) umsatzfähig, und es sind dann:

(8) $\frac{30\ 000 (m_2 - m_1)}{(100 + 2m_2) \cdot 3c_1}$ Vol. - prozent des Umsatzes

des (als) umsatzfähigen (CO + H₂) Menge zu CH₃OH umgesetzt worden.

Ist CO im Überschuss, also $h_1 < 2c_1$, so ist nur die Menge $\frac{3}{2} h_1$ an $(CO + H_2)$ umsatzfähig, und es sind dann:

(7b) $\frac{30\ 000 \cdot (m_2 - m_1)}{(100 + 2m_2) \cdot \frac{3}{2} h_1}$ Vol.-prozent der stöchiometrisch umsatzfähigen $(CO + H_2)$ -menge zu CH_3OH umgesetzt worden.

Pro 1 cbm in den Ofen eintretendes Gas haben sich:

(8) $\frac{m_2 - m_1}{100 + 2m_2}$ cbm CH_3OH (gasf.) neu gebildet.

1 cbm in den Ofen eintretendes Gas vermindert sich auf:

(9) $\frac{100 + 2m_1}{100 + 2m_2}$ cbm.

Ferner ist:

(10) $\frac{100 + 2m_2}{100 + 2m_1}$

$\frac{(100 + 2m_2)}{100 + 2m_1}$

$\frac{(100 + 2m_1)}{100 + 2m_2}$

4. Beispiel ($h_1 = 2c_1$)

Inertgase,	Eingang = $i_1 = 2,8$ Vol%;	Ausgang = $i_2 = ?$ Vol%
Methanol,	" = $m_1 = 0,3$ "	" = $m_2 = 3,7$ "
Kohlenoxyd,	" = $c_1 = 32,3$ "	" = $c_2 = ?$ "
Wasserstoff,	" = $h_1 = 64,6$ "	" = $h_2 = ?$ "

(7) Prozentualer Umsatz an $(CO + H_2)$ zu $CH_3OH =$
 $= \frac{30\ 000 (3,7 - 0,3)}{(100 + 7,4)(32,3 + 64,6)} = 9,8\%$

(8) CH_3OH -neubildung je cbm eintretendes Gas =
 $= \frac{3,7 - 0,3}{100 + 7,4} = 0,03165 \text{ cbm} = 31,65 \text{ l}$

(9) 1 cbm eintretendes Gas vermindert sich auf:
 $\frac{100 + 0,6}{100 + 7,4} = 0,92009 \text{ cbm} = 920,09 \text{ l}$

$\frac{100 + 0,6}{100 + 0,6} = 1,00000 \text{ cbm} = 1000,00 \text{ l}$

(10) $\frac{100 + 0,6}{100 + 0,6} = 1,00000 \text{ cbm} = 1000,00 \text{ l}$

(11) $\frac{100 + 0,6}{100 + 7,4} = 0,92009 \text{ cbm} = 920,09 \text{ l}$

5. Beispiel ($h_1 = 2c_1$)

Inertgase, Eingang = $i_1 = 2,8$ Vol%; Ausgang = $i_2 = ?$ Vol%
 Methanol, " = $m_1 = 0,3$ " ; " = $m_2 = 3,7$ "
 Kohlenoxyd, " = $c_1 = 30,0$ " ; " = $c_2 = ?$ "
 Wasserstoff, " = $h_1 = 66,9$ " ; " = $h_2 = ?$ "

(7a) Umsatz an $(CO + H_2)$ zu CH_3OH in % des stöchiometrisch

$$\text{möglichen} = \frac{30 \cdot 000 (3,7 - 0,3)}{(100 + 7,4) \cdot 90} = 10,55\%$$

Die CH_3OH -neubildung, das pro cbm Eingangsgas auftretende Ausgangsvolumen sowie i_2 bleiben wie im 4. Beispiel, da diese Größen von c_1 und h_1 unabhängig und im 5. Beispiel wie im 4. sind; dagegen wird:

$$(11a) \quad c_2 = \frac{30 (100 + 7,4) - 100 (3,7 - 0,3)}{100 + 0,6} = 28,6\%$$

Eingang = $i_1 = 2,8$ Vol%
 " = $m_1 = 0,3$ "
 " = $c_1 = 30,0$ "
 Wasserstoff, " = $h_1 = 66,9$ " ; " = $h_2 = ?$ "

(7b) Umsatz an $(CO + H_2)$ zu CH_3OH in % des stöchiometrisch

$$\text{möglichen} = \frac{30\,000 (3,7 - 0,3)}{(100 + 7,4) \cdot 90} = 10,55\%$$

Die CH_3OH -neubildung, das pro cbm Eingangsgas auftretende Ausgangsvolumen sowie i_2 bleiben wie im 4. Beispiel, da diese Größen von c_1 und h_1 unabhängig und im 6. Beispiel wie im 4. sind; dagegen wird:

$$(11b) \quad c_2 = \frac{36,9 (100 + 7,4) - 100 (3,7 - 0,3)}{100 + 0,6} = 36,0$$

und

$$(12b) \quad h_2 = \frac{60,0 (100 + 7,4) - 200 (3,7 - 0,3)}{100 + 0,6} = 57,3$$

Die Formeln sind auf der nachfolgenden Tabelle zusammengestellt.

Dr. ...
 " Dr. ...
 " Dr. Möritz
 " Dr. Starke
 " Dr. Giesen
 " Dr. Peukert
 " Dr. Hoppman
 " Dr. Eckhard

22428

	For- mel Nr.	N H 3	For- mel Nr.	C H 3 O H
Prozentualer Umsatz an (N ₂ + H ₂) bzw. (CO+ H ₂) in Vol%	(1)	$= \frac{20,000 (a_2 - a_1)}{(100 + a_2)(n_1 + h_1)}$	(7)	$= \frac{30,000 (m_2 - m_1)}{(100 + 2m_2)(c_1 + h_1)}$
NH ₃ = bzw. CH ₃ OH = bildung pro cbm eintre- tendes Gas in cbm	(2)	$= \frac{a_2 - a_1}{100 + a_2}$	(8)	$= \frac{m_2 - m_1}{100 + 2m_2}$
Menge des austretenden Gases pro cbm eintre- tenden Gases in cbm	(3)	$= \frac{100 + a_1}{100 + a_2}$	(9)	$= \frac{100 + 2m_1}{100 + 2m_2}$
Gehalt des austretenden Gases an Inertgasen in Vol%	(4)	$i_2 = i_1 \frac{100 + a_2}{100 + a_1}$	(10)	$i_2 = i_1 \frac{100 + 2m_2}{100 + 2m_1}$
Gehalt des austretenden Gases an H ₂ bzw. CO in Vol%	(5)	$n_2 = n_1 \frac{100 + a_2}{100 + a_1} = 50 \frac{(a_2 - a_1)}{100 + a_1}$	(11)	$c_2 = c_1 \frac{100 + 2m_2}{100 + 2m_1} = 100 \frac{(m_2 - m_1)}{100 + 2m_1}$
Gehalt des austretenden Gases an H ₂ in Vol%	(6)	$h_2 = h_1 \frac{100 + a_2}{100 + a_1} = 200 \frac{(a_2 - a_1)}{100 + a_1}$	(12)	$h_2 = h_1 \frac{100 + 2m_2}{100 + 2m_1} = 200 \frac{(m_2 - m_1)}{100 + 2m_1}$
Prozentualer Umsatz an den stöchiometrisch aufzubereiten Mengen (N ₂ + H ₂) bzw. (CO+ H ₂) in Vol%	(13)	$\frac{20,000 (a_2 - a_1)}{(100 + a_2)(n_1 + h_1)}$	(14)	$\frac{30,000 (m_2 - m_1)}{(100 + 2m_2)(c_1 + h_1)}$

POOR
COPY

23 P

Karl Karl Ing. Kemke
 Leuna, den 2.6.35.
 23-Q. 22429

Bestimmung des Verhältnisses von Feuerkohle zu Trockenkohle in
der Feuergastrocknung.

Der Wirkungsgrad der Feuergastrocknung ist am besten aus
 dem Verhältnis von Feuerkohle zu Trockenkohle ersichtlich. Es wurde
 deshalb eine einfache Methode entwickelt, welche unten ausführlich
 dargestellt ist, und welche gestattet mit Hilfe der Orsat Analyse
 für beiden der Hauptbestandteile der Brauen und der Elementaranalyse
 der Feuerkohle dies Verhältnis zu bestimmen. Das Ergebnis ist in der
 folgenden Tabelle für zwei Feuergastemperaturen zusammengestellt.

		26.6.35	21.6.35
Feuergastemp.		13,10- 14,45	11,45 13,45
Feuergastemp.		4 und 5	4 und 6
Feuergastemp.	40	7,15	9,10
Feuergastemp.	50	1,8	1,60
Feuergastemp.	50	1,80	1,61
Feuergastemp.	50	70,9	75,6
Feuergastemp.	16	0,0	0,0
Feuergastemp.	1	0,0	0,0
Feuergastemp.	2	39,0	4,0

Die Tabelle zeigt die Ergebnisse der Feuergastrocknung für zwei
 verschiedene Feuergastemperaturen. Die Werte sind in Prozent
 angegeben. Die erste Spalte zeigt die Feuergastemperatur in
 Grad Celsius. Die zweite Spalte zeigt die Feuergastemperatur in
 Grad Fahrenheit. Die dritte Spalte zeigt die Feuergastemperatur in
 Grad Rankine. Die vierte Spalte zeigt die Feuergastemperatur in
 Grad Reaumur. Die fünfte Spalte zeigt die Feuergastemperatur in
 Grad Delisle. Die sechste Spalte zeigt die Feuergastemperatur in
 Grad Newton. Die siebte Spalte zeigt die Feuergastemperatur in
 Grad Rømer. Die achte Spalte zeigt die Feuergastemperatur in
 Grad Fahrenheit. Die neunte Spalte zeigt die Feuergastemperatur in
 Grad Celsius. Die zehnte Spalte zeigt die Feuergastemperatur in
 Grad Fahrenheit. Die elfte Spalte zeigt die Feuergastemperatur in
 Grad Celsius. Die zwölfte Spalte zeigt die Feuergastemperatur in
 Grad Fahrenheit. Die dreizehnte Spalte zeigt die Feuergastemperatur in
 Grad Celsius. Die vierzehnte Spalte zeigt die Feuergastemperatur in
 Grad Fahrenheit. Die fünfzehnte Spalte zeigt die Feuergastemperatur in
 Grad Celsius. Die sechzehnte Spalte zeigt die Feuergastemperatur in
 Grad Fahrenheit. Die siebzehnte Spalte zeigt die Feuergastemperatur in
 Grad Celsius. Die achtzehnte Spalte zeigt die Feuergastemperatur in
 Grad Fahrenheit. Die neunzehnte Spalte zeigt die Feuergastemperatur in
 Grad Celsius. Die zwanzigste Spalte zeigt die Feuergastemperatur in
 Grad Fahrenheit.

89

POOR
COPY

23 Q

PO
CO

22430

wird dabei nur der Rostdurchfall, der eine Erhöhung der angegebenen Feuernkohlenmengen bedeutet. Er soll in weiteren Versuchen bestimmt und anschließend die Wärmebilanz der Anlage aufgestellt werden.

Nicht erfasst werden selbstverständlich mit den oben angeführten Zahlen jene Kohlenmengen, welche jeweils für das Anheizen der Trommeln erforderlich sind. Ebenso erscheinen darin nicht die Mengen, welche für die Feuerungen der in ständiger Betriebsbereitschaft stehenden Trommeln gebraucht werden. Darin liegt es begründet, dass die tatsächlich verbrauchten Feuernkohlenmengen höher liegen als die für den Dauerbetrieb durch Versuch ermittelten Werte.

Der Wirkungsgrad der Trockenanlage wurde definiert zu:

$$\eta = \frac{\text{Wärmeaufwand zur Verdampfung des Wassers in der Röhre}}{\text{Heizwert der verbrannten Feuernkohle}}$$

$$\eta = \frac{x \cdot 0,515 \cdot (1 - q)}{H_u}$$

wobei x die von 1 kg Feuernkohle getrocknete Menge Rohkohlensubstanz ist.

Es ist für 220°C 81,1% bei 715°C nur 69,5% in dieser Wirkungsgrad ist nicht nur der Wirkungsgrad der Trockenanlage sondern auch jene der Feuerungsanlage eingeschlossen.

Berechnungsmethode

Die Berechnung soll bezogen werden auf 1 kg Feuernkohle. Bezeichnet man mit

- G₁ die Luftmenge, die bei 1 kg Feuernkohle bei Luftüberschuss λ entsteht
- G₂ die Wassermenge, die bei 1 kg Feuernkohle bei Luftüberschuss λ entsteht
- G₃ die Wassermenge, die bei 1 kg Feuernkohle bei Luftüberschuss λ entsteht
- G₄ die Wassermenge, die bei 1 kg Feuernkohle bei Luftüberschuss λ entsteht
- G₅ die Wassermenge, die bei 1 kg Feuernkohle bei Luftüberschuss λ entsteht
- G₆ die Wassermenge, die bei 1 kg Feuernkohle bei Luftüberschuss λ entsteht
- G₇ die Wassermenge, die bei 1 kg Feuernkohle bei Luftüberschuss λ entsteht
- G₈ die Wassermenge, die bei 1 kg Feuernkohle bei Luftüberschuss λ entsteht
- G₉ die Wassermenge, die bei 1 kg Feuernkohle bei Luftüberschuss λ entsteht
- G₁₀ die Wassermenge, die bei 1 kg Feuernkohle bei Luftüberschuss λ entsteht

POOR COPY

23 Q

POOR COPY

22431

damit wird

$$X = \frac{G_1 \cdot w_1 - (0,731 + G_2 \cdot w_2)}{0,513}$$

G₁ und G₂ werden ermittelt mit Hilfe der Elementaranalyse der Kohle und der Luftüberschusszahl λ welche aus der Orsatanalyse zu

$$\lambda = \frac{N_2}{N_2 - \frac{79}{21} O_2} \text{ errechnet wird}$$

w₁ und w₂ ergeben sich der Taupunktmessung von Verbrennungsluft und Brüden.

M. H.

zur
Versuch
Versuch
Gasuhr
Gasmen
Barome
Unterdr
Parti
Wahrer
Middle
Gasmen
Wasser
Wasser
ten
Gesamt
Wasser
Taupun
Orsata
CO₂
O₂
Luft

Zum Ve
erford
Feuerg
kol. ti
orenau
Luft
Partie
de Lu
Wasser
Luft
Mit
Fas
le BAA
de org

Wärme
Fas
Wärme
Kolle
Fas

POOR
COPY

23 Q

PC
CC

22432

Versuche
zur Bestimmung des Verhältnisses von Feuchtkohle zu Trockenkohle.

Versuchstag		20.6.35.	24.6.35.
Versuchszeit		13,10-14,45	14,45-15,45
Trommel		4 und 5	4 und 5
Gasuhrmessung			
Gasmenge gemessen	lit	1359	1171
Barometerstand	mmHg	756,7	755,5
Unterdruck vor Gasuhr	"	24	52,4
Partialdruck v. H ₂ O in Gasuhr	"	29,3	13,6
Wahrer Druck Gasuhr	"	703,5	689,5
Mittlere Temp. in Gasuhr	°C	23,5	22
Gasmenge	kg	1,511	1,305
Wassermenge gemessen	"	0,425	0,535
Wassermenge in Gas noch enthalten	"	0,038	0,015
Gesamtwassermenge	"	0,463	0,550
Wasserdampfgehalt W ₁	kg/kg	0,307	0,411
Taupunkt	°C	70,9	75,6
Orsatanzahl			
CO ₂	%	6,6	8,6
O ₂	"	12,6	12,3
Luftrohrschubzahl		2,80	2,31
Zum Verbrauch v. 1 kg Kohle erforderliche Luftmenge G	kg	10,845	6,850
Feuergasmenge pro 1 kg Kohle	"	11,218	9,356
relative Feuchtigkeit der Verbrennungsluft		41	31,0
Lufttemperatur	°C	41	31,0
Partialdruck des Wasserdampfes in Luft	"	10,0	6,0
Wasserdampfgehalt in Luft W ₂	kg/kg	0,010	0,006
Mittlere Wassermenge pro 1 kg Kohle	kg	0,473	0,566
Feuchtkohle zu Trockenkohle		1,305	1,305
Wärmeabfuhr durch trockene Kohle	kg	1,305	1,305
Wärmeabfuhr durch Feuchtkohle	kg	1,305	1,305

L. Straubeck
 O. Sabel
 " Göppi
 " Pattenhausen
 Dipl.-Ing. Bismeyer
 " K. K. K.

POOR COPY 23 Q

F. D. Loukesen.

22433

Oppau, den 27. März 1940. Er/Ma.

I. H. Farben.

Vertraulich

N a c h t r a g

z u m

Kostenvergleich für To- und N-Synthesegas

aus Koks bzw. Ferngas

nach Gasschema IXa.

24

Wie in der Vorbemerkung zum Kostenvergleich vom 17.2./10.3.40 bereits ausgeführt wurde, sollte ein Nachtrag mit den sich bei eingehender Diskussion, etwa ergebenden Änderungen folgen.

Es hatte sich vor allem herausgestellt, dass die Kosten für die Synthesegase aus Ferngas ~~verhältnismäßig~~ dadurch sehr hoch erschienen, dass die Abgase aus der Tanol-Synthese ihrem Heizwert entsprechend zum selben Preis wie Ferngas eingesetzt wurden, dass diese Gase aber in Wirklichkeit niedriger bewertet werden müssen, da sie wesentlich höhere Verarbeitungskosten verursachen als das Ferngas selbst. Es wurde daher gesondert ermittelt, welche Preise man für Ferngas und für die beiden Entspannungsgase der To-Anlage einsetzen kann, um zu den selben Synthesegaskosten zu kommen wie ausgehend von O-Wassergas bzw. Rest-Wassergas.

Weiterhin hatte sich ergeben, dass die Kosten für die Konvertierung des N-Synthesegases höher eingesetzt werden müssen, da der in der ersten Berechnung geschätzte Aufschlag für den (gegenüber der zum Vergleich herangezogenen Konvertierung (nach Schema IVb)) erhöhten Dampfverbrauch zu gering bemessen war. Es wurden jetzt die Kosten für den Dampfverbrauch einer Betriebskostenrechnung von Obering.Lampe vom 1.8.39 für eine Konvertierung für die Hydrierung Frankenthal zum Vergleich herangezogen und die Dampfkosten entsprechend den umzusetzenden Mengen CO auf die 3 Teilströme aus Rest-Wassergas, Ferngas und Entspannungsgas der Synthese II verteilt. Das O-Wassergas aus der O-Laugewäsche wurde dabei entsprechend dem aus den Teilströmen entstehenden Mengen Synthesegas zu dem O-Mengen der 3 Teilströme zugeordnet. Die Betriebskosten der Druckkonstruktion abzüglich der Dampfkosten wurden entsprechend den Gesamtgasmengen der Teilströme verteilt.

In den Kosten für die Hydrierung Frankenthal ist zu berücksichtigen, dass auch hierfür es nicht eine Vereinfachung ist, sicher die die Reserve zu betrachten die jetzt ganz zu H. II. II. getrennt werden war, für den die auch normaler Weise arbeitet. D.

POOR
COPY

24

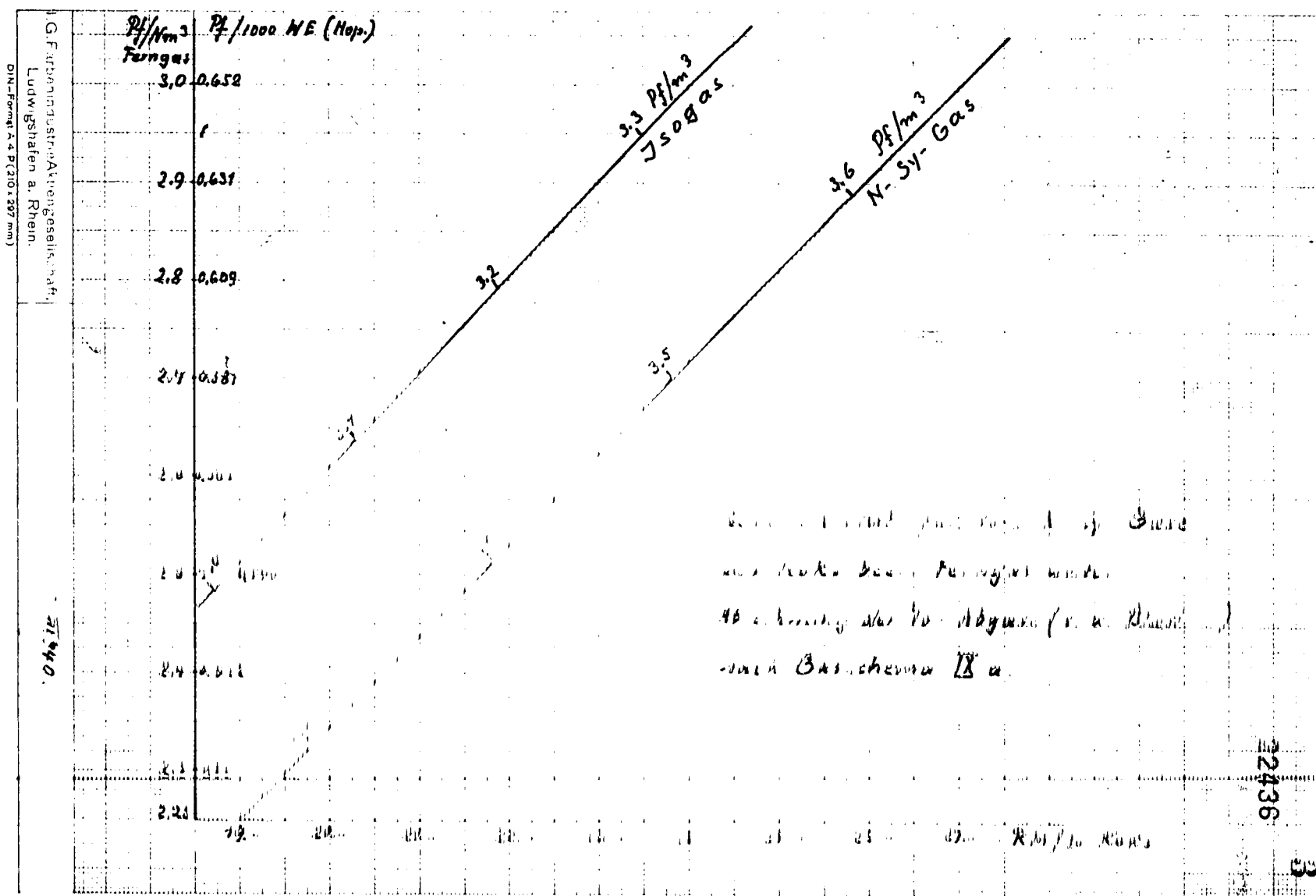
die Einheit jedoch nur zum Teil ausgenutzt ist und vor allem auch als Reserve betrachtet werden muss, erschien es bei genauer Betrachtung richtiger, den Kapitaldienst für diese Einheit auf beide Anlagen gleichmäßig zu verteilen.

Bei Betrachtung der Synthesegaskosten, wie sie sich nach dieser neueren Aufteilung ergeben, fällt auf, dass schon relativ geringe Änderungen dieser Kosten starke Verschiebungen in der Bewertung für das Ferngas bzw. die Abgase ergeben. Da alle dieser Rechnung zugrunde liegenden Betriebskosten nur Vorausschätzungen darstellen, muss man befürchten, dass noch merkliche Unsicherheiten darin enthalten sind. Die Fehler, die sich für die Kostenparität ergeben, sind überschlagsmäßig in Prozenten ausgedrückt etwa doppelt so groß, sodass man bei der Bewertung des Ferngases entsprechende Vorsicht walten lassen muss.

Aus den Kurven für die Kostenparität der Tanolabgase ist ersichtlich, dass bei Kokspreisen unter etwa RM 23.- die Wirtschaftlichkeit der Verarbeitung dieser Abgase auf Synthesegas nicht ohne weiteres sicher ist. Bei sehr niederen Kokspreisen könnte es vielmehr, wenn man ^{die} Wirtschaftlichkeit im Auge hat, zweckmäßig erscheinen, die Abgase als Heizgas zu verwerten.

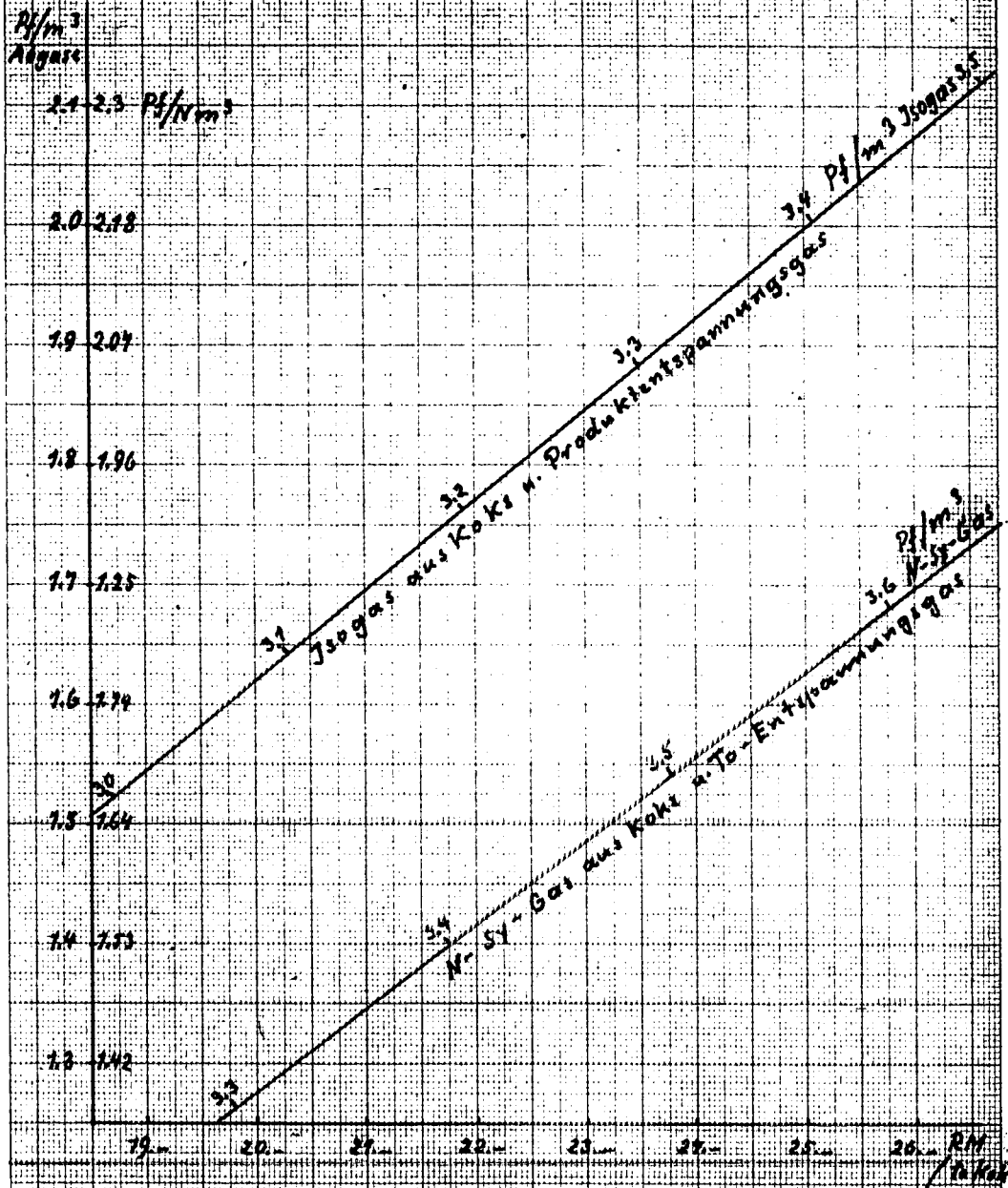
POOR
COPY

24



22437

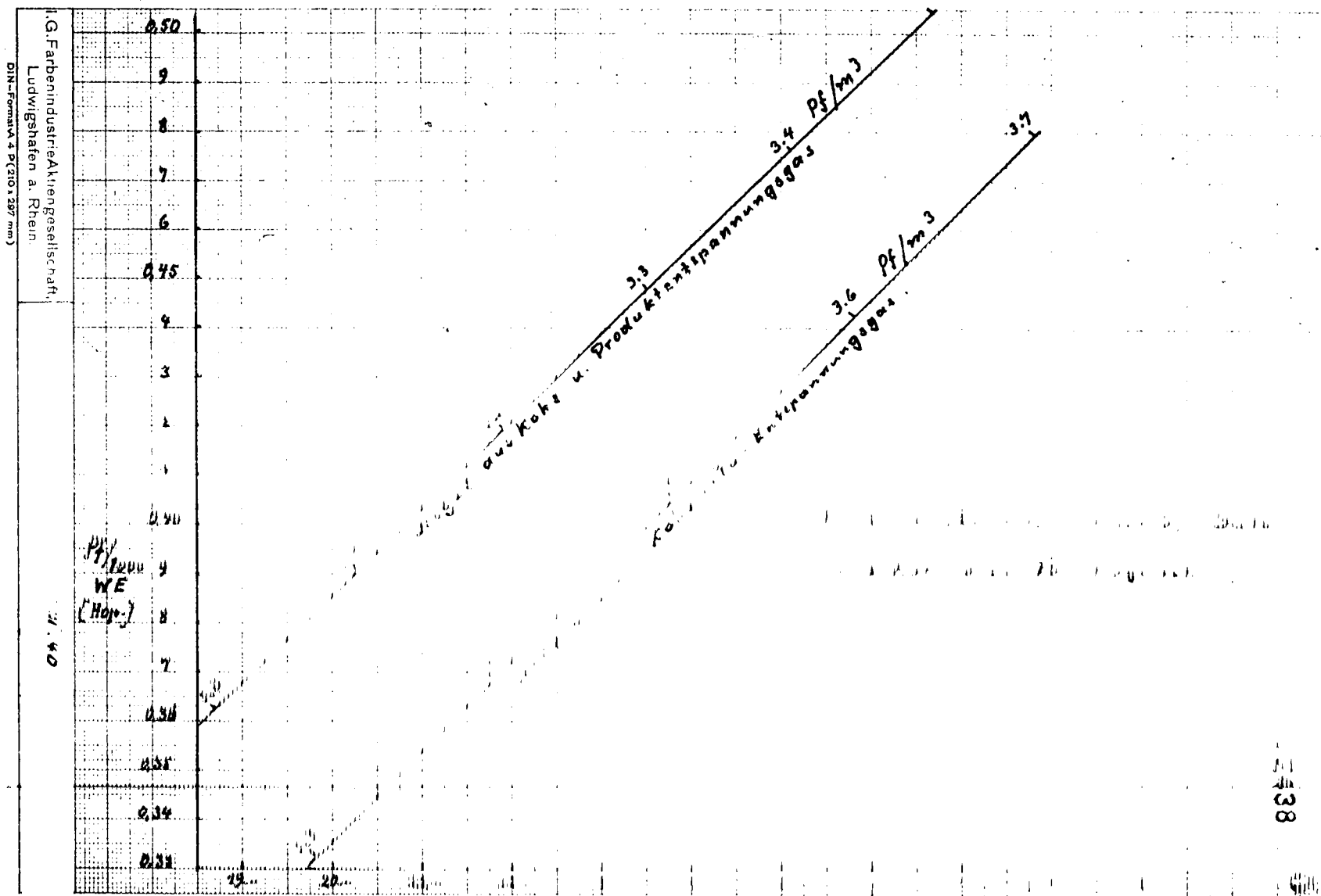
Kostenparität für Ta- u. N-Sy-Gase aus Koks bzw. To-Abgasen in Gaschema II a



G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft, Ludwigshafen a. Rhein.

15. III. 40.

DIN-Format A 4, P (210 x 297 mm)



Oppau, den 28. März 1940. Hr/Ma.

**Kostenvergleich für To- und H-Synthesegas aus Koks bzw. Ferngas
und Entspannungsgasen der To - Synthese**
(nach Gasschema IXa)¹⁾

Unter Benutzung der "neuen Werte" (s.S. 15-19 des Kostenvergleichs vom 17.2./10.3.40) und Korrektur der Betriebskosten der Druckkonvertierung der H-Anlage.

Gasbezeichnung	Betriebskosten Pfg./m ³	19.-	23.-	26.-	RM/to Koks Pfg./kg ² Ferngas Pfg./m ³ Entspan- nungsgas
		2.25 1.40	2.65 1.70	3.00 2.00	
<u>Isogas aus Koks</u> (0,627 kg Koks/m ³)	1.83				
Belastung dch.Koks		1.19	1.44	1.63	
<u>Gaskosten/m³</u>		<u>3.02</u>	<u>3.27</u>	<u>3.46</u>	
<u>Isogas aus Ferngas</u> (0,644 Nm ³ Ferngas/m ³)	1.40				
Belastung dch.Ferngas		1.45	1.71	1.93	
<u>Gaskosten/m³</u>		<u>2.85</u>	<u>3.11</u>	<u>3.33</u>	
<u>Isogas a. Entspan'gasen</u> (0,825 m ³ Entspan'g./m ³)	1.75				
Belastg.dch.Entsp'gas		1.15	1.40	1.65	
<u>Gaskosten/m³</u>		<u>2.90</u>	<u>3.15</u>	<u>3.40</u>	
<u>H-Sy-Gas aus Koks</u> (0,502 kg Koks/m ³)	2.30				
Belastung dch.Koks					
<u>Gaskosten m³</u>		<u>2.86</u>	<u>2.46</u>	<u>2.61</u>	
<u>H-Sy-Gas aus Ferngas</u> (0,536 Nm ³ Ferngas/m ³)					
Belastung dch.Ferngas					
<u>Gaskosten m³</u>		<u>2.86</u>	<u>2.47</u>	<u>2.66</u>	
<u>H-Sy-Gas a. Entspan'gasen</u> (0,714 m ³ Entspan'gas/m ³)					
Belastg.dch.Entsp'gas					
<u>Gaskosten/m³</u>		<u>2.42</u>	<u>2.61</u>	<u>2.83</u>	
m ³ : bei 15°		1 0°	1 00 m	1 100	

POOR
COPY

24

P
C

22440

7

Oppau, den 28. März 1940. Er/Ma.

Verteilung der Betriebskosten auf Ferngas und Entspannungsgas.¹⁾

A) T o - Anlage.

Aus Spaltgas insgesamt 35 000 m³ Isogas/h.

Aus Ferngas (85,75x10⁶ WE(Hop), n.d.Spaltg., oh.CH₄) aus Produktentspannungsgas (11,8x10⁶ WE (Hop), n.d.Spaltung, ohne CH₄)

30 750 m³ Isogas/h

4 250 m³ Isogas/h

Betriebskosten: RM 431.58/h

RM 74.57/h

Betriebskosten/m³ Isogas: 1.40 Pfg.

1.75 Pfg.

Aus 19 800 Nm³ Ferngas/h

aus 3 500 m³ Entspannungsgas/h

30 750 m³ Isogas/h

4 250 m³ Isogas/h

pro m³ Isogas: 0,644 Nm³ Ferngas

0,823 m³ Entspannungsgas.

Zahlen für Isogas aus Koks unverändert nach Kostenvergleich vom 17.2./10.3.40, S.17 u.18.

B) H - Anlage.

Aus Spaltgas insgesamt 24 300 m³ H-Sy-Gas/h.

Aus Ferngas (37,1x10⁶ WE(Hop), n.d.Spaltg., oh.CH₄) aus Entspannungsgas (19,1x10⁶ WE(Hop), n.d.Spaltung, ohne CH₄)

16 040 m³ H-Sy-Gas/h

8 260 m³ H-Sy-Gas/h

Betriebskosten: RM 328.90/h

RM 197.80/h

Betriebskosten/m³ H-Sy-Gas

16 040 m³ H-Sy-Gas/h
0,534 m³ Ferngas
8 260 m³ H-Sy-Gas/h
0,114 m³ Entspannungsgas

Erhöhung der Konvertierkosten (2) RM 14.10
RM 427.74
30 Pfg./m³

6 da. Ko ten e. gl. ...
RM 427.74
30 Pfg./m³

And
Lind
Spal
Bohr
Gasb
CO₂
Komp

Lind
Spal
Konv
Bohr
Gasb
CO₂
Cu-1
Komp

3) Gas
die
4) Bor

POOR COPY

24

P C

Oppau, den 28. März 1940. Hr/Ma.

Betriebskosten für Gasaufbereitung nach Schema IXa.**Gesonderte Berechnung der Kosten für Ferngas und Entspannungsgas.****A) T o - Teil.**

<u>Anlage:</u>	<u>Gesamtkosten Ferngas-Teil</u> RM/h	<u>Kosten für reines Ferngas</u> RM/h	<u>Kosten für: Produktentspan- nungsgas</u> RM/h
Linde-Fränkli-Anlage ¹⁾	121.10	98.90	22.20
Spaltanlage ²⁾	54.35	42.50	11.85
Rohrleitungen ³⁾	11.20	9.83	1.37
Gasbehälter ³⁾	4.20	3.70	- .50
CO ₂ -Wäsche ³⁾	58.80	51.60	7.20
Kompressoren ³⁾	256.50	225.05	31.45
	<u>506.15</u>	<u>431.58</u>	<u>74.57</u>

B) H - Teil.

			<u>Entspannungsgas</u>
Linde-Fränkli-Anlage ¹⁾	53.80	23.60	30.20
Spaltanlage ²⁾	37.65	23.50	14.15
Konvertierung ⁴⁾	61.90	37.35	24.55
Rohrleitungen ³⁾	6.80	4.45	2.35
Gasbehälter ³⁾	2.55	1.70	- .85
CO ₂ - Wäsche ³⁾	70.80	46.30	24.50
Cu-Lauge Wäsche ³⁾	22.70	24.50	18.20
Kompressoren ³⁾	240.90	197.50	83. --
	<u>526.70</u>	<u>328.90</u>	<u>197.80</u>

- 1) Berechnung e. Blatt
 2) Gesamtsumme n. S. 3.7
 die Aufteilung erfolgt nach S. 3.1
 4) Berechnung e. Blatt

POOR
COPY

24

P
C

Oppan, den 28. März 1940. Er/Ma.

S p a l t a n l a g e n .

Neuberechnung nach der Betriebskostenrechnung v.9.3.40(Dr.Sachse)

A) To - Teil.

1.) Ferngas: Betriebskosten für 9 860 m³ CO+H₂ = RM 11.15 (1 Syst.)
 " " für 32 900 m³ Spaltgas
 m.93,5% CO+H₂ n.Schema IXa
 = 30 800 m³ CO+H₂ = RM 39.50

2.) Entspannungsgas:

Betriebskosten für 3 500 m³ Produkt-
entspannungsgas = RM 9.90

Gesamt-Betriebskosten: = RM 45.40

B) M - Teil.

1.) Ferngas: Betriebskosten für 9 600 m³ CO+H₂ = RM 12.90 (1 Syst.)
 " " für 17 800 m³ Spaltgas
 m.74,8% CO+H₂ n.Schema IXa
 = 13 300 m³ CO+H₂ = RM 17.90

2.) Entspannungsgas:

Betriebskosten für 5 900 m³ Entspan-
nungsgas Sy-II = RM 10.80

Gesamt-Betriebskosten: = RM 28.70

Gesamt Betriebskosten To Teil	RM	45.40
" " M -Teil	RM	28.70
	RM	74.10
Kosten nach v.11.2./10.3.		
	RM	32.01
	RM	17.90

Die Berechnung der Betriebskosten nach dem Schema I (Dr. Sachse) ist durch die
 neue Betriebskostenrechnung v.9.3.40 (Dr. Sachse) überholt.

stoffverbrauch. Es erscheint daher möglich, die Differenz je zur Hälfte zu den Betriebskosten des To-Teils und N-Teils auszuschlagen, anstatt die von den Anlagekosten abhängigen Betriebskosten der Reserveeinheit exakt zu verteilen.

Danach errechnen sich die neuen Betriebskosten wie folgt:

	<u>To - Teil</u>	<u>N - Teil</u>
	RM/h	RM/h
Betriebskosten ohne Reserve	45.40	28.70
zusätzlich Kosten f. Reserve	8.95	8.95
ZUSAMMEN:	54.35	37.65

Gesonderte Berechnung der Kosten für Ferngas und Entspannungsgas.

A) To - Teil.

Betriebskosten nach neuer Berechnung RM 54.35/h.

Auf Ferngas und Entspannungsgas nach tatsächlichem Aufwand (1) verteilt (~ RM 35.50:RM 9.90) :

Spaltung für Ferngas	RM 42.50
Spaltung für Entspannungsgas	RM 11.85
	<u>RM 54.35/h</u>

Auf Ferngas und Entspannungsgas nach tatsächlichem Aufwand (1) verteilt (~ RM 17.90:RM 14.20) :

Spaltung für Ferngas	RM 42.50
Spaltung für Entspannungsgas	RM 14.15
	<u>RM 37.65</u>

Oppau, den 28. März 1940. Kr/Ma.

L i n d e - A n l a g e .

Gesonderte Berechnung der Kosten für Ferngas und Fo- Abgase.

A) Fo - Teil.

Für 7000 m ³ Ferngas	1350 m ³ O ₂ .	1)
Dennach für 21600 m ³ Ferngas	4170 m ³ O ₂	
Für 3500 m ³ Produktentspannungsgas	940 m ³ O ₂	1)
	<u>zus. 5110 m³ O₂</u>	

Nach Schema IXa insges. 5400 m³ O₂
entsprechend einem Betriebskostenanteil von RM 121.10.

Die Aufteilung der Kosten nach dem oben errechneten O₂-Bedarf ergibt:

anteil. Betriebskosten der Lindeanlage f. Ferngas	RM 98.90
anteil. Betriebskosten der Lindeanlage f. Abgasep.	" 22.20

B) Ab - Teil.

Für 7000 m ³ Ferngas	1350 m ³ O ₂
Dennach für 21600 m ³ Ferngas	4170 m ³ O ₂
Für 3500 m ³ Produktentspannungsgas	940 m ³ O ₂
	<u>zus. 5110 m³ O₂</u>

Gesamter O₂-Bedarf ...

Die Aufteilung der Kosten nach dem oben errechneten O₂-Bedarf ergibt:

anteil. Betriebskosten der Lindeanlage f. Ferngas	RM 98.90
anteil. Betriebskosten der Lindeanlage f. Abgasep.	" 30.20

Kostenrechnung für ... (L. Gasse)

POOR COPY

24

Neube

Für 12

ab

B

Betrie

Gesam

Aufte
kosten

CO d.

Rück-

Auftl.

Aufte
Dampf

...

...

...

...

...

...

...

...

...

...

...

...

...

...

...

...

Druckkonvertierung.

Neuberechnung nach B.K.R. für Hydrierung Frankenthal (O'ing.Lampe, 1.8.1939)

Für 121 000 m ³ Kontaktgas/Std.	RM 278.12
abzüglich Kosten für Dampf	" 127.60
Betriebskosten ohne Dampf	= RM 150.52

Betriebskosten für 51 000 m ³ Eingangsgas (IXa) ohne Dampf	RM 63.30
Dampf für 16 420 m ³ CO (IXa)	" 53.70
(Dampf für 38 950 m ³ Gesamt-CO RM 127.60) s.oben	

Gesamtbetriebskosten für 51 000 m³ Eingangsgas = RM 117.00

	<u>Rest-WG</u>	<u>Ferngas</u>	<u>Entspan-</u> <u>nungsgase</u>	
Aufteilung d. Betriebskosten ohne Dampf	RM 27.25	23.50	12.55	zus. RM 63.30
CO d. Teilströme	7950 m ³	3600m ³	3400m ³	
Rück-CO	950 m ³	820m ³	430m ³	
Auftlg. Gesamt-CO	8900 m ³	4420m ³	3830m ³	
Aufteilung der Dampfkosten	RM 27.00	12.00	14.00	zus. RM 53.00
	RM 54.25	35.50	26.55	zus. RM 116.30

... die Erhaltung der Dampfpreise voraussetzt ist so ist man berechtigt, auch so die nach Blatt 10 des Kostenvergleichs vom 17.2.39 (S. 40) ermittelten "Neuberechnung" die Differenz zwischen den alten Betriebskosten und den nach diesem Blatt ermittelten Einfachen zu addieren. Die Betriebskosteneinstellung vom 1.8.39 (O'ing. Lampe) bezieht sich zwar auf eine Niederdruckanlageneinstellung. Da die Dampfpreise jedoch sehr hoch angenommen sind, wurden sie ohne weiteres für die nun vorliegende Druckkonvertierung übernommen.

22446

Leuna Werke, den 17. Januar 1940
Sab/Sch.

25. 1. 40

Aktennotiz.

Vorschläge zum Ausbau der Anlage Lützkendorf.

Vorschlag, um die Betriebssicherheit der Anlage Lützkendorf auf den 15.000 t/a Frischprodukt zu erreichen.

Die Anlage Lützkendorf ist im wesentlichen für die Verarbeitung von 10.000 t/a Frischprodukt ausgelegt. Durch die Vergrößerung der Anlage auf 15.000 t/a Frischprodukt ist eine größere Betriebszeit zu erreichen. Die Anlage ist im wesentlichen für die Verarbeitung von 10.000 t/a Frischprodukt ausgelegt. Durch die Vergrößerung der Anlage auf 15.000 t/a Frischprodukt ist eine größere Betriebszeit zu erreichen. Die Anlage ist im wesentlichen für die Verarbeitung von 10.000 t/a Frischprodukt ausgelegt. Durch die Vergrößerung der Anlage auf 15.000 t/a Frischprodukt ist eine größere Betriebszeit zu erreichen.

Kohlefließband von der Grube zum Werk

Die Grube Lützkendorf ist mit 1000 m Breite und 100 m Länge für die Abfuhr von 250 t/h Frischprodukt ausgelegt. Durch die Vergrößerung der Anlage auf 15.000 t/a Frischprodukt ist eine größere Betriebszeit zu erreichen. Die Anlage ist im wesentlichen für die Verarbeitung von 10.000 t/a Frischprodukt ausgelegt. Durch die Vergrößerung der Anlage auf 15.000 t/a Frischprodukt ist eine größere Betriebszeit zu erreichen.

Die Anlage Lützkendorf ist mit 1000 m Breite und 100 m Länge für die Abfuhr von 250 t/h Frischprodukt ausgelegt. Durch die Vergrößerung der Anlage auf 15.000 t/a Frischprodukt ist eine größere Betriebszeit zu erreichen. Die Anlage ist im wesentlichen für die Verarbeitung von 10.000 t/a Frischprodukt ausgelegt. Durch die Vergrößerung der Anlage auf 15.000 t/a Frischprodukt ist eine größere Betriebszeit zu erreichen.

POOR COPY 25

Generatoren auf je 200 t. Diese Vergrößerung müßte durchgeführt werden bei gleichzeitiger Aufstellung eines zweiten Redlers zur Beschickung der Trocknungsanlage der Generatoren mit ca. 55 t/h Leistung.

1c) Kohleförderung zum Kesselhaus.

Vom 8000 t RBK - Bunker nach dem Kesselhaus muß ein RBK geschaffen werden, am besten in Form eines Längsbandes mit 50 t/h, sodaß aus dem 8000 t Bunker und unter Umgehung des Bunkers direkt aus der Grube RBK nach dem Kesselhaus gefördert werden kann. Selbst bei vollstem Lauf des RBK - Erzeugungs ist dann die Aufhebung der unter Kesselhaus vorhandenen 200 t für die Dampferzeugung gesichert. Bei der RBK - Anlage auf den 200 t, wenn die Trocknung der Spinnlegungsstoffe nicht voll für die Kesselhauslieferung der Kesselanlage ausreicht, kann im Notfall ein Teil auf die Bittner-Traktion, die auch für die Trocknung der Spinnlegungsstoffe als Reserve für die Trocknung zur Verfügung steht, zur Verfügung gestellt werden.

2) Kesselhaus.

Die 3 Steinmüller-Steilrohrkessel sind zusätzlich mit Kesselanlagen zu versehen, um jederzeit wahlweise die Kesselanlagen betriebsfähig zu halten. In Normalbetrieb sollen die Kesselanlagen nicht in Betrieb sein, sondern sich in den Generatoren befinden. Die Kesselanlagen sind damit als Reserveanlagen zu betrachten, die bei Bedarf in Betrieb genommen werden können. Die Kesselanlagen sind so zu dimensionieren, daß der Kesselhausverluste für die Kesselanlagen bei ca. 10% der RBK - Feuerleistung der Kesselanlage beträgt. Die Kesselanlagen sind so zu dimensionieren, daß die Kesselanlagen bei ca. 10% der RBK - Feuerleistung der Kesselanlage betriebsfähig zu halten.

Die RBK - Feuerleistung muß die TBK - Versorgung von ca. 2000 t/h gewährleisten. Die RBK - Feuerleistung muß eine Größe von ca. 2000 t/h sein. Die RBK - Feuerleistung muß am zweckmäßigsten durch Aufstellen einer zentralen Kesselanlage mit ca. 4000 t Fassungsvermögen. Von dieser Bunkeranlage muß gleichfalls

eine Förderung möglich sein nach den Synthesogas-Generatoren nach den Heizgasgeneratoren und nach dem Kesselhaus.

Es wäre bei einem Verbrauch von etwa 50 t/h TBK die Beschaffung von 10-15 Staubwaggons für den Verkehr zwischen Eayna und Eütan nicht zu überlegen. Unter Umständen kommt eine pneumatische Staubförderung von der Brikkettfabrik "Cécilie" als Reserve in Frage. Bei jeder dieser drei Abnager könnte man auf einen zweiten RBK-Förderweg zwischen dem RBK t. Bunker und den Generatoren verzichten. Die bestehenden RBK-Förderwege sind mit genügender Reserve ausgerüstet worden. Mindestens 2 Förderwege für jeden Förderweg sind vorzusehen. Da sich beim Anstellen der Förderwege im Inbetriebnahme durch Kondensation leicht Verstopfungen ereignen können, sind Bunkerauslässe zu beheizen und mit Leerlaufvorrichtungen auszurüsten.

Vergasung

Man wird zweckmäßig die Maschinenverteilung so wählen, dass die verschiedenen Maschinen eines gemeinsamen Maschinenraumes untergebracht werden können. Die für die Heizgas- und Synthesogas-Verfahren benötigten Maschinen sind für die Luft und die pneumatische Förderung der Kohle zu berücksichtigen. Die Maschinen für die pneumatische Förderung der Kohle sind in der Regel für die Förderung von 200 t/h Kohle ausgelegt. Die für die pneumatische Förderung der Kohle benötigten Maschinen sind in der Regel für die Förderung von 200 t/h Kohle ausgelegt. Die für die pneumatische Förderung der Kohle benötigten Maschinen sind in der Regel für die Förderung von 200 t/h Kohle ausgelegt.

Die für die pneumatische Förderung der Kohle benötigten Maschinen sind in der Regel für die Förderung von 200 t/h Kohle ausgelegt. Die für die pneumatische Förderung der Kohle benötigten Maschinen sind in der Regel für die Förderung von 200 t/h Kohle ausgelegt. Die für die pneumatische Förderung der Kohle benötigten Maschinen sind in der Regel für die Förderung von 200 t/h Kohle ausgelegt. Die für die pneumatische Förderung der Kohle benötigten Maschinen sind in der Regel für die Förderung von 200 t/h Kohle ausgelegt. Die für die pneumatische Förderung der Kohle benötigten Maschinen sind in der Regel für die Förderung von 200 t/h Kohle ausgelegt.

POOR COPY 25

könnte evtl. der Druckverlust in dem Vergaseraggregat und im Trockenrohr gedeckt werden.

Für die Hochdruckhydrierung muß eine Sauerstoffvergasung für ca 10 - 12 000 m³/h 3y-Gas aufgestellt werden, sodaß nur bei Ausfall der Sauerstoffvergasung auf das Gas aus den Schmalfeldt-Gasgriffen verzichtet werden kann. Das Gas aus der Sauerstoffvergasung sollte alkalisch gemacht oder in einer neu zu errichtenden Anlage entschwefelt werden.

Alkali-Anlage

Die Alkali-Anlage soll mit Dampf aus dem Hochdruckkessel gespeist werden.

Die Anlage soll so beschaffen sein, daß sie bei Ausfall der Sauerstoffvergasung für die Hochdruckhydrierung ausreicht.

Die Anlage soll so beschaffen sein, daß sie bei Ausfall der Sauerstoffvergasung für die Hochdruckhydrierung ausreicht.

Die Anlage soll so beschaffen sein, daß sie bei Ausfall der Sauerstoffvergasung für die Hochdruckhydrierung ausreicht.

Die Anlage soll so beschaffen sein, daß sie bei Ausfall der Sauerstoffvergasung für die Hochdruckhydrierung ausreicht.

Die Anlage soll so beschaffen sein, daß sie bei Ausfall der Sauerstoffvergasung für die Hochdruckhydrierung ausreicht.

Die Anlage soll so beschaffen sein, daß sie bei Ausfall der Sauerstoffvergasung für die Hochdruckhydrierung ausreicht.

Die Anlage soll so beschaffen sein, daß sie bei Ausfall der Sauerstoffvergasung für die Hochdruckhydrierung ausreicht.

Die Anlage soll so beschaffen sein, daß sie bei Ausfall der Sauerstoffvergasung für die Hochdruckhydrierung ausreicht.

Die Anlage soll so beschaffen sein, daß sie bei Ausfall der Sauerstoffvergasung für die Hochdruckhydrierung ausreicht.

Die Anlage soll so beschaffen sein, daß sie bei Ausfall der Sauerstoffvergasung für die Hochdruckhydrierung ausreicht.

Die Anlage soll so beschaffen sein, daß sie bei Ausfall der Sauerstoffvergasung für die Hochdruckhydrierung ausreicht.

Die Anlage soll so beschaffen sein, daß sie bei Ausfall der Sauerstoffvergasung für die Hochdruckhydrierung ausreicht.

POOR COPY

25

P C

geräte ist der Neubau einer Betriebskontrolle mit den entsprechenden Werkstätten notwendig.

II. Vorschläge, um die Betriebssicherheit der Anlage Lützkendorf für 75 000 Jato Primärprodukt zu erreichen.

Außer den für 45 000 Jato Primärprodukt vorgeschlagenen Maßnahmen sind zusätzlich auszuführen:

Kohleförderung von der Grube zum Werk.

Die Leistung des Gummibandes ist mit 750 t/h angesetzt. Bei einem RBK-Bedarf nur auf ca. 185 t/h ansteigt. Der Spitzbedarf bei den Füllen von Bunkern kann durch das Gummiband nicht deckt werden.

Ein zweites Förderband, wahlweise ein Förderband zum Tiefbunker nach dem 6000 t Bunker, ist mit Rücksicht auf die Erweiterung auf 105 000 Jato Primärprodukt notwendig. Ein zweiter Bagger ist notwendig.

Rohkohleförderung nach den Generatoren.

Der Einbau eines zweiten Bandes als Reserveförderband ist das dringendste Problem der Anlage, damit die RBK-Bunker jederzeit sicher gefüllt ist. Bei Einbau des zweiten Bandes könnte auf den 4000 t TBK-Bunker verzichtet werden. Die Radler zur Beschickung der RBK-Bunker müssen auf eine Leistung von 76 t/h erhöht werden. Die Leistung der RBK-Motoren beträgt ca. 100 t/h. Die Leistung der RBK-Motoren beträgt ca. 100 t/h.

Die RBK-Förderung mit 76 t/h ist für 75 000 Jato Primärprodukt

Die 1.

Staubförderung

Der Staubtransport von 75 000 Jato Primärprodukt mit 76 t/h TBK-Motoren, wahlweise die Staubförderung, eine entsprechende Staubförderung, in 1. s.

4) Vergasung.

Durch Erhöhen des Gowerbesatzes um 2 m (10%) und Vergrößerung der Wälzgasmenge auf 55 000 m³/h kann die Sy-Gasmenge je Generator auf ca. 26 000 m³/h gesteigert werden. Das würde bei 3 Generatoren in Betrieb 78 000 m³/h Sy-Gas entsprechen. Da für 75 000 Jato Primärprodukt eine Gasmenge von 94 000 m³/h nötig ist, müßten die restlichen 16 000 m³/h entweder in einem neu aufzustellenden Schmalfeldt-Generator gemacht oder jeder der bestehenden Generatoren müßte mit Sauerstoffden für eine zusätzliche Sauerstoffzufuhr von etwa 5500 m³/h ausgerüstet werden. In letzterem Fall bedingt eine Vergrößerung der Sauerstoffanlage um 1500 m³/h.

In jedem Falle, ob Sauerstoffvergasung oder die Aufstellung eines neuen Generators geplant wird, ist eine Anwechslung der vorhandenen Sauerstoffanlagen notwendig. Sie müssen durch Luftdruck- und Hochdruckanlagen ersetzt werden. Die Sauerstoffvergasung für die Hochdruckanlagen ist durch die Erhöhung der Maschinenanlagen mit einer Leistung von 1500 m³/h zu bewerkstelligen.

Alkalid-Anlage

Die Alkalid-Anlage reicht für die Produktion der Hochdruckhydrierung nicht aus und muß erweitert werden. Die in Vittershall geplante Kees- oder Alkalid-Anlage schafft die notwendige Alkalidmenge für die Hochdruckhydrierung.

Vorbereitung des Primärproduktes

Die Vorbereitung des Primärproduktes muß durch die Hochdruckhydrierung sichergestellt werden.

Achtung

Ein zweites Gummiabfallprodukt muß auf den Montagtagen oder Banker auf den Montagtagen fallen sollte.

Achtung

Einbau der zweiten Gummiabfallanlage muß geprüft werden.

POOR COPY 25

POOR COPY

22451

2) Vergasung:

Die Synthesegasmenge von 133 000 m³/h kann gedeckt werden durch 5 Schmalfeldt-Generatoren, die mit 55 000 m³/h Wälzgas arbeiten. Zwei Generatoren müssten neu aufgestellt werden (5 in Betrieb, 1 in Reserve). Falls die Leistung eines Generators durch zusätzliche Sauerstoffvergasung um ca. 7 000 m³/h gesteigert werden kann, würden 4 Generatoren ausreichen. Es müsste dann nur 1 neuer Generator aufgestellt werden. Für die Wälzgas- und Windgebläse gilt das gleiche wie für den 75 000 Jato-Plan. Die Synthesegasstaubreinigung und die Synthesegasgebläse reichen nicht mehr für die Gasmenge von 133 000 m³/h aus. Es müsste eine neue Anlage für neue Generatoren gebaut werden.

Erweiterung dieser Pläne ist

Verfahren

POOR
COPY

25

Böhlen, den 10. Mai 1944

An: ~~HW, BC, BCG, REG, X~~
 Hv TC, TC b,
 B6 TC, TCG
 22453

Tägliche Gaserzeugung und Gasabgabe

des Gaswerks Böhlen
 im Monat April 1944

Geheim

Tag	Gas- erzeugung Nm ³ o)	Heiz- wert kcal / Nm ³	Gasabgabe			Bemerkungen zur Betriebsführung
			an: Conti m ³	an: Landesgas m ³	Überschuß Kraftwerk m ³	
1	382 624	4 120	326 955	82 752		
2	313 844	4 130	284 063	46 811		So
3	383 963	4 130	356 432	48 238		
4	366 513	4 245	327 478	50 249	7 913	keine Abn.
5	380 611	4 195	344 535	51 280	4 748	" "
6	376 746	4 160	353 214	43 215		" "
7	328 958	4 200	300 359	45 710		" "
8	330 173	4 225	302 695	45 157		" "
9	292 274	4 215	265 225	42 967		So " "
10	246 487	4 250	259 237	805		" "
11	324 867	4 190	316 551	26 173		dep. O ₂ Verd. u. Feindeinw.
12	393 501	4 100	337 252	77 443		
13	395 073	4 195	352 470	53 254		
14	395 561	4 220	358 309	58 623		
15	402 592	4 140	384 215	40 331		
16	341 693	4 235	272 773	82 634	5 064	keine Abn.
17	359 285	4 250	308 752	63 218	6 857	" "
18	211 264	4 142	222 222	28 618		dep. O ₂ Kompr.
19	401 214	4 112	327 480	98 921		
20	400 680	4 122	329 278	71 581		
21	402 722	4 182	341 111	69 128		
22	277 171	4 112	242 722	49 228		
23	337 680	4 250	312 051	42 865		
24	380 484	4 220	321 271	41 202	1 747	
25	406 293	4 112	386 502	44 188		
26	422 494	4 220	385 765	99 188		
27	423 528	4 111	377 603	99 127		
28	429 496	4 111	386 447	99 128		
29	425 129	4 111	399 254	21 828		
30	222 182	4 111	210 351	22 114		
31						
So	385 853		351 111	59 773	42 228	
Mittel	69 562	4 200	335 303	53 191		
	210 2	4 215	332 781	4 45		

POOR
 COPY

26

I. Erzeugung		III. Beschaffenheit				IV. Ausbeute				
Stadtgas	Nm ³ : x	11 342 560	Gas		Entspannungs-gas		Reingas			
Teer	t : x	1 339,60	CO ₂	%	76,9	32,3	8,0	Gasausbeute aus Trockenkohle	Nm ³ Reingas / t	596
Benzin	t :	530,14	H ₂ S	%	4,3	1,9	0,0	Reinkohle	Nm ³ Reingas / t	898
Gesamtteer = Teer + Benzin	t : x	1 869,74	Cn Hm	%	0,8	0,7	0,7	Teerausbeute in % der Fischeranalyse	%	74
Gaswasser	m ³ :	15 739	O ₂	%	0,1	0,1	0,2	Anteil an Benzin im Gesamtteer	%	28,4
			CO	%	3,5	13,3	18,2	Gesamtteerausbringen	g/Nm ³ Reingas	165
höchste Gaserzeugung	Nm ³ / Tag : x	449 886	H ₂	%	7,6	35,7	51,0	Teerverlust im Gaswasser in % der Fischeranalyse	%	9,8 (=247 t)
mittlere Gaserzeugung	Nm ³ / Tag :	365 889	CH ₄	%	5,6	15,4	21,0	Brennstoffausnutzung bezogen auf die oberen Heizwerte		
mittlere Generatorleistung	Nm ³ / h :	2 325	N ₂	%	1,2	0,6	0,8	Gas + Gesamtteer	%	73,3
mittl. Schachtbelastung t Trockenkohle / m ² /h :		0,780						Kohle	%	52,9
II. Verbrauch			Teer		ob Heizwert gemessen		errechnet			
Kohle		Abgabe	Wichte bei 60°C		bezog. Dichte gemessen		errechnet			
a Grus	t :	5 064	Staubgehalt		Ort-Zahl					
b Knorpel	t :	9 943	Wassergehalt							
c Splitt	t :	1 020	Erstarrungspunkt							
insgesamt	t :	16 027	Oberer Heizwert							
Reinsauerstoff			Benzin		Wichte bei 15°C		Wichte bei 180°C			
spez. Verbrauch			Wichte bei 15°C		Wichte bei 180°C		Wichte bei 180°C			
			Oberer Heizwert							
Dampf			Gaswasser		Kohlensäure		Ammoniak			
a Vergasungsdampf	t :	1 100	Kohlensäure		Ammoniak		Methan			
spez. Verbrauch	kg / Nm ³ Reingas	1,4	Methan		Methan		Benzol			
b Vergasungsdampf / Reinsauerstoff	kg / Nm ³	1,10	Benzol							
c Gesamtdampf	t :	1 100								
spez. Verbrauch	kg / Nm ³ Reingas	1,1								
Abgabe										
Gasabgabe an:		im Berichtsmonat	im gleichen Monat	Zu- o. Abnahme						
Conti		10 538 735	8 251 292	+ 25,7						
Landesgas		1 897 984	674 213	+ 15,7						
RW Essen		3 744	4 412	+ 9,9						
RW Böhlen		13 354	-	-						
Sonstiges		26 278	68 200	- 62						
Insgesamt		17 670	13 337	+ 32,7						
Teer- u. Leichtölabgabe										
Teer										
Leichtöl										
Sonstiges										
Mittel- u. Pers.										

Böhlen, den 7. April 1944
 TCG Kr/Nei

An: ~~XXXXXXXXXXXX~~
 Hv TO, TC p. 615
 B8 TO, TCG.

Tägliche Gaserzeugung und Gasabgabe

des Gaswerks B. H. L. a. n.
 im Monat März 1944

Geheim!
 22455

Tag	Gas- erzeugung Nm ³ o)	Heiz- wert kcal / Nm ³	Gasabgabe			Bemerkungen zur Betriebsführung
			an: Conti m ³	an: Landesgas m ³ x)	an: Überschuß Kraftwerk m ³	
1	398 085	4 180	363 803	55 127		
2	402 113	4 150	367 816	54 736		
3	393 477	4 220	362 542	52 115		
4	426 095	4 190	391 042	58 484		
5	352 733	4 220	309 609	62 525		So
6	341 331	4 210	331 948	22 221	5 539	
7	416 571	4 225	392 937	39 433	6 709	
8	340 514	4 145	302 270	56 966		Anl. in Anbetr. d. angesp. Luftlage vorüberg. a. Betr.
9	349 886	4 150	313 207	55 557		Rep. O ₂ -Verd. 4
10	336 839	4 120	310 624	44 422		" " "
11	329 411	4 130	298 897	48 626		Nur 5 Gen. in Betr.
12	355 710	4 100	350 619	24 331		So
13	398 023	4 100	356 201	63 420		
14	367 388	4 170	325 911	53 177	8 018	ungenüg. Gasabn.
15	388 958	4 150	348 566	61 300		Anschl. Arb. O ₂ - Verd. 3
16	398 132	4 190	366 559	53 202		
17	349 069	4 140	318 182	50 012		Rep. O ₂ -Verd. 4
18	367 625	4 130	319 480	68 161		
19	261 535	4 180	242 526	32 963		So ungenüg. Gas abn.
20	264 241	4 250	264 760	7 367	6 012	Rep. O ₂ -Verd. 4
21	374 459	4 180	367 252	27 621		
22	343 762	4 180	332 578	29 516		Rep. O ₂ -Verd. 1 2 u. 4.
23	412 247	4 165	356 374	77 694		
24	353 336	4 170	321 189	51 098		
25	376 518	4 125	317 574	79 492		Anl. wegen a. a. Luftl. Zeitw. a. Betr.
26	350 201	4 150	317 847	51 403		So
27	391 147	4 145	357 480	54 961		
28	347 716	4 200	319 582	46 631		
29	382 000	4 075	339 883	62 173		" " " "
30	356 884	4 190	316 032	59 784		" " " "
31	416 553	4 170	355 493	83 466		
So.	11 342 560		10 338 783	1 587 984	26 279	
Mittel	365 889	4 164	333 509	51 225	848	
Jahres- anfang	33 153 416	4 207	30 823 666	3 988 810	131 562	

a) einchl. Espenhain 8 744 m³
 o) " Böhlen 13 354 "

M.
 Literat.

Betriebszahlen des Gaswerks Böhlen

TCG Kr/Nei

für Monat März 1944

An: ~~XXXXXXXXXXXX~~ 22486
BY TO, TOB,
BÜ TO, TCG, TON, TOT.

Geheim!

<h3>I. Erzeugung</h3> <table style="width: 100%;"> <tr> <td>Stadtgas</td> <td>Nm³ : x</td> <td>11 342 560</td> </tr> <tr> <td>Teer</td> <td>t : x</td> <td>1 339,60</td> </tr> <tr> <td>Benzin</td> <td>t : x</td> <td>530,14</td> </tr> <tr> <td>Gesamtteer = Teer + Benzin</td> <td>t : x</td> <td>1 869,74</td> </tr> <tr> <td>Gaswasser</td> <td>m³ :</td> <td>15 739</td> </tr> </table> <table style="width: 100%;"> <tr> <td>höchste Gaserzeugung</td> <td>Nm³ / Tag : x</td> <td>449 886</td> </tr> <tr> <td>mittlere Gaserzeugung</td> <td>Nm³ / Tag :</td> <td>365 889</td> </tr> <tr> <td>mittlere Generatorleistung</td> <td>Nm³ / h :</td> <td>2 325</td> </tr> <tr> <td>mittl. Schachtbelastung t Trockenkohle / m² / h :</td> <td></td> <td>0,780</td> </tr> </table>	Stadtgas	Nm ³ : x	11 342 560	Teer	t : x	1 339,60	Benzin	t : x	530,14	Gesamtteer = Teer + Benzin	t : x	1 869,74	Gaswasser	m ³ :	15 739	höchste Gaserzeugung	Nm ³ / Tag : x	449 886	mittlere Gaserzeugung	Nm ³ / Tag :	365 889	mittlere Generatorleistung	Nm ³ / h :	2 325	mittl. Schachtbelastung t Trockenkohle / m ² / h :		0,780	<h3>III. Beschaffenheit</h3> <table style="width: 100%;"> <tr> <th colspan="3">Gas</th> </tr> <tr> <td></td> <td>Entspannungsgas</td> <td>Reingas</td> </tr> <tr> <td>CO₂</td> <td>% : 76,9</td> <td>32,3</td> </tr> <tr> <td>H₂S</td> <td>% : 4,3</td> <td>1,9</td> </tr> <tr> <td>Cn Hm</td> <td>% : 0,8</td> <td>0,7</td> </tr> <tr> <td>O₂</td> <td>% : 0,1</td> <td>0,2</td> </tr> <tr> <td>CO</td> <td>% : 3,5</td> <td>13,3</td> </tr> <tr> <td>H₂</td> <td>% : 7,6</td> <td>35,7</td> </tr> <tr> <td>CH₄</td> <td>% : 5,6</td> <td>15,4</td> </tr> <tr> <td>N₂</td> <td>% : 1,2</td> <td>0,6</td> </tr> <tr> <td>ob. Heizwert gemessen</td> <td>kcal/Nm³ :</td> <td>4 164</td> </tr> <tr> <td>errechnet</td> <td>1 257</td> <td>3 181</td> </tr> <tr> <td>bezog. Dichte gemessen</td> <td>g/l :</td> <td>0,492</td> </tr> <tr> <td>errechnet</td> <td>1,318</td> <td>0,769</td> </tr> <tr> <td>Ott-Zahl</td> <td></td> <td>63</td> </tr> </table> <table style="width: 100%;"> <tr> <th colspan="3">Teer</th> </tr> <tr> <td>Wichte bei 60°C</td> <td>kg/l :</td> <td>0,933</td> </tr> <tr> <td>Staubgehalt</td> <td>% :</td> <td>0,13</td> </tr> <tr> <td>Wassergehalt</td> <td>% :</td> <td>0,57</td> </tr> <tr> <td>Erstarrungspunkt</td> <td>°C :</td> <td>35,6</td> </tr> <tr> <td>Oberer Heizwert</td> <td>kcal/kg :</td> <td>9 590</td> </tr> </table> <table style="width: 100%;"> <tr> <th colspan="3">Benzin</th> </tr> <tr> <td>Wichte bei 15°C</td> <td>kg/l :</td> <td>0,825</td> </tr> <tr> <td>Übergang bis 180°</td> <td>% :</td> <td>81,3</td> </tr> <tr> <td>190°</td> <td>% :</td> <td>86,0</td> </tr> <tr> <td>95% bis</td> <td>% :</td> <td>219</td> </tr> <tr> <td>Oberer Heizwert</td> <td>kcal/kg :</td> <td>10 090</td> </tr> </table> <table style="width: 100%;"> <tr> <th colspan="3">Gaswasser</th> </tr> <tr> <td>Kohlensäure</td> <td>g/l :</td> <td>5,00</td> </tr> <tr> <td>Ammoniak</td> <td>g/l :</td> <td>4,26</td> </tr> <tr> <td>Phenol</td> <td>g/l :</td> <td>4,59</td> </tr> <tr> <td>Teer</td> <td>g/l :</td> <td>15,74</td> </tr> </table> <table style="width: 100%;"> <tr> <th colspan="3">Kohle</th> </tr> <tr> <td>Kohlens</td> <td>% :</td> <td>75,8</td> </tr> <tr> <td>Brennstoff</td> <td>% :</td> <td>13,9</td> </tr> <tr> <td>Wasser</td> <td>% :</td> <td>10,3</td> </tr> <tr> <td>Asche</td> <td>% :</td> <td>15,3</td> </tr> <tr> <td>Teergehalt</td> <td>% :</td> <td>63,1</td> </tr> <tr> <td>Schmelzwass</td> <td>% :</td> <td>28,3</td> </tr> <tr> <td>Elementaranalyse</td> <td></td> <td></td> </tr> <tr> <td>C</td> <td>% :</td> <td>81,3</td> </tr> <tr> <td>H</td> <td>% :</td> <td>5,78</td> </tr> <tr> <td>S</td> <td>% :</td> <td>2,33</td> </tr> <tr> <td>N</td> <td>% :</td> <td>1,89</td> </tr> <tr> <td>O</td> <td>% :</td> <td>22,82</td> </tr> <tr> <td>W</td> <td>% :</td> <td>1,70</td> </tr> <tr> <td>Cl</td> <td>% :</td> <td>7 051</td> </tr> <tr> <td>7 199</td> <td></td> <td>6 179</td> </tr> </table> <table style="width: 100%;"> <tr> <th colspan="3">Sonstiges</th> </tr> <tr> <td>O₂-Gehalt</td> <td>% :</td> <td>25,14</td> </tr> </table>	Gas				Entspannungsgas	Reingas	CO ₂	% : 76,9	32,3	H ₂ S	% : 4,3	1,9	Cn Hm	% : 0,8	0,7	O ₂	% : 0,1	0,2	CO	% : 3,5	13,3	H ₂	% : 7,6	35,7	CH ₄	% : 5,6	15,4	N ₂	% : 1,2	0,6	ob. Heizwert gemessen	kcal/Nm ³ :	4 164	errechnet	1 257	3 181	bezog. Dichte gemessen	g/l :	0,492	errechnet	1,318	0,769	Ott-Zahl		63	Teer			Wichte bei 60°C	kg/l :	0,933	Staubgehalt	% :	0,13	Wassergehalt	% :	0,57	Erstarrungspunkt	°C :	35,6	Oberer Heizwert	kcal/kg :	9 590	Benzin			Wichte bei 15°C	kg/l :	0,825	Übergang bis 180°	% :	81,3	190°	% :	86,0	95% bis	% :	219	Oberer Heizwert	kcal/kg :	10 090	Gaswasser			Kohlensäure	g/l :	5,00	Ammoniak	g/l :	4,26	Phenol	g/l :	4,59	Teer	g/l :	15,74	Kohle			Kohlens	% :	75,8	Brennstoff	% :	13,9	Wasser	% :	10,3	Asche	% :	15,3	Teergehalt	% :	63,1	Schmelzwass	% :	28,3	Elementaranalyse			C	% :	81,3	H	% :	5,78	S	% :	2,33	N	% :	1,89	O	% :	22,82	W	% :	1,70	Cl	% :	7 051	7 199		6 179	Sonstiges			O ₂ -Gehalt	% :	25,14	<h3>IV. Ausbeute</h3> <table style="width: 100%;"> <tr> <td>Gasausbeute aus Trockenkohle</td> <td>Nm³ Reingas / t :</td> <td>596</td> </tr> <tr> <td>Reinkohle</td> <td>Nm³ Reingas / t :</td> <td>898</td> </tr> <tr> <td>Teerausbeute in % der Fischeranalyse</td> <td></td> <td>74</td> </tr> <tr> <td>Anteil an Benzin im Gesamtteer</td> <td>% :</td> <td>28,4</td> </tr> <tr> <td>Gesamtteerausbringen</td> <td>g/Nm³ Reingas :</td> <td>165</td> </tr> <tr> <td>Teerverlust im Gaswasser in % der Fischeranalyse</td> <td></td> <td>9,8 (=247 t)</td> </tr> </table> <h4>Brennstoffausnutzung bezogen auf die oberen Heizwerte</h4> <table style="width: 100%;"> <tr> <td>Gas + Gesamtteer</td> <td>% :</td> <td>73,3</td> </tr> <tr> <td>Kohle</td> <td>% :</td> <td>52,9</td> </tr> </table>	Gasausbeute aus Trockenkohle	Nm ³ Reingas / t :	596	Reinkohle	Nm ³ Reingas / t :	898	Teerausbeute in % der Fischeranalyse		74	Anteil an Benzin im Gesamtteer	% :	28,4	Gesamtteerausbringen	g/Nm ³ Reingas :	165	Teerverlust im Gaswasser in % der Fischeranalyse		9,8 (=247 t)	Gas + Gesamtteer	% :	73,3	Kohle	% :	52,9
Stadtgas	Nm ³ : x	11 342 560																																																																																																																																																																																																									
Teer	t : x	1 339,60																																																																																																																																																																																																									
Benzin	t : x	530,14																																																																																																																																																																																																									
Gesamtteer = Teer + Benzin	t : x	1 869,74																																																																																																																																																																																																									
Gaswasser	m ³ :	15 739																																																																																																																																																																																																									
höchste Gaserzeugung	Nm ³ / Tag : x	449 886																																																																																																																																																																																																									
mittlere Gaserzeugung	Nm ³ / Tag :	365 889																																																																																																																																																																																																									
mittlere Generatorleistung	Nm ³ / h :	2 325																																																																																																																																																																																																									
mittl. Schachtbelastung t Trockenkohle / m ² / h :		0,780																																																																																																																																																																																																									
Gas																																																																																																																																																																																																											
	Entspannungsgas	Reingas																																																																																																																																																																																																									
CO ₂	% : 76,9	32,3																																																																																																																																																																																																									
H ₂ S	% : 4,3	1,9																																																																																																																																																																																																									
Cn Hm	% : 0,8	0,7																																																																																																																																																																																																									
O ₂	% : 0,1	0,2																																																																																																																																																																																																									
CO	% : 3,5	13,3																																																																																																																																																																																																									
H ₂	% : 7,6	35,7																																																																																																																																																																																																									
CH ₄	% : 5,6	15,4																																																																																																																																																																																																									
N ₂	% : 1,2	0,6																																																																																																																																																																																																									
ob. Heizwert gemessen	kcal/Nm ³ :	4 164																																																																																																																																																																																																									
errechnet	1 257	3 181																																																																																																																																																																																																									
bezog. Dichte gemessen	g/l :	0,492																																																																																																																																																																																																									
errechnet	1,318	0,769																																																																																																																																																																																																									
Ott-Zahl		63																																																																																																																																																																																																									
Teer																																																																																																																																																																																																											
Wichte bei 60°C	kg/l :	0,933																																																																																																																																																																																																									
Staubgehalt	% :	0,13																																																																																																																																																																																																									
Wassergehalt	% :	0,57																																																																																																																																																																																																									
Erstarrungspunkt	°C :	35,6																																																																																																																																																																																																									
Oberer Heizwert	kcal/kg :	9 590																																																																																																																																																																																																									
Benzin																																																																																																																																																																																																											
Wichte bei 15°C	kg/l :	0,825																																																																																																																																																																																																									
Übergang bis 180°	% :	81,3																																																																																																																																																																																																									
190°	% :	86,0																																																																																																																																																																																																									
95% bis	% :	219																																																																																																																																																																																																									
Oberer Heizwert	kcal/kg :	10 090																																																																																																																																																																																																									
Gaswasser																																																																																																																																																																																																											
Kohlensäure	g/l :	5,00																																																																																																																																																																																																									
Ammoniak	g/l :	4,26																																																																																																																																																																																																									
Phenol	g/l :	4,59																																																																																																																																																																																																									
Teer	g/l :	15,74																																																																																																																																																																																																									
Kohle																																																																																																																																																																																																											
Kohlens	% :	75,8																																																																																																																																																																																																									
Brennstoff	% :	13,9																																																																																																																																																																																																									
Wasser	% :	10,3																																																																																																																																																																																																									
Asche	% :	15,3																																																																																																																																																																																																									
Teergehalt	% :	63,1																																																																																																																																																																																																									
Schmelzwass	% :	28,3																																																																																																																																																																																																									
Elementaranalyse																																																																																																																																																																																																											
C	% :	81,3																																																																																																																																																																																																									
H	% :	5,78																																																																																																																																																																																																									
S	% :	2,33																																																																																																																																																																																																									
N	% :	1,89																																																																																																																																																																																																									
O	% :	22,82																																																																																																																																																																																																									
W	% :	1,70																																																																																																																																																																																																									
Cl	% :	7 051																																																																																																																																																																																																									
7 199		6 179																																																																																																																																																																																																									
Sonstiges																																																																																																																																																																																																											
O ₂ -Gehalt	% :	25,14																																																																																																																																																																																																									
Gasausbeute aus Trockenkohle	Nm ³ Reingas / t :	596																																																																																																																																																																																																									
Reinkohle	Nm ³ Reingas / t :	898																																																																																																																																																																																																									
Teerausbeute in % der Fischeranalyse		74																																																																																																																																																																																																									
Anteil an Benzin im Gesamtteer	% :	28,4																																																																																																																																																																																																									
Gesamtteerausbringen	g/Nm ³ Reingas :	165																																																																																																																																																																																																									
Teerverlust im Gaswasser in % der Fischeranalyse		9,8 (=247 t)																																																																																																																																																																																																									
Gas + Gesamtteer	% :	73,3																																																																																																																																																																																																									
Kohle	% :	52,9																																																																																																																																																																																																									
<h3>II. Verbrauch</h3> <table style="width: 100%;"> <tr> <th colspan="2">Kohle</th> <th>angelief. Kohle</th> <th>Reinkohle</th> </tr> <tr> <td>a. Grus</td> <td>t :</td> <td>5 064</td> <td>3 838</td> </tr> <tr> <td>b. Knorpel</td> <td>t :</td> <td>9 943</td> <td>6 274</td> </tr> <tr> <td>c. Espenhain</td> <td>t :</td> <td>4 020</td> <td>2 508</td> </tr> <tr> <td>insgesamt</td> <td>t :</td> <td>19 027</td> <td>12 620</td> </tr> </table> <table style="width: 100%;"> <tr> <th colspan="2">Reinsauerstoff</th> <td>Nm³ : x</td> <td>1 767 590</td> </tr> <tr> <td>spez. Verbrauch</td> <td>Nm³ / Nm³ Reingas :</td> <td></td> <td>0,156</td> </tr> </table> <table style="width: 100%;"> <tr> <th colspan="2">Dampf</th> <td></td> <td></td> </tr> <tr> <td>a. Vergasungsdampf</td> <td>t : x</td> <td>16 094</td> <td></td> </tr> <tr> <td>spez. Verbrauch</td> <td>kg / Nm³ Reingas :</td> <td>1,42</td> <td></td> </tr> <tr> <td>b. Vergasungsdampf / Reinsauerstoff</td> <td>kg / Nm³ :</td> <td>9,10</td> <td></td> </tr> <tr> <td>c. Gesamtdampf</td> <td>t : x</td> <td>20 130</td> <td></td> </tr> <tr> <td>spez. Verbrauch</td> <td>kg / Nm³ Reingas :</td> <td>1,78</td> <td></td> </tr> </table> <table style="width: 100%;"> <tr> <th colspan="2">Strom</th> <td>kWh</td> <td>2 039 270</td> </tr> <tr> <td>spez. Verbrauch</td> <td>g / Nm³ Reingas :</td> <td></td> <td>0,273</td> </tr> <tr> <td>Strom für Saucers</td> <td>g / Nm³ Reingas :</td> <td></td> <td></td> </tr> <tr> <td>spez. Verbrauch kWh / Nm³ Reingas :</td> <td></td> <td></td> <td></td> </tr> </table> <table style="width: 100%;"> <tr> <th colspan="2">Wasser</th> <td></td> <td></td> </tr> <tr> <td>a. Betriebswasser</td> <td>m³ :</td> <td>17 0</td> <td></td> </tr> <tr> <td>spez. Verbrauch</td> <td>g / Nm³ Reingas :</td> <td></td> <td></td> </tr> <tr> <td>b. Trinkwasser</td> <td>m³ :</td> <td>2 934</td> <td></td> </tr> <tr> <td>c. Rückkühlwasser</td> <td>m³ :</td> <td>25 800</td> <td></td> </tr> </table> <table style="width: 100%;"> <tr> <th colspan="2">Sonstiges</th> <td></td> <td></td> </tr> <tr> <td>a. Ölverbrauch</td> <td>kg :</td> <td>1 020</td> <td></td> </tr> <tr> <td>spez. Ölverb. u. u.</td> <td>g / Nm³ Reingas :</td> <td>0,160</td> <td></td> </tr> <tr> <td>b. Fettverbrauch</td> <td>kg :</td> <td>7,6</td> <td></td> </tr> <tr> <td>spez. Fettverbrauch</td> <td>g / Nm³ Reingas :</td> <td>0,000</td> <td></td> </tr> <tr> <td>Wäschüberzug</td> <td>kg :</td> <td>25,14</td> <td></td> </tr> <tr> <td>d. Spez. Gaswas.</td> <td>l / Nm³ :</td> <td>1,39</td> <td></td> </tr> <tr> <td>x) einschl. Trinkwasser</td> <td></td> <td></td> <td></td> </tr> <tr> <td>x) zuzügl. 480 kg Erstrüllung</td> <td></td> <td></td> <td></td> </tr> <tr> <td>davon 830 " Altöl</td> <td></td> <td></td> <td></td> </tr> </table>	Kohle		angelief. Kohle	Reinkohle	a. Grus	t :	5 064	3 838	b. Knorpel	t :	9 943	6 274	c. Espenhain	t :	4 020	2 508	insgesamt	t :	19 027	12 620	Reinsauerstoff		Nm ³ : x	1 767 590	spez. Verbrauch	Nm ³ / Nm ³ Reingas :		0,156	Dampf				a. Vergasungsdampf	t : x	16 094		spez. Verbrauch	kg / Nm ³ Reingas :	1,42		b. Vergasungsdampf / Reinsauerstoff	kg / Nm ³ :	9,10		c. Gesamtdampf	t : x	20 130		spez. Verbrauch	kg / Nm ³ Reingas :	1,78		Strom		kWh	2 039 270	spez. Verbrauch	g / Nm ³ Reingas :		0,273	Strom für Saucers	g / Nm ³ Reingas :			spez. Verbrauch kWh / Nm ³ Reingas :				Wasser				a. Betriebswasser	m ³ :	17 0		spez. Verbrauch	g / Nm ³ Reingas :			b. Trinkwasser	m ³ :	2 934		c. Rückkühlwasser	m ³ :	25 800		Sonstiges				a. Ölverbrauch	kg :	1 020		spez. Ölverb. u. u.	g / Nm ³ Reingas :	0,160		b. Fettverbrauch	kg :	7,6		spez. Fettverbrauch	g / Nm ³ Reingas :	0,000		Wäschüberzug	kg :	25,14		d. Spez. Gaswas.	l / Nm ³ :	1,39		x) einschl. Trinkwasser				x) zuzügl. 480 kg Erstrüllung				davon 830 " Altöl				<h3>V. Abgabe</h3> <table style="width: 100%;"> <tr> <th>Gasabgabe an:</th> <th>im Berichtsmonat m³</th> <th>im gleichen Monat des Vorjahres m³</th> <th>Zu- o. Abnahme ±%</th> </tr> <tr> <td>Conti</td> <td>10 338 783</td> <td>8 251 292</td> <td>+ 25,3</td> </tr> <tr> <td>Landesgas x</td> <td>1 587 984</td> <td>674 213</td> <td>+ 135</td> </tr> <tr> <td>BKW Espenh.</td> <td>8 744</td> <td>4 412</td> <td>+ 98</td> </tr> <tr> <td>BKW Böhlen x</td> <td>13 354</td> <td>---</td> <td>---</td> </tr> <tr> <td>Überschuß</td> <td>26 279</td> <td>68 892</td> <td>- 62</td> </tr> <tr> <td>Insgesamt</td> <td>11 975 144</td> <td>8 998 809</td> <td>+ 33</td> </tr> </table> <table style="width: 100%;"> <tr> <td>Entspannungsgasabgabe</td> <td>m³ :</td> <td>5 119 757</td> </tr> </table> <table style="width: 100%;"> <tr> <th colspan="2">Teer- u. Leichtölabgabe:</th> <td></td> <td></td> </tr> <tr> <td>Teer</td> <td>t :</td> <td>1 149,740</td> <td></td> </tr> <tr> <td>Leichtöl</td> <td>t :</td> <td>520,470</td> <td></td> </tr> </table>	Gasabgabe an:	im Berichtsmonat m ³	im gleichen Monat des Vorjahres m ³	Zu- o. Abnahme ±%	Conti	10 338 783	8 251 292	+ 25,3	Landesgas x	1 587 984	674 213	+ 135	BKW Espenh.	8 744	4 412	+ 98	BKW Böhlen x	13 354	---	---	Überschuß	26 279	68 892	- 62	Insgesamt	11 975 144	8 998 809	+ 33	Entspannungsgasabgabe	m ³ :	5 119 757	Teer- u. Leichtölabgabe:				Teer	t :	1 149,740		Leichtöl	t :	520,470																																
Kohle		angelief. Kohle	Reinkohle																																																																																																																																																																																																								
a. Grus	t :	5 064	3 838																																																																																																																																																																																																								
b. Knorpel	t :	9 943	6 274																																																																																																																																																																																																								
c. Espenhain	t :	4 020	2 508																																																																																																																																																																																																								
insgesamt	t :	19 027	12 620																																																																																																																																																																																																								
Reinsauerstoff		Nm ³ : x	1 767 590																																																																																																																																																																																																								
spez. Verbrauch	Nm ³ / Nm ³ Reingas :		0,156																																																																																																																																																																																																								
Dampf																																																																																																																																																																																																											
a. Vergasungsdampf	t : x	16 094																																																																																																																																																																																																									
spez. Verbrauch	kg / Nm ³ Reingas :	1,42																																																																																																																																																																																																									
b. Vergasungsdampf / Reinsauerstoff	kg / Nm ³ :	9,10																																																																																																																																																																																																									
c. Gesamtdampf	t : x	20 130																																																																																																																																																																																																									
spez. Verbrauch	kg / Nm ³ Reingas :	1,78																																																																																																																																																																																																									
Strom		kWh	2 039 270																																																																																																																																																																																																								
spez. Verbrauch	g / Nm ³ Reingas :		0,273																																																																																																																																																																																																								
Strom für Saucers	g / Nm ³ Reingas :																																																																																																																																																																																																										
spez. Verbrauch kWh / Nm ³ Reingas :																																																																																																																																																																																																											
Wasser																																																																																																																																																																																																											
a. Betriebswasser	m ³ :	17 0																																																																																																																																																																																																									
spez. Verbrauch	g / Nm ³ Reingas :																																																																																																																																																																																																										
b. Trinkwasser	m ³ :	2 934																																																																																																																																																																																																									
c. Rückkühlwasser	m ³ :	25 800																																																																																																																																																																																																									
Sonstiges																																																																																																																																																																																																											
a. Ölverbrauch	kg :	1 020																																																																																																																																																																																																									
spez. Ölverb. u. u.	g / Nm ³ Reingas :	0,160																																																																																																																																																																																																									
b. Fettverbrauch	kg :	7,6																																																																																																																																																																																																									
spez. Fettverbrauch	g / Nm ³ Reingas :	0,000																																																																																																																																																																																																									
Wäschüberzug	kg :	25,14																																																																																																																																																																																																									
d. Spez. Gaswas.	l / Nm ³ :	1,39																																																																																																																																																																																																									
x) einschl. Trinkwasser																																																																																																																																																																																																											
x) zuzügl. 480 kg Erstrüllung																																																																																																																																																																																																											
davon 830 " Altöl																																																																																																																																																																																																											
Gasabgabe an:	im Berichtsmonat m ³	im gleichen Monat des Vorjahres m ³	Zu- o. Abnahme ±%																																																																																																																																																																																																								
Conti	10 338 783	8 251 292	+ 25,3																																																																																																																																																																																																								
Landesgas x	1 587 984	674 213	+ 135																																																																																																																																																																																																								
BKW Espenh.	8 744	4 412	+ 98																																																																																																																																																																																																								
BKW Böhlen x	13 354	---	---																																																																																																																																																																																																								
Überschuß	26 279	68 892	- 62																																																																																																																																																																																																								
Insgesamt	11 975 144	8 998 809	+ 33																																																																																																																																																																																																								
Entspannungsgasabgabe	m ³ :	5 119 757																																																																																																																																																																																																									
Teer- u. Leichtölabgabe:																																																																																																																																																																																																											
Teer	t :	1 149,740																																																																																																																																																																																																									
Leichtöl	t :	520,470																																																																																																																																																																																																									
<h3>VI. Sonstiges</h3> <table style="width: 100%;"> <tr> <td>Mittlerer Personalbestand</td> <td>Arbeiter x :</td> <td>184</td> </tr> <tr> <td>Besetzung je Kopf u. Schicht</td> <td></td> <td>2 342</td> </tr> <tr> <td>davon Deutsche: Männer</td> <td></td> <td>3</td> </tr> <tr> <td>Ukrainer</td> <td></td> <td>46</td> </tr> <tr> <td>sonstige Ausländer</td> <td></td> <td>19</td> </tr> </table>	Mittlerer Personalbestand	Arbeiter x :	184	Besetzung je Kopf u. Schicht		2 342	davon Deutsche: Männer		3	Ukrainer		46	sonstige Ausländer		19	<p style="text-align: right;">Schrift</p>																																																																																																																																																																																											
Mittlerer Personalbestand	Arbeiter x :	184																																																																																																																																																																																																									
Besetzung je Kopf u. Schicht		2 342																																																																																																																																																																																																									
davon Deutsche: Männer		3																																																																																																																																																																																																									
Ukrainer		46																																																																																																																																																																																																									
sonstige Ausländer		19																																																																																																																																																																																																									

POOR COPY 26

I. Erzeugung

Stadtgas	Nm ³	10 791 350
Teer	t	1 184,96
Benzin	t	503,46
Gesamtteer = Teer + Benzin	t	1 688,42
Gaswasser	m ³	15 962

höchste Gaserzeugung	Nm ³ / Tag	426 496
mittlere Gaserzeugung	Nm ³ / Tag	372 115
mittlere Generatorleistung	Nm ³ / h	2 400
mittl. Schachtbelastung t Trockenkohle / m ² / h		0,770

II. Verbrauch

Kohle		
	angelief. Kohle	Reinkohle
a. Grus	t: 4 825	3 657
b. Knorpel	t: 9 399	5 921
c. Espenhain	t: 3 108	2 064
insgesamt	t: 17 332	11 642

Reinsauerstoff		
	Nm ³	1 680 469
spez. Verbrauch	Nm ³ / Nm ³ Reingas	0,156

Dampf		
a. Vergasungsdampf	t	14 808
spez. Verbrauch	kg / Nm ³ Reingas	1,37
b. Vergasungsdampf / Reinsauerstoff	kg / Nm ³	8,81
c. Gesamtdampf	t	18 435
spez. Verbrauch	kg / Nm ³ Reingas	1,71

Strom		
	kWh	2 066 404
spez. Verbrauch	kWh / Nm ³ Reingas	0,203
Strom für Sauerst.	kWh	-
spez. Verbrauch kWh / Nm ³ Reingas		-

Wasser		
a. Betriebsverbrauch	m ³	194
spez. Verbrauch	g / Nm ³	18
b. Trinkwasser	m ³	296
c. Rückkühlwasser	m ³	5 680

Sonstiges		
a. Ölverbrauch	kg	1 133
spez. Ölverbrauch	g / Nm ³	0
b. Fettverbrauch	kg	82
spez. Fettverbrauch	g / Nm ³	0,008
c. Waschölbezug von	kg	-
von 900 kg		1

III. Beschaffenheit

Gas			
	Entspannungsgas	Rohgas	Reingas
CO ₂	%: 77,2	32,1	6,8
H ₂ S	%: 3,8	2,0	0,0
Cn Hm	%: 0,8	0,8	0,7
O ₂	%: 0,2	0,1	0,2
CO	%: 3,4	12,9	18,3
H ₂	%: 7,5	35,7	52,2
CH ₄	%: 5,3	14,9	20,6
N ₂	%: 1,8	1,5	1,2
ob. Heizwert gemessen	kcal / Nm ³	-	4 231
errechnet		1 192	3 143
bezog. Dichte gemessen		-	0,463
errechnet		1,319	0,452
Ott-Zahl			62

Teer			
Wichte bei 60°C	kg / l		0,930
Staubgehalt	%		0,06
Wassergehalt	%		0,65
Erstarrungspunkt	°C		33,9
Oberer Heizwert	kcal / kg		9 611

Benzin			
Wichte bei 15°C	kg / l		0,827
Übergang bis 180°	%		82,1
" 190°	%		86,7
" 95% bis	°C		214
Oberer Heizwert	kcal / kg		9 976

Gaswasser			
Kohlensäure	g / l		4,779
Ammoniak	g / l		4,069
Phenol	g / l		4,291
Teer	g / l		14,736

Kohle			
Kohlens	%	75,0	63,0
Brennbar	%	14,0	28,7
Wasser	%	10,2	8,3
Asche	%	15,2	12,7
Teergehalt	%	21,0	35,2
Schwelwas.	%	70,0	71,2
Elementaran	%	5,28	5,27
C	%	3,00	3,39
H	%	-1,67	-0,12
S	%	807	747
O ₂ -Gehalt	kg		884

IV. Ausbeute 22457

Gasausbeute aus Trockenkohle	Nm ³ Reingas / t	623
Reinkohle	Nm ³ Reingas / t	927
Teerausbeute in % der Fischeranalyse		72,7
Anteil an Benzin im Gesamtteer	%	29,8
Gesamtteerausbringen	g / Nm ³ Reingas	157
Teerverlust im Gaswasser in % der Fischeranalyse		10,1 (235 t)

Brennstoffausnutzung bezogen auf die oberen Heizwerte

Gas + Gesamtteer	%	78,6
Kohle	%	57,7

V. Abgabe

Gasabgabe an:	im Berichtsmonat m ³	im gleichen Monat des Vorjahres m ³	Zu- o. Abnahme %
Conti	9 863 540	7 261 380	+ 35,8
Landesgas	1 498 756	487 971	+ 207,4
BKW Espenh.	8 952	3 510	+ 155,0
BKW Bb	7 809	-	-
Überschuß	5 802	110 459	- 94,8
Insgesamt	11 384 859	7 863 320	+ 44,8

Entspannungsgasabgabe	m ³	4 816 376
-----------------------	----------------	-----------

Teer- u. Leichtölabgabe:	
Teer	t: 1 377,960
Leichtöl	t: 502,660

VI. Sonstiges

Mittlerer Personalbestand	Arbeiter	12,88
Basenabzug je Ko, f u Sch		2 302
davon Deutsche, Männer		107
" Ukrainer		44
" Sonst. Ausländer		29

Böhlen, den 10.3.1944

TCG Kr/Nei

An: ~~XXXXXXXXXXXX~~

Hv TC, TO b,
B8 TC, TCG

Tägliche Gaserzeugung und Gasabgabe

des Gaswerks **Böhlen**
im Monat **März 1944**

Geheim!

Tag	Gas- erzeugung Nm ³ o)	Heiz- wert kcal / Nm ³	Gasabgabe			Bemerkungen zur Betriebsführung
			an: Conti m ³	an: Landesgas m ³ x)	an: Überschuß Kraftwerk m ³	
1	417 278	4 215	412 229	27 449		
2	365 798	4 210	351 068	34 235		O ₂ -Verd.4 in Rep
3	409 167	4 210	375 653	55 538		
4	408 471	4 235	390 120	40 247		
5	384 658	4 215	385 734	20 071		
6	331 534	4 260	303 809	45 954		So
7	400 350	4 255	369 489	52 874		
8	398 370	4 285	356 267	64 003		
9	402 640	4 280	381 007	43 768		
10	426 496	4 250	370 706	79 235		
11	409 358	4 275	349 158	82 704		
12	317 999	4 380	292 800	42 684		
13	345 493	4 310	296 913	67 581		So
14	384 856	4 320	367 737	38 178		
15	393 971	4 265	363 758	51 873		
16	356 625	4 255	333 264	42 966		Kohlenmangel
17	358 192	4 205	348 758	29 127		Ausfall mehre- rer Generatoren
18	372 400	4 210	344 160	48 714		
19	420 243	4 205	397 053	46 087		
20	273 729	4 250	225 113	63 416		
21	303 058	4 260	242 925	70 201	5 802	
22	338 297	4 240	301 485	55 067		
23	377 321	4 170	329 719	68 116		
24	377 422	4 240	315 771	81 659		
25	404 038	4 150	360 810	64 660		
26	414 373	4 150	378 446	58 178		
27	272 535	4 130	274 509	12 801		
28	357 142	4 135	324 296	51 758		Re
29	369 512	4 130	320 783	68 564		Rel am 00 0000 ren u. 2-Verd.4
30						
31						
So.	10 791 350	4 231	9 863 540	1507 708	5 802	
Mittel	372 116	4 231	340 122	51 990	200	
Seit	21 810 856	4 228	20 484 883	2 400 826	103 283	

Seit
Jahres-
anfang

x) einschl. Espenbain 8 902 m³
o) " Böhlen 7 809 "



POOR COPY 26

TOG Kr/Kol

Betriebszahlen des Gaswerks Böhlen

für Monat Januar 1944

Geheim!

An: ~~XXXXXX~~
 BV TO, TOB,
 BU TO, TOG, TOH, TOT

I. Erzeugung

Stadtgas	Nm ³	: 11 019 506 x
Teer	t	: 1 050,35
Benzin	t	: 546,63 x
Gesamtteer = Teer + Benzin	t	: 1 596,98
Gaswasser	m ³	: 16 496
höchste Gaserzeugung Nm ³ / Tag : 429 336 x		
mittlere Gaserzeugung Nm ³ / Tag : 355 468 x		
mittlere Generatorleistung Nm ³ / h : 2 342		
mittl. Schachtbelastung t Trockenkohle / m ² / h : 0,788		

II. Verbrauch

Kohle		
	angelief. Kohle	Reinkohle
a. Grus	t: 5 080	3 840
b. Knorpel	t: 9 440	5 928
c. Espenhain	t: 4 032 x	2 516
insgesamt	t: 18 552	12 284
Reinsauerstoff		
spezi. Verbrauch	Nm ³ / Nm ³ Reingas	: 0,145
Dampf		
a. Vergasungsdampf	t	: 15 133
spezi. Verbrauch	kg / Nm ³ Reingas	: 1,37
b. Vergasungsdampf / Reinsauerstoff	kg / Nm ³	: 9,52
c. Gesamtdampf	t	: 18 784
spezi. Verbrauch	kg / Nm ³ Reingas	: 1,71
Strom		
spezi. Verbrauch	kWh / Nm ³ Reingas	: 0,210
Strom für Sauerstoff	kWh	: ---
spezi. Verbrauch kWh / Nm ³ Reinsauerstoff		: ---
Wasser		
a. Betriebswasser	m ³	: 427
spezi. Verbrauch	l / Nm ³ Reingas	: 23
b. Trinkwasser	m ³	: 2 990
c. Rückkühlwasser	m ³	: 74 000
Sonstiges		
a. Ölverbrauch (x)	kg	: 1 418
spezi. Ölverbrauch	g / Nm ³ Reingas	: 0,4
b. Fettverbrauch	kg	: 56
spezi. Fettverbrauch	g / Nm ³ Reingas	: 0,003
c. Waschölbezug von ...	t	: ---
x) davon 540 kg Altöl		

III. Beschaffenheit

Gas		
	Entspannungsgas	Reingas
CO ₂	%: 76,6	32,8
H ₂ S	%: 4,3	1,8
Cn Hm	%: 0,8	0,8
O ₂	%: 0,2	0,1
CO	%: 3,7	12,8
H ₂	%: 8,1	36,3
CH ₄	%: 5,1	13,8
N ₂	%: 1,2	1,6
ob. Heizwert gemessen	kcal / Nm ³	: ---
errechnet	: 1 231	3 041
bezog. Dichte gemessen		: ---
errechnet	: 1,313	0,780
Ott-Zahl		: ---
Teer		
Wichte bei 60°C	kg / l	: 0,932
Staubgehalt	%	: 0,08
Wassergehalt	%	: 0,69
Erstarrungspunkt	°C	: 29,7
Oberer Heizwert	kcal / kg	: 9 425
Benzin		
Wichte bei 15°C	kg / l	: 0,826
Übergang bis 180°	%	: 84,8
" 190°	%	: 89,4
" 95% bis	%	: 203
Oberer Heizwert	kcal / kg	: 9 722
Gaswasser		
Kohlensäure	g / l	: 4,64
Ammoniak	g / l	: 3,99
Phenol	g / l	: 4,75
Teer	g / l	: 21,89
Kohle		
Kohlensäure	%	: 75,0
Brennbares	%	: 14,1
Wasser	%	: 10,3
Asche	%	: 15,0
Teergehalt	%	: 20,9
Schwelwas.	%	: 69,7
Elementaranalyse	%	: 5,96
C	%	: 2,87
H	%	: 21,41
S	%	: 6,988
N + O	%	: 6,988
Wärtewert d. Kohle	kcal / kg	: 6 988
O ₂ -Gehalt	%	: 30,4

IV. Ausbeute

Gasausbeute		Nm ³ Reingas / t : 594
aus Trockenkohle		Nm ³ Reingas / t : 897
Teerausbeute in % der Fischeranalyse		: 66,8
Anteil an Benzin im Gesamtteer		%: 34,2
Gesamtteerausbringen		g / Nm ³ Reingas : 145
Teerverlust im Gaswasser in % der Fischeranalyse		: 10 (241 t)
Brennstoffausnutzung bezogen auf die oberen Heizwerte		
Gas + Gesamtteer	%	: 73,4
Kohle	%	: 55,2

V. Abgabe

Gasabgabe an:	im Berichtsmonat m ³	im gleichen Monat des Vorjahres m ³	Zu- o. Abnahme %
Conti x	10 621 343	7 582 359	+ 40
Landesgas	886 442	824 145	+ 7,5
BKW Espenh.	6 676	14 200	- 53
BKW BU x	11 535	---	---
Überschuß	99 581	73 745	+ 35
Insgesamt	11 625 577	8 494 449	+ 36,9
Entspannungsgasabgabe		m ³ : 4 795 238	
Teer- u. Leichtölabgabe:			
Teer	t	: 979,350	
Leichtöl	t	: 548,300 x	

VI. Sonstiges

Mittlerer Personalbestand	Angestellte	: 13
	Arbeiter x	: 187
Anzahl der Schichtarbeiter		
Gaserzeugung je Kopf u. Schicht	Arbeiter	: 4 607
davon Deutsche Männer		: 2 392
Ukrainer		: 108
sonst. Ausländer		: 44
		: 25

Bemerkungen:
 Höchstwerte
 Datum: Jan 18.2.1944
 Unterschrift: *Off*

Form Nr. 3269, Ausgabe 1.10.43

POOR COPY 26

Böhlen, den 11.2.1944
BCG Kr/Nei

An: Hv-BCG, BCG, BCG
BC, BCG
B8 DBC, BCG

Tägliche Gaserzeugung und Gasabgabe

des Gaswerks Böhlen
im Monat Januar 1944

22460

Tag	Gas- erzeugung Nm³ o)	Heiz- wert kcal / Nm³	Gasabgabe			Bemerkungen zur Betriebsführung
			an: Conti m³	an: Landesgas m³ x)	an: Überschuß Kraftwerk m³	
1	223 816	4 430	198 118	12 424	25 583	Feiertag
2	193 037	4 325	176 835	7 650	19 169	So
3	346 766	4 235	325 306	40 043		
4	339 939	4 215	335 953	11 158	11 078	
5	376 712	4 200	381 256	15 675		
6	361 066	4 125	339 630	41 094		
7	339 766	4 230	337 870	20 383		
8	375 988	4 110	359 177	37 290		
9	274 747	4 120	289 858	---		So
10	354 862	4 175	338 015	34 054	2 110	
11	377 750	4 165	382 748	15 578		
12	385 333	4 150	398 604	7 722		
13	410 492	4 190	418 814	13 755		
14	380 786	4 205	378 053	23 176		
15	373 467	4 200	368 394	7 314		
16	275 966	4 350	229 678	61 466		So
17	332 949	4 315	321 568	2 819	26 375	
18	379 210	4 295	378 853	18 498	2 216	
19	411 116	4 290	405 578	27 649		
20	417 707	4 320	411 437	28 743		
21	398 491	4 230	370 095	49 813		
22	338 104	4 265	339 648	16 677		
23	325 473	4 375	299 166	44 202		
24	303 123	4 370	292 490	24 357	5 017	
25	429 336	4 205	414 022	38 778		
26	394 970	4 185	388 426	27 517		
27	332 278	4 135	352 079	50 317		
28	387 917	4 125	355 473	52 829		
29	394 454	4 175	355 416	60 081		
30	348 066	4 100	321 057	44 924		
31	385 424	4 165	338 926	57 132		
So	11 019 506		621 343	092 118	99 481	
Mittel	355 468	4 185	342 624	28 310	3 209	

Dr. Böhler, 11.2.1944

Böhlen
BCG

Tag
1
2
3
4
5
6
7
8
9
10
11
12
13
14
15
16
17
18
19
20
21
22
23
24
25
26
27
28
29
30
31
So.
Mittel

POOR COPY 26

Böhlen, den 11.2.1944
 BCG Kr/Nei

An: H_v ~~XXXXXXXXXX~~
 20, 20 6
 B_g, DBC, BGG

Tägliche Gaserzeugung und Gasabgabe
 des Gaswerks **Böhlen**
 im Monat **Januar 1944**

22461

Tag	Gas- erzeugung Nm ³ o)	Heiz- wert kcal / Nm ³	Gasabgabe			Bemerkungen zur Betriebsführung
			an: Conti m ³	an: Landesgas m ³ x)	an: Überschuß Kraftwerk m ³	
1	223 816	4 430	198 118	12 424	25 583	Feiertag
2	193 037	4 325	176 835	7 650	19 169	So
3	346 766	4 235	325 306	40 043		
4	339 989	4 215	335 953	11 158	11 078	
5	376 712	4 200	381 256	15 675		
6	361 066	4 125	339 630	41 094		
7	339 766	4 230	337 870	20 383		
8	375 988	4 110	359 177	37 290		
9	274 747	4 120	289 858	---		So
10	354 862	4 175	338 015	34 054	2 110	
11	377 750	4 165	382 748	15 578		
12	385 333	4 150	398 604	7 722		
13	410 492	4 190	418 814	13 755		
14	380 786	4 205	378 053	23 176		
15	373 467	4200	368 394	7 314		
16	275 966	4 350	229 678	61 466		So
17	332 949	4 315	321 568	2 819	26 375	
18	379 210	4 295	378 853	18 498	2 216	
19	411 116	4 290	405 578	27 649		
20	417 707	4 320	411 437	28 743		
21	398 491	4 280	370 095	49 813		
22	338 104	4 265	339 648	16 677		
23	325 473	4 375	299 166	44 202		
24	303 458	4 270	292 490	24 357	2 817	
25	429 336	4 265	414 022	38 778		
26	394 970	4 185	388 426	27 517		
27	382 278	4 135	352 079	50 317		
28	387 917	4 125	355 473	52 829		
29	394 453	4 175	355 416	60 081		
30	388 066	4 085	321 857	44 924		
31	385 424	4 165	338 926	57 132	10 233	
So.	11 019 506		10 621 343	893 118	99 481	
Mittel	355 468	4 225	342 624	28 810	3 209	

x) einsehl. Edyenhain 6 676 m³
 o) " BKW Böhlen 11 535 "

POOR COPY 26

Betriebszahlen des Gaswerks Böhlen

für Monat Dezember 1943

An: Hv-BC, BCG, Reg. B,
DBO, BOG, BOH, BGT
22482

Geheim

I. Erzeugung		III. Beschaffenheit				IV. Ausbeute			
Stadtgas	Nm ³ : 10 678 658	<u>Gas</u>	Entspannungs- gas	Rohgas	Reingas	<u>Gasausbeute</u> aus Trockenkohle	Nm ³ Reingas / t :	594	
Teer	t : 981,850	CO ₂	% : 75,1	32,2	8,1	Reinkohle	Nm ³ Reingas / t :	891	
Benzin	t : 518,880	H ₂ S	% : 3,8	1,7	0,0	<u>Teerausbeute</u> in % der Fischeranalyse :			
Gesamtteer = Teer + Benzin	t : 1 500,730	Cn Hm	% : 0,9	0,9	0,9	Anteil an Benzin im Gesamtteer	% :	34,6	
Gaswasser	m ³ : 14 891	O ₂	% : 0,2	0,1	0,2	Gesamtteerausbringen	g / Nm ³ Reingas :	141	
		CO	% : 4,1	14,3	18,3	Teerverlust im Gaswasser in % der Fischeranalyse	% :	15 (348,6)	
		H ₂	% : 9,1	33,9	49,7	<u>Brennstoffausnutzung bezogen auf die oberen Heizwerte</u>			
		CH ₄	% : 5,8	16,0	21,7	Gas + Gesamtteer	% :	72,0	
höchste Gaserzeugung	Nm ³ / Tag : 401 982	N ₂	% : 1,1	0,7	0,8	Gas	% :	54,9	
mittlere Gaserzeugung	Nm ³ / Tag : 344 473	ab. Heizwert gemessen	kcal / Nm ³ :	1 567	3 238	Kohle	% :		
mittlere Generatorleistung	Nm ³ / h : 2 263	bezog. Dichte gemessen			0,475				
mittl. Schachtbelastung t Trockenkohle / m ² / h :	0,762	bezog. Dichte errechnet		1,291	0,782				
		Ott-Zahl							
II. Verbrauch		<u>Teer</u>				V. Abgabe			
<u>Kohle</u>	angelief. Kohle	Wichte bei 60°C	kg / t :	0,929		Gasabgabe an:			
a. Gras	t : 5 953	Staubgehalt	% :	0,10		im Berichtsmonat	im gleichen Monat	Zu- o. Abnahme	
b. Knorpel	t : 9 286	Wassergehalt	% :	0,80		m ³	des Vorjahres m ³	± %	
c. Espenhain	t : 2 732	Erstarrungspunkt	°C :	29,8		Conti	10 202 058	6 999 129	+ 45,8
insgesamt	t : 17 971	Oberer Heizwert	kcal / kg :	9 425		Landesgas	945 734	558 633	+ 69,3
		<u>Benzin</u>				HKW Espenh.	12 257	--	--
<u>Reinsauerstoff</u>	Nm ³ :	Wichte bei 15°C	kg / t :	0,829		HKW Böhlen	9 972	--	--
spez. Verbrauch	Nm ³ / Nm ³ Reingas :	Übergang bis 180°	% :	81,5		Überschuß	95 963	114 150	- 15,9
		190°	% :	86,0					
<u>Dampf</u>		95% bis	°C :	215		Insgesamt			
a. Vergasungsdampf	t : 14 182	Oberer Heizwert	kcal / kg :	9 897		11 265 984	7 671 912	+ 47	
spez. Verbrauch	kg / Nm ³ Reingas :	<u>Gaswasser</u>				Entspannungsgasabgabe			
b. Vergasungsdampf / Reinsauerstoff	kg / Nm ³ :	Kohlensäure	g / l :	4,545		m ³ :	5 336 316		
c. Gesamtdampf	t : 18 286	Ammoniak	g / l :	4,343		Teer- u. Leichtölabgabe:			
spez. Verbrauch	kg / Nm ³ Reingas :	Phenol	g / l :	4,284		Teer	t : 1 060,850		
<u>Strom</u>	kWh :	Teer	g / l :	23,414		Leichtöl	t : 532,580		
spez. Verbrauch	kWh / Nm ³ Reingas :	<u>Kohle</u>				VI Sonstiges			
		Kohlens				Mittlerer Personalbestand	14		
		Brennbare	% :	75,1	62,3	Arbeiter	179		
		Wasser	% :	13,4	28,9				
		Asche	% :	11,1	8,8				
		Teergehalt	% :	14,5	12,3				
		Schwelwas.	% :	20,1	34,1				
		Elementaranalyse							
		C	% :	70,2	71,0				
		H	% :	5,96	5,46				
		S	% :	2,48	2,94				
		O	% :	1,03	1,95				
		N	% :	48	73				
		<u>Sonstiges</u>							
		O ₂ -Gehalt							

POOR
COPY 26

Betriebszahlen des Gaswerks Böhlen

für Monat Dezember 1943

G e h e i m !

An: Hv-BC, BCG, Reg. B,
DBC, BCG, BCN
22463

I. Erzeugung			III. Beschaffenheit				IV. Ausbeute																															
Stadtgas	Nm ³	10 678 658	Gas				Gasausbeute aus Trockenkohle Nm ³ Reingas / t : 594																															
Teer	t	981,850	CO ₂	%	75,1	Rohgas	32,2	Reingas	8,1	Reinkohle Nm ³ Reingas / t : 891																												
Benzin	t	518,880	H ₂ S	%	3,8		1,7		0,0	Teerausbeute in % der Fischeranalyse : 64,5																												
Gesamtteer = Teer + Benzin	t	1 500,730	Cn Hm	%	0,8		0,9		0,9	Anteil an Benzin im Gesamtteer % : 34,6																												
Gaswasser	m ³	14 891	O ₂	%	0,2		0,1		0,2	Gesamtteerausbringen g / Nm ³ Reingas : 141																												
			CO	%	4,1		14,5		18,5	Teerverlust im Gaswasser in % der Fischeranalyse : 15 (348,6)																												
			H ₂	%	9,1		33,9		49,7	Brennstoffausnutzung bezogen auf die oberen Heizwerte																												
			CH ₄	%	5,8		16,0		21,7	Gas + Gesamtteer % : 72,0																												
			N ₂	%	1,1		0,7		0,6	Kohle % : 54,9																												
			ab. Heizwert gemessen kcal / Nm ³ : 1 567				3 238		4 280																													
			errechnet : 1 567				3 238		4 280																													
			bezog. Dichte gemessen : 1,231				0,722		0,477																													
			errechnet : 1,231				0,722		0,477																													
			Ott-Zahl : 12				12		12																													
II. Verbrauch			Teer				V. Abgabe																															
Kohle			Wichte bei 60°C kg / l : 1,29				<table border="1" style="width: 100%; border-collapse: collapse;"> <thead> <tr> <th>Gasabgabe an:</th> <th>im Berichtsmonat m³</th> <th>im gleichen Monat des Vorjahres m³</th> <th>Zu- o. Abnahme %</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>Sonst.</td> <td>10 202 852</td> <td>9 591 189</td> <td>+ 5,9</td> </tr> <tr> <td>Landgas</td> <td>945 734</td> <td>998 371</td> <td>- 5,3</td> </tr> <tr> <td>Stk. Bepf.</td> <td>12 257</td> <td>-</td> <td>-</td> </tr> <tr> <td>Stk. Bepf.</td> <td>9 972</td> <td>-</td> <td>-</td> </tr> <tr> <td>Stk. Bepf.</td> <td>15 968</td> <td>14 119</td> <td>+ 12,9</td> </tr> <tr> <td>Insgesamt</td> <td>11 186 783</td> <td>10 694 679</td> <td>+ 4,6</td> </tr> </tbody> </table>				Gasabgabe an:	im Berichtsmonat m ³	im gleichen Monat des Vorjahres m ³	Zu- o. Abnahme %	Sonst.	10 202 852	9 591 189	+ 5,9	Landgas	945 734	998 371	- 5,3	Stk. Bepf.	12 257	-	-	Stk. Bepf.	9 972	-	-	Stk. Bepf.	15 968	14 119	+ 12,9	Insgesamt	11 186 783	10 694 679	+ 4,6
Gasabgabe an:	im Berichtsmonat m ³	im gleichen Monat des Vorjahres m ³	Zu- o. Abnahme %																																			
Sonst.	10 202 852	9 591 189	+ 5,9																																			
Landgas	945 734	998 371	- 5,3																																			
Stk. Bepf.	12 257	-	-																																			
Stk. Bepf.	9 972	-	-																																			
Stk. Bepf.	15 968	14 119	+ 12,9																																			
Insgesamt	11 186 783	10 694 679	+ 4,6																																			
angelief. Kohle			Staubgehalt % : 0,13																																			
Reinkohle			Wassergehalt % : 0,20																																			
a. Graue	t	5 959	Erstarrungspunkt °C : 10																																			
b. Knorpel	t	5 735	Oberer Heizwert kcal / kg : 797																																			
c. Knorpel	t	2 754	Benzin																																			
insgesamt	t	17 971	Wichte bei 15°C kg / l : 0,71																																			
Reinsauerstoff			Übergang bis 180° % : 1,1																																			
spez. Verbrauch Nm ³ / Nm ³ Reingas : 1,1			190° % : 1,1																																			
Dampf			90° % : 1,1																																			
a. Vergasungsdampf	t	4 117	Oberer Heizwert kcal / kg : 797																																			
spez. Verbrauch	kg / Nm ³ Reingas	1,1	Gaswasser																																			
b. Vergasungsdampf / Reinsauerstoff	kg / Nm ³	1,1	Kohlensäure g / l : 1,945																																			
c. Gesamtdampf	t	1 117	Ammoniak g / l : 1,1																																			
spez. Verbrauch	kg / Nm ³ Reingas	1,1	Phosphor g / l : 1,1																																			
			Teer g / l : 1,1																																			
			Sonstiges																																			
			Mittlere Periode : 1,1																																			

Böhlen, den 11.1.1944
 BCG Kr/Nei

An: Hv-BC, BCG, Reg. B,
 B8 DBC, BCG

Tägliche Gaserzeugung und Gasabgabe

des Gaswerks Böhlen
 im Monat Dezember 1943

22464

Geheim!

Tag	Gas- erzeugung Nm³	Heiz- wert kcal / Nm³	Gasabgabe			Bemerkungen zur Betriebsführung
			an: Conti m³	an: Landesgas m³ x)	an: Überschuß Kraitwerk m³	
1	359 012	4 415	331 083	47 662		
2	335 065	4 370	353 476	--		
3	358 922	4 410	345 565	33 078		
4	354 397	4 350	354 710	19 021		
5	341 382	4 270	281 083	78 995		So
6	283 446	4 230	293 497	--	4 916	
7	360 819	4 300	355 822	24 177		
8	386 090	4 330	359 898	46 545		
9	378 254	4 360	353 275	45 515		
10	379 835	4 300	352 364	47 677		
11	392 416	4 300	367 286	46 373		
12	346 800	4 320	318 234	47 524		So
13	364 147	4 280	365 742	18 058		
14	326 838	4 310	313 400	30 445		
15	365 029	4 305	335 553	48 524		
16	333 896	4 280	311 531	39 748		
17	318 599	4 310	296 186	38 880		
18	384 574	4 250	355 264	49 950		
19	367 742	4 230	343 624	43 769		
20	351 240	4 350	345 209	25 336		
21	354 941	4 400	337 357	15 989		
22	349 160	4 400	331 484	36 864		
23	351 368	4 310	325 234	45 439		
24	340 094	4 250	349 117	7 775	1 892	
25	198 936	4 445	157 602	14 922	27 247	
26	208 593	4 350	152 745	29 866	27 422	
27	315 527	4 200	310 176	2 878	13 820	
28	401 982	4 180	409 017	15 072		
29	352 630	4 225	345 965	26 060		
30	347 486	4 230	358 905	7 695		
31	389 416	4 295	385 654	24 152		
So.	10 678 658	4 308	10 202 058	957 991	95 962	
Mittel	344 473	4 308	329 099	30 903	3 096	
Seit	97 798 577	4 360	91 421 843	10 678 729	916 479	

Seit Jahresanfang

Böhlen
 BCG

Tag
1
2
3
4
5
6
7
8
9
10
11
12
13
14
15
16
17
18
19
20
21
22
23
24
25
26
27
28
29
30
31
So.
Mittel
Seit Jahresanfang

POOR COPY 26

Böhlen, den 11.1.1944
 BGG Kr/Mel

An: Hv-BC, BCG, Reg. B,
 B8 DBO, BGG

Tägliche Gaserzeugung und Gasabgabe

22405

des Gaswerks Böhlen
 im Monat Dezember 1943

Geheim

Tag	Gas- erzeugung Nm³	Heiz- wert kcal / Nm³	Gasabgabe			Bemerkungen zur Betriebsführung
			an: Conti m³	an: Landesgas m³ x)	an: Überschuß Kraftwerk m³	
1	359 012	4 415	331 083	47 662		
2	335 065	4 370	333 476	--		
3	358 922	4 410	345 565	33 078		
4	354 397	4 350	354 710	19 021		
5	341 382	4 270	281 083	78 995		So
6	283 446	4 230	293 497	--	4 916	
7	360 819	4 300	355 822	24 177		
8	386 090	4 330	359 898	46 545		
9	378 254	4 360	353 275	45 515		
10	379 835	4 300	352 364	47 677		
11	392 416	4 300	367 286	46 373		
12	346 800	4 320	318 234	47 524		So
13	364 147	4 280	365 742	18 058		
14	326 838	4 310	313 400	30 445		
15	365 029	4 305	335 553	48 524		
16	333 896	4 280	311 531	39 748		
17	318 599	4 310	296 186	38 880		
18	384 574	4 250	355 264	49 950		
19	367 742	4 230	343 624	43 769		So
20	351 240	4 350	345 209	25 336		
21	334 941	4 400	337 357	15 989		
22	349 160	4 400	331 484	36 864		
23	351 368	4 310	325 234	45 439		
24	340 094	4 250	349 117	7 775	1 899	
25	198 936	4 445	157 602	14 922	27 247	
26	208 593	4 350	152 745	29 866	27 452	
27	315 527	4 200	316 176	2 878	13 820	
28	401 982	4 180	409 017	15 072		
29	352 630	4 225	345 965	26 060		
30	347 488	4 230	358 905	7 695		
31	389 416	4 295	385 654	24 152	220	
So.	10 678 658	4 308	10 202 058	957 991	95 962	
Mittel	344 473	4 308	329 099	30 903	3 096	
Seit	97 798 577	4 360	91 421 843	10 878 729	840 479	

a) einschl. Eszenhain 12 257 m³
 " an KW Böhlen 9 972 "

POOR COPY 26

Böhlen, den 11.1.1944
BCG Kr/Nei

An: Hv-BC, BCG, Reg. B,
Bö DBC, BCG
22466

Tägliche Gaserzeugung und Gasabgabe

des Gaswerks Böhlen
im Monat Dezember 1943

Geheim!

Tag	Gas- erzeugung Nm ³	Heiz- wert kcal / Nm ³	Gasabgabe			Bemerkungen zur Betriebsführung
			an: Conti m ³	an: Ländergas m ³ x)	an: Erschließung m ³	
1	359 012	4 415	331 083	47 662		
2	335 065	4 370	353 476	--		
3	358 922	4 410	345 565	33 073		
4	354 397	4 350	354 710	19 021		
5	341 322	4 270	281 083	73 995		So
6	283 446	4 230	293 497	--	4 916	
7	360 819	4 300	355 822	24 177		
8	386 090	4 330	359 898	46 545		
9	373 254	4 360	353 275	45 515		
10	379 835	4 300	352 364	47 677		
11	392 416	4 300	367 286	46 373		
12	346 800	4 300	318 234	47 524		
13	364 147	4 280	365 742	18 058		
14	326 833	4 310	313 400	30 445		
15	365 029	4 305	335 553	48 524		
16	333 896	4 280	311 531	39 748		
17	318 599	4 310	296 186	38 880		
18	324 274	4 250	322 264	49 220		
19	307 744	4 250	343 624	43 769		
20	321 240	4 300	342 209	25 256		
21	324 244	4 400	327 227	15 289		
22	49 160	4 400	321 434	36 864		
23	351 368	4 310	325 234	45 429		
24	340 024	4 250	343 117	7 775		
25	123 270	4 445	127 001	11 222	1 217	
26	202 543	4 250	152 745	29 866	21 422	
27	115 227	4 300	316 176	2 878	12 220	
28	401 982	4 150	409 017	15 072		
29	322 650	4 300	342 962	16 000		
30	47 480	4 300	320 000	7 680		
31	325 416	4 295	325 634	4 152		
Sa	1.067,868	4 308	1.020,058	57,991		
Mittel	344 473	4 308	329 099	30 003	3 050	
Seit	27 758 577	4 300	27 411 513	78 233	10 415	

Tag
1
2
3
4
5
6
7
8
9
10
11
12
13
14
15
16
17
18
19
20
21
22
23
24
25
26
27
28
29
30
31
Sa
Mittel
Seit

POOR COPY 26

Böhlen den 8.12.1943

An: Hv-BC, BCG, Reg. B,
Bö DBC, BCG

Tägliche Gaserzeugung und Gasabgabe

22467

des Gaswerks Böhlen
im Monat November 1943

Tag	Gas- erzeugung Nm ³	Heiz- wert kcal / Nm ³	Gasabgabe			Bemerkungen zur Betriebsführung
			an: Conti m ³	an: Landesgas m ³ x)	an: Überschuß Kraftwerk m ³	
1	261 091	4 310	251 668	23 767		
2	308 131	4 295	290 134	34 928		
3	295 512	4 250	274 363	37 385		
4	282 809	4 275	267 432	30 919		
5	311 131	4 290	286 411	41 814		
6	290 121	4 265	264 024	41 602		
7	203 352	4 295	187 725	26 806		So
8	296 632	4 265	268 035	43 877		
9	319 917	4 350	285 427	52 043		
10	329 794	4 305	296 869	51 057		
11	326 953	4 340	294 409	50 217		
12	346 684	4 350	316 214	48 760		
13	341 378	4 400	309 666	49 831		
14	225 043	4 290	215 075	22 340		
15	306 028	4 365	296 262	26 105		
16	327 182	4 320	302 591	42 029		
17	322 673	4 325	301 678	37 590		
18	326 630	4 380	302 921	41 342		
19	365 370	4 375	333 136	52 071		
20	375 951	4 365	332 135	64 007		
21	305 034	4 390	251 668	68 022		
22	314 115	4 430	288 641	35 948		
23	352 242	4 400	301 243	69 873		
24	340 782	4 415	313 323	35 694		
25	348 508	4 300	326 723	35 846		
26	357 610	4 320	330 335	25 148		
27	342 511	4 320	333 514	27 082		
28	347 156	4 345	323 752	42 492		
29	351 866	4 355	322 147	48 799		
30	335 727	4 360	306 112	9 137		
31	342 342		324 423	28 323		
So	9 575 879		8 854 463	20 825		
Mittel	319 196	4 335	295 148	40 694		
Seit	119 519	4 365	219 785	20 738		
Jahres- aufgang		1 vol. b abe	1 vol. b abe	03 2 28		

POOR COPY 26

I. Erzeugung		II. Verbrauch		III. Beschaffenheit			IV. Ausbeute			V. Abgabe				
Stadtgas	Nm ³ : 9 575 879	angelief. Kohle	Reinkohle	Gas	Entspannungsgas	Rohgas	Reingas	Gasausbeute	aus Trockenkohle	Nm ³ Reingas / t :	600			
Teer	t : 1 322,01	a. Grus	t : 5 923	CO ₂	% : 74,8	32,4	7,0	Teerausbeute	Reinkohle	Nm ³ Reingas / t :	881			
Benzin	t : 452,34	b. Knorpel	t : 9 544	H ₂ S	% : 3,1	1,7	0,0	in % der Fischeranalyse		% :	80,1			
Gesamtteer = Teer + Benzin	t : 1 774,35	c. Espenhain	t : 504	Cn Hm	% : 0,8	0,7	0,7	Anteil an Benzin im Gesamtteer		% :	25,5			
Gaswasser	m ³ : 11 751	insgesamt	t : 15 971	O ₂	% : 0,2	0,2	0,2	Gesamtteerausbringen		g / Nm ³ Reingas :	185			
				CO	% : 4,2	14,2	19,2	Teerverlust im Gaswasser in % der Fischeranalyse		% :	1,2 (=26,34)			
höchste Gaserzeugung	Nm ³ / Tag : 375 951	Reinsauerstoff	Nm ³ : 126 224	H ₂	% : 9,8	34,5	50,4	Brennstoffausnutzung bezogen auf die oberen Heizwerte						
mittlere Gaserzeugung	Nm ³ / Tag : 319 196	spez. Verbrauch	Nm ³ / Nm ³ Reingas : 0,142	CH ₄	% : 6,0	15,4	21,7	Gas + Gesamtteer		% :	55			
mittlere Generatorleistung	Nm ³ / h : 2 583	Dampf		N ₂	% : 1,1	0,0	0,8	Kohle		% :	77,7			
mittl. Schachtbelastung	t Trockenkohle / m ² / h : 0,674	a. Vergasungsdampf	t : 12 717	ob. Heizwert gemessen	kcal / Nm ³ : -	-	4336	Gas						
		spez. Verbrauch	kg / Nm ³ Reingas : 1,33	errechnet	1309	3162	4291	Kohle						
		b. Vergasungsdampf / Reinsauerstoff	kg / Nm ³ : 0,02	bezog. Dichte gemessen	-	-	0,470							
		Gesamtdampf	t : 15 458	errechnet	1,675	0,361	1,665							
		spez. Verbrauch	kg / Nm ³ Reingas : 1,61	Ott-Zahl	-	-	-							
		Öl												
		Spezialöl												
		Öl												
		Spezialöl												
		Öl												
		Spezialöl												
		Öl												
		Spezialöl												
		Öl												
		Spezialöl												
		Öl												
		Spezialöl												
		Öl												
		Spezialöl												
		Öl												
		Spezialöl												
		Öl												
		Spezialöl												
		Öl												
		Spezialöl												
		Öl												
		Spezialöl												
		Öl												
		Spezialöl												
		Öl												
		Spezialöl												
		Öl												
		Spezialöl												
		Öl												
		Spezialöl												
		Öl												
		Spezialöl												
		Öl												
		Spezialöl												
		Öl												
		Spezialöl												
		Öl												
		Spezialöl												
		Öl												
		Spezialöl												
		Öl												
		Spezialöl												
		Öl												
		Spezialöl												
		Öl												
		Spezialöl												
		Öl												
		Spezialöl												
		Öl												
		Spezialöl												
		Öl												
		Spezialöl												
		Öl												
		Spezialöl												
		Öl												
		Spezialöl												
		Öl												
		Spezialöl												
		Öl												
		Spezialöl												
		Öl												
		Spezialöl												
		Öl												
		Spezialöl												
		Öl												
		Spezialöl												
		Öl												
		Spezialöl												
		Öl												
		Spezialöl												
		Öl												
		Spezialöl												
		Öl												
		Spezialöl												
		Öl												
		Spezialöl												
		Öl												
		Spezialöl												
		Öl												
		Spezialöl												
		Öl												
		Spezialöl												
		Öl												
		Spezialöl												
		Öl												
		Spezialöl												
		Öl												
		Spezialöl												
		Öl												
		Spezialöl												
		Öl												
		Spezialöl												
		Öl												
		Spezialöl												
		Öl												
		Spezialöl												
		Öl												
		Spezialöl												
		Öl												
		Spezialöl												
		Öl												
		Spezialöl												
		Öl												
		Spezialöl												
		Öl												
		Spezialöl												
		Öl												
		Spezialöl												
		Öl												
		Spezialöl												
		Öl												
		Spezialöl												
		Öl												
		Spezialöl												
		Öl												
		Spezialöl												
		Öl												
		Spezialöl												