

04061-04370

04061

I

"Exchange of Experiences" (USAC) November 1938" (39 Pages).

A report marked confidential concerns a conference on the Fischer-Tropsch Synthesis and related processes. Participants included representatives of Kellogg Co., Standard Oil, N. V. Bataafsche I. H. P., I. G. Farben and Ruhrchemie.

I  
The table of contents lists Hydrocarbon Synthesis and Synthesis Gas production as the main topics which are further subdivided. Under Hydrocarbon Synthesis, "Details of the Synthesis Process"; Sulfur Purification, Reduction and manufacture of catalyst, are some subjects discussed. Methane cracking and the use exhaust gas from the Synthesis process as a source for Synthesis gas appears under Synthesis gas production.

Three flow-sheets covering the overall installation, the catalyst production and the reduction installation are included in the reports.

"A contribution on the working of the Centrifuge" D. Backmann. (46 pages).

2  
A technical paper appearing in the Verfahrertechnik No. 2, 1940 by D. Backmann is divided into two parts: - 1 - Action with Dry Grinding Matter and - 2 - Action with wet working materials.

Besides a mathematical discussion of the action, a comparison with other methods are shown in charts and graphs. Literature references are given.

3  
"Cost development work in Schwarzheide, " Kollmar, No. 112, Feb. 12, 1941 Cost ratios of the production of motor-fuel from 1936-1940 at the

INDEX 1

2

04062

Schwarzheide plant of Braun-Kohle-Benzin Co., 28 pages with charts.

"Development work Magdeburg," Kollmar, No. 323, June 28, 1941.

4 Costs and fuel production of the Magdeburg plant from 1936-1940.  
Twenty-one pages with charts.

5 "Comprehensive survey of the entire 4 Brabag plants (1936-1940)",  
Kollmar, No. 323, June 28, 1941, The cost profit and production  
situation, 17 pages with charts.

6 "Management report on the Blechhammer calculation plan 1944/1,"  
May 11, 1944, monthly production figures of gasoline at the Leuna plant.

7 "Merseburg hydrogenation plant, situation at the monthly report,  
February 1944, No. 3, forty-five pages of charts.

8 "Hydrogenation plant at Pöhlitz, management monthly report for  
August 1944," Dr. Pier, thirty-four pages of production charts.

9 "Neopentane (tetramethylmethane) and triptane (trimethylbutane)",  
Buëren, high pressure investigations, Lu 558, June 5, 1942, one page  
discussion of the synthesis of neopentane and triptane.

INDEX 2

3

04063

10 "Measurement of the indexes of high speed motors," Kurt Schnauffer,  
Rundschau, July 26, 1930, one page with graphs.

"The power in the tool-machine", Schesinger, Rundschau, July 26,  
1930, one page with charts.

11 "Suden motor fuel plants, aktiengesellschaft," monthly production  
report No. 6 for Jan. 1943.

INDEX 3

04064

Erfahrungsaustausch USAC  
November 1938 Ludwigshafen

Inhaltsverzeichnis

<u>Teilnehmerliste</u>	<u>Seite :</u>
<u>Kohlenwasserstoffsynthese :</u>	
Einzelheiten der Synthese . . . . .	Dr. Feist . . . 1 - 8
S-Feinreinigung der Synthese . . . . .	Dr. Wilke . . . 8 - 9
Kontaktgasherstellung und -wiederaufarbeitung . . . . .	Dr. Asboth . . . 9 - 13
Besichtigung Holten . . . . .	14 - 16
Schema der Benzinfabrik Holten . . . . .	17
Schema der Kontaktfabrik Holten . . . . .	18
Schema der Reduktionsanlage Holten . . . . .	19
Kontaktversuche Labor Ludwigshafen . . . . .	Dr. Scheuermann 20
Das Ölkreislaufverfahren . . . . .	Dr. Winkler . . 21 - 23
K.W.Sy.-Versuche Leuna . . . . .	O.I. Sabel . . . 23 - 26
Umwälzverfahren mit Eisenkontakt . . . . .	Dr. Michael . . 27 - 29
Bericht der Kellogg über Kontakt- und Synthese-Versuche . . . . .	Mr. Keith . . . 29 - 33
<u>Synthesegaserzeugung :</u>	
Hy-Rückgas-Kracking im Cowper . . . . .	O.I. Sabel . . . 34 - 35
CH <sub>4</sub> -Krackversuche und verfügbare Mengen in USA . . . . .	Mr. Keith . . . 35 - 36
Wassergas aus CH <sub>4</sub> -Kracking . . . . .	Dr. Langen v.d. Valk . . . 36 - 38
<u>Programm für Weiterarbeit :</u> . . . . .	39

848

04065

Teilnehmerliste

Kellogg Co.

Keith  
Roberts  
Dr. Riblett  
Mansfeld

Standard Oil

Scharmann  
Spicer

N.V. Bataafsche

Dr. Langen v.d. Valk  
Volkers

I.H.P.

van't Spyker

I.G. Farben

Dr. Pier  
Dr. Wietsel  
Dr. Peters  
Dr. Ringer  
Dr. Hofeditz  
Ol. Sabel  
Dr. Winkler  
und zeitweise weitere Herren der I.G.

Ruhrchemie

Dr. Feist  
Dr. Wilke  
Dr. Asboth  
Dr. Schaller  
und eine Reihe anderer Herren  
während der Besichtigung

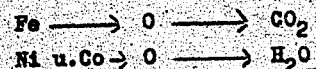
Leuna Werke, den 22. November 1938/Sab/r.

04066

Kohlenwasserstoff-Synthese:  
-----

Einzelheiten der Synthese  
(Dr. Feist)

Fischer-Kontakte vor 10 Jahren Ni und Fe .



Fe wurde aber verlassen, weil keine wirtschaftlichen Durchsätze erreichbar waren.

Ni und Co wurden weitergebildet, Ni  $\longrightarrow$  hoch gesättigte Produkte  $\longrightarrow$  CH<sub>4</sub>  
Co  $\longrightarrow$  weniger dieses Verhalten. Daher haben das Kohlenforschungsinstitut und ebenso Holten die Co-Kontakte weiterentwickelt, zuerst mit Kupferzusatz, wobei eine Reduktionstemperatur von 200° benötigt wurde, so daß die Reduktion noch im Ofen durchgeführt werden konnte.

Da Cu-haltige Kontakte nicht die erwünschte hohe Aktivität und Lebensdauer hatten, ging man auf Co Th O<sub>2</sub> über, nachdem durch Versuche festgestellt war, daß bei den höheren Reduktionstemperaturen gut außerhalb reduziert und ungefüllt werden konnte.

Diese Co + Th O<sub>2</sub>-Kontakte hatten anfangs 18% Th O<sub>2</sub> auf Co-Metall.

Beide Komponenten auf Träger, wobei Kieselgur günstiger war als Hydroxyd.

Gegenüber Ni und Fe hatten diese Kontakte eine sehr niedrige Reaktionstemperatur. Dadurch ging CH<sub>4</sub>-Bildung zurück. Zu Beginn der Großanalyse wurde dieser Kontakt eingefüllt und betrieben.

Mit MgO mindestens die gleichen, vielleicht aber bessere Erfolge. Herstellung und Fällung wie bei Th O<sub>2</sub>.

Th O<sub>2</sub> wird z.Zt. nur noch verarbeitet, solange noch Vorräte vorhanden. Heute wird im großen teils mit Mischkontakt, teils bereits mit reinem Mg-Kontakt gearbeitet.

Mg-Kontakte geringere Methanbildung, Lebensdauer 1 - 2 Monate länger; man glaubt aber, noch größere Lebensdauer zu erzielen.

Mg gibt in der Produktzusammensetzung keine Veränderung.

Fe und Ni, Co geben verschiedene Produkte, nicht aber die Zusätze, Th O<sub>2</sub> oder Mg, alle Fraktionen von C<sub>2</sub> - C<sub>8</sub> und Olefingehalte untersucht, aber keine Veränderungen feststellbar.

Primär-Produkt-Tabelle VII

	C CO/H <sub>2</sub> -1/1	Druck	Ni CO/H <sub>2</sub> -1/2	Fe CO/H <sub>2</sub> -2/1
Siedebeginn.....	35°	5-10 at 35	35°	35°
bei 100° siedend .....	28,5 %	35	34 %	38 %
" 200° " .....	61,5 %	42	72 %	80 %
" 320° " .....	88,5 %	72	95 %	98 %
spez.Gewicht bis 200°...	0,693	0,63	0,67	0,665
Olefingehalt " 200°...	35 %	18	15 %	42 %
Säurezahl (mg KOH/g Prod)	0,005	> 0,005 etwas niedriger		höher bis 0,1
Gesamt C <sub>3</sub> -C <sub>4</sub> -g/Nm <sup>3</sup> CO+2H <sub>2</sub>	12	7-8	18	24
CH <sub>4</sub> " "	32	25-27	42	-
CO <sub>2</sub> " "	3	< 2	4	42
Primär-Prod. flüssig	120	145	95 - 100	90 - 95
	167	180	161	158
optimale Reakt.-Temp.	185 - 198°	180-200°	190 - 210°	210 - 240°

Th O<sub>2</sub> 10 - 20 % Schwankungen geben keine deutliche Änderung im Kontaktcharakter. Mg O ebenso.

Höherer Th O<sub>2</sub>-Gehalt, vergrößerter Paraffin- und Ölanfall.

Insgesamt ergibt Erhöhung der Temperatur Veränderung auf leichtere Produkte.

Fe 20° - 30° - 40° höher als Ni- und Co-Kontakte.

Haltbarkeit durch Temperatur bedingt. Es finden Sinterungsprozesse statt, d. h., je höher die Temperatur, um so kürzer die Lebensdauer (d.h., Co-Kontakte längere Lebensdauer als Fe-Ni).

Co-Kontakt ist höher in der Belastbarkeit.

Belastbarkeit für Co Th O-Kontakte 1 m<sup>3</sup>/kg Co/h

Bei Mg-Kontakten 50 - 70 % höher, d.h., 1 Ofen in Holten kann bei Th-Kontakt 1 000 m<sup>3</sup>, bei Mg-Kontakt 1500 - 1700 Nm<sup>3</sup> durchsetzen (einzelne Th-Kontakte kommen auch so hoch, aber nicht generell).

1 t Co (Th O<sub>2</sub>-Kontakt) gibt 345 t Primärprodukt flüssig/Laufzeit

1 t Co (Mg-Kontakt) gibt 515 t Primärprodukt flüssig/Laufzeit. Das wäre die Leistung, wenn die Belastung von 1500 Nm<sup>3</sup> 4 Monate durchgehalten werden könnte.

In Wirklichkeit ist die Leistung geringer, weil die Belastung nach und nach absinkt. Wie weit, kann noch nicht angegeben werden.

Die mit neuem Kontakt gefahrenen Öfen werden stets in der ersten Stufe gefahren. Die verbrauchten Kontakte werden in der zweiten Stufe gefahren. Grund: der alte Kontakt muß mit höheren Temperaturen gefahren werden und neigt mehr zur Methanbildung. Deshalb nimmt man ihn in die erste Stufe, wo viel Kohlenoxyd anwesend ist, um nicht zu viel Kohlenoxyd zu verlieren.

Niedrige Temperatur in Kontakten beeinflusst Produkt in Richtung auf höher siedende Produkte.

70 - 75 % Kohlenoxyd werden in der ersten Stufe, 30 - 25 % in der zweiten Stufe umgesetzt.

Regulierung erfolgt durch Erhöhung der Temperatur.

Die Öfen bleiben in der ersten Stufe für 2500 - 3000 Stunden, dann werden sie in die zweite Stufe geschaltet. In der ersten Stufe sind also Öfen mit einem Tag Laufzeit und mit über 100 Tagen Laufzeit.

Durchschnittsofenbelastung 750 m<sup>3</sup> Synthesegas bei Th-Kontakten  
825 " " " " Mg-Kontakten  
Durchschnittsofeninhalt 10 m<sup>3</sup> Kontakt.

Schüttgewicht des Kontaktes 0,26 - 0,3 g/liter Kontakt.

Die Öltränkung der Kontakte ist aufgegeben. Sie werden nur noch mit Kohlen-säure getränkt und abgedeckt mit Trockeneis.

Temperatur während der Synthese ist von hervorragender Bedeutung. Je niedriger die Temperatur, um so höher die hochsiedenden Anteile. Paraffinöl 140 - 320° siedend.

Mit fortschreitendem Alter, d.h. mit fortschreitender Temperaturerhöhung verschiebt sich die Zusammensetzung nach niedriger siedenden Teilen. Daher bemüht man sich, um obige Durchschnitte zu erzielen, ein gleichmäßiges Durchschnittsalter der gesamten Stufen einzuhalten.

Ruhr-Benzin rechnet als leichtsiedend bis 150°, als Öl über 150° siedend.

Drucklos durchschnittlich 45 - 47 % bis 150° übergend verteilt sich so, daß 37 - 39 % in den ersten Betriebstagen erreicht werden, während in den letzten 10 Betriebstagen etwa 57 % erreicht werden, d.h. also 10 % + vom Durchschnitt je nach Ofenalter.

Für Gasol + CH<sub>4</sub> z.B. 12 g  $\phi$  verteilt auf 10 g anfänglich bis 14 g bei Ende der Ofenreise.

Dies alles ist eine Temperaturfrage. Eine gleichmäßige Temperatur kann aber



nicht eingehalten werden, weil der Ausbeuteabfall sonst zu groß wird. Hand in Hand damit Veränderung der Olefinszahlen. Anfangs geringer als am Ende, s.B. 35 % in Produkt bis 200° aus 30 % bis 40 % variierend nach Ofenalter.

Es besteht noch eine andere Möglichkeit, die Produkte zu variieren, nämlich Veränderung des Verhältnisses  $CO : H_2$ . Sämtliche angegebenen Zahlen verstehen sich hier auf  $CO : H_2 = 1 : 2$ .

Wird das Verhältnis s.B. 1 : 1,85 genommen, so tritt eine starke Erhöhung des Olefingehaltes ein, rund 5 %. Entsprechend steigt die Oktanzahl.

Interessant ist, daß das Alter der Kontakte die Methanbildung nicht beeinflusst, wenn die Temperatur konstant gehalten werden könnte.

Je höher der Inertgehalt, desto niedriger siedend sind die Bestandteile. Dies wirkt sich in der zweiten Stufe aus. In der ersten Stufe 16 - 17 % Inerte, in der zweiten Stufe 38 - 40 % Inerte. Diese Verschiebung nach der niedrig siedenden Seite soll mit dem Partialdruck zusammenhängen (siehe Drucksynthese).

Ofentemperatur wird reguliert durch Dampfdruck. Die Kontakttemperatur soll etwa 5 - 10° höher sein als der Dampfdrucktemperatur entspricht (Labormessungen).

Im Gesamtgasol rund 15 % ungesättigtes. In der  $C_3$ -Fraktion höher als in  $C_4$ -Anteil. Olefingehalt kann wie beim Benzol durch das Verhältnis 1 : 2 beeinflusst werden. Man kann bis zu 72 % Olefin im Gasol haben bei einem Verhältnis von 1 : 1,18.

Ethylen und Methan fehlen fast völlig.  $C_2$ -Fraktion etwa 2,4 % im Aktivkohle-Gasol und davon wiederum sind nur 10 %, d.h. also 0,24 %, auf Gasol bezogen, Ethylen.

Im Ofen selbst schwer kondensierbare Produkte, deshalb fährt man nicht von unten nach oben, sondern umgekehrt. Bei letzter Fahrweise erzielt man mechanisches Abtropfen des Paraffins, eine Tatsache, die in durchsichtigen Glasöfen kontrolliert werden kann.

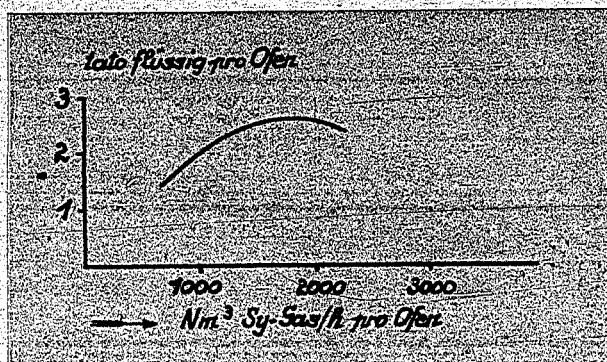
Druckverlust im Synthesofen 100 - 200 mm Wassersäule.

Nach 50 - 60 Tagen hat der Ofen sein Eigengewicht an Paraffin = 3 - 4 t aufgenommen. Platinabstand im Ofen 7,4 mm.

Eine Erhöhung der Raumbelastung erzielt leichtere Produkte. Raumbelastungsversuche gingen in großen Öfen bisher maximal auf 1700  $m^3$  Synthesegas/Ofen. Im Labor ist man bis zur sechsfachen Belastung gegangen, aber nicht im technischen Kleinversuch.

Der Einfluß der Kontakthöhe ist nicht eindeutig bekannt. Kontaktofengröße war hauptsächlich durch Größe der künstlichen Blechtafeln bedingt.

Produktmenge/t Co, d.h. also / m<sup>3</sup> Kontaktraum, steigt mit der Raumgeschwindigkeit an, und zwar von 1000 auf 1700 auf 2000 Nm<sup>3</sup> Synthesegas/Ofen. Dann sinkt die Ofenleistung wieder.



**Drucksynthese :**

5 - 10 at Druck verändern die Produkte wesentlich durch Verschiebung nach den höher siedenden Anteilen, obwohl in großen und gansen die Richtung gleich bleibt wie bei drucklos.

Produkte in rot auf Zahlentafel Seite 2 .

Die Methanbildung von 25 - 27 g ist so zu verstehen, daß im Anfang der Ofen 25 g Methan macht und am Ende der Kontaktlaufzeit 27.

Die Säuresahl ist sehr viel höher in den hochsiedenden Anteilen.

0,005 in Leichtbenzin  
0,4 in Öl  
1,- für Öl- und Paraffinwachs  
bis 2,- in Paraffin

Bei Druck und Th O<sub>2</sub>-Kontakten Belastbarkeit 120 % auf drucklos bezogen. Lebensdauer des Th-Kontaktes unter Druck größer.

Alle Zahlenangaben, wie sie für eine Großanlage verantwortet werden können. Die höheren Belastungen sind noch im Versuch und für den Großbetrieb noch nicht ausprobiert.

Kraftbedarf für Synthese drucklos 600 kW (0,125 - 0,13 kW/Nm<sup>3</sup> Synthesegas für Kompression auf 10 at).

Bei Drucksynthese 600 drucklos + 1250 Kompression = 1850 kW für Drucksynthese pro t Produkt.

Die 600 - 800 kW drucklos sind so zu verstehen, daß etwa die Hälfte für die Gaserzeugung geht je nach Gaserzeugungsverfahren.

Drucklos wird mit 3 m Wassersäule im Rohwassergas gefahren, die ausreichen, das Gas durch die Gasanlage zu drücken (bei drucklos ergibt die Dampferzeugung der Synthese noch 3 - 400 kW Überschuß, die außerhalb der 600 kW stehen. Bei Drucksynthese ist die Gaserzeugung in Form von kW in den 1250 bzw. 1850 kW bereits berücksichtigt).

Erklärung, warum unter 10 at nicht 10facher Durchsatz: Man nimmt an, daß, trotzdem Adsorption und Desorption als reversibler Vorgang druckunabhängig sein müßten, die wirksamen Kontaktstellen in der Desorption nicht entsprechend mit dem Druck mitzun. Die an den wirksamen Kontaktstellen gebildeten Öle und Paraffine desorbieren wahrscheinlich unter Druck so schlecht, daß deswegen die Leistung nicht vervielfältigt werden kann.

Unter Druck und drucklos gleiche Kontakte mit gleichem Schüttgewicht.

Andererseits längere Lebensdauer des Kontaktes so erklärt, daß bei höherem Druck die Ölprodukte früher kondensieren und wahrscheinlich das gebildete Paraffin ständig von der Kontaktoberfläche abwaschen.

Bei der Regeneration des Kontaktes hat sich ein Unterschied zwischen Extraktion mit Benzol, Bensin usw. und Wasserstoffbehandlung auf die Wirksamkeit oder auf die Lebensdauer des Kontaktes nicht bemerkbar gemacht. Rohchemie sieht Wasserstoffbehandlung vor, weil Paraffin dabei abgebaut wird, und zwar  $\frac{1}{2}$  zu  $CH_4$ ,  $\frac{1}{2}$  zu Dieselöl. Es fällt dabei fast kein Paraffin an.

Wird bei der Regeneration extrahiert, dann wird ein Paraffin mit Schmelzpunkt zwischen 160 und 200° herausgeholt.

Die Frage, ob unter Druck oder drucklos die Synthese vorgesehen ist, wird dahin beantwortet, daß sich keine generelle Entscheidung geben läßt. Bei Paraffin- und Schmierölintressen und billigen Strompreisen sei Druck zu bevorzugen, bei Benzininteressen gegebenenfalls drucklos.

Drucklos :	50 % Primär-Produkt als Bensin
	50 % zum Cracken
mit Druck:	20 % Primär-Produkt als Bensin
	80 % zum Cracken

Folgendes ist die Aufarbeitung der Produkte :

	<u>drucklos :</u>	<u>- 10 atü Druck :</u>
primär erzeugt flüssig + Gasol .....	120 g	145 g
davon direkt Benzin .....	60 g	29 g
aus Krackung .....	43 g (60 g ge- krackt)	85 g (116 g ge- krackt)
Poly-Bi .....	5 g	6 g
	<u>108 g</u>	<u>120 g</u>

Unter Druck ist der Poly-Bi-Anteil höher als der entsprechende Gasol-Anteil, weil viel Ungesättigtes aus der Krackung der 116 g entsteht.

Drucklos werden also insgesamt 108 g Auto-Bi, unter Druck 120 g Auto-Bi gewonnen. Die 12 g müssen also die Kosten für die Kompression, für die teure Druckapparatur und für die erhöhten Krackkosten tragen können.

Unter Druck fällt das Gesamt-Auto-Bi mit höherem spez.Gewicht an, weil mehr Krackanteile darin sind.

Nach Krackung und Mischung liegt die Oktanzahl auf 60 - 62. Es werden auch Oktanzahlen von 66 erreicht (Research); im allgemeinen ist die Motor-Oktan-Zahl gleich der Oktanzahl nach Riese. Bei Primär-Bi ist die Research-Oktan-Zahl mitunter höher.

**Paraffin :**  
\*\*\*\*\*

Nach 100 Stunden hat eine Ofenfüllung ihr Eigengewicht an Paraffin, etwa 3 t. Für Paraffinabgabe und Kontakt ist es gleichgültig, ob flüssig oder mit kondensierenden Benzindämpfen extrahiert wird. Die Wasserstoffbehandlung ergibt aus den 3 t Paraffin 1,5 t Öl und 1,5 t Methan. Die gebildete Paraffinmenge ist rund 3 % des in der gleichen Zeit über dem Kontakt erzeugten Primärproduktes.

Mg-Kontakt gibt wenig Paraffin, das auf dem Kontakt hängen bleibt, vielleicht dafür ein Grund für längere Lebensdauer des Mg-Kontaktes, s.B.

nach 50 Stunden	Th	bis 50 % Paraffinaufsaugung	
	Mg	32 - 34 %	" "
nach 1000 Stunden	Th	100 %	" "
	Mg	50 %	" "

04073

Im Betrieb wird die Wasserstoffbehandlung nach 1000 Stunden durchgeführt, d. h., 3 - 4 mal für die Lebensdauer des Kontaktes über 4 - 6 Monate.

Fremde Lösungsmittel, wie Benzol, Aceton, würden besser wirken, aber der Kontakt würde acetongetränkt bleiben, das später mit dem Produkt ausgetrieben würde. Benzol ist nicht gut schwefelfrei zu bekommen. Aceton hat einen zu niedrigen Siedepunkt. Deswegen wurden Extraktionsversuche hauptsächlich mit dem eigenen Benzol mit einer Fraktion zwischen 140 - 180° ausgeführt, das nachher, wenn der Ofen wieder auf Reaktion kommt, abdestilliert.

Die destillative Extraktion wurde zwischen 120 - 130° gemacht.

S-Feinreinigung der Synthesegase  
(Dr. Wilke)

H<sub>2</sub>S wie normal, etwa mit Waschprozeß oder oxyd. Eisenerzmasse, braucht nicht besprochen zu werden.

Koksogas schwieriger zu reinigen als Wassergas.

Organ.Schwefel : muß möglichst so sein, daß keine anderen Gaszusetzungen vor sich gehen, dazu alkalisierte FeO-Masse bei 200 - 300°. Diese Masse in Türme mit guter Gasverteilung und guter Entleerung der Masse.

Aufheizung normal mit gasbeheizten Röhrenüberhitzern.

Für 80 000 Nm<sup>3</sup>/h haben Sie 5 Doppeltürme, die je 44 Tage laufen. 20 000 Nm<sup>3</sup>/h : 65 t = 2 Türme für Feinreinigung = 1 Aggregat 12 - 15 g/100 Nm<sup>3</sup> = 120 - 150 mg/Nm<sup>3</sup> vor Feinreinigung.

10 % des Eigengewichts werden von der Masse aufgenommen bei einer Durchschnittsreinigung auf 0,2 g/100 Nm<sup>3</sup> = 2 mg/Nm<sup>3</sup>/h Gas benötigt.

Bei 2 mg/ Nm<sup>3</sup> Sy-Gas werden 4,8 Tonne Masse/100 000 Nm<sup>3</sup>/h Sy-Gas benötigt.

Reaktion :

S im Wassergas oder Hochtemperaturgas mit COS, CS<sub>2</sub> oder merkaptanartigen S enthalten. Diese 3 S-Arten setzen sich über Alkali mit H<sub>2</sub> zu H<sub>2</sub>S um. Dieser neue H<sub>2</sub>S setzt sich weiter um zu Sulfiden und wird mit dem vorhandenen O zum größten Teil zu SO<sub>2</sub> umgewandelt, fast alles Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> oder FeSO<sub>4</sub>. Läßt sich nicht genau unterscheiden, weil bei Wassereinsatz in Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>. Man setzt etwa 0,1 - 0,2 % O<sub>2</sub> aus der Grobreinigung zu.

Diese Konzentration ist nötig, um den S als  $SO_2$  zu bilden.

Nach Grobreinigung :

0,4 g/100 m<sup>3</sup> H<sub>2</sub>S vom ersten Turm = 4 mg/m<sup>3</sup>  
14,- g/100 m<sup>3</sup> organ.S = 140 " "  
< 0,1 g/100 m<sup>3</sup> H<sub>2</sub>S nach ersten Feinreinigungsturm = 1 mg/m<sup>3</sup>  
1-2 g/100 m<sup>3</sup> organ.S = 15 mg/m<sup>3</sup>  
0,1 g/100 m<sup>3</sup> H<sub>2</sub>S nach zweiten Turm = 1 mg/m<sup>3</sup>  
0,1 g/100 m<sup>3</sup> organ.S = 1 mg/m<sup>3</sup>  
alle 44 Tage ein Turm neu gefüllt.

Feinreinigungsmasse : 2/3 Lumnasse oder Lumnasse (trocken)  
1/3 Soda

Praktisch wird die Masse aber naß mit 50 % Wasser gemischt. Die 2/3 Lumnasse beziehen sich aber auf trockene Masse.

Die Wärmetauscher zwischen den beiden Feinreinigungstürmen werden nicht mehr benützt.

Bei Druck kommt die organ. Entschwefelung auf die Druckseite, wodurch sie besser und billiger wird.

Die Aufwärmung für die Feinreinigung verschluckt 2 - 4 % des Wärmewertes der Gaszerzeugung.

Für Schwefel-Feinreinigung sind Harzbildner sehr schädlich, nicht in Wassergas, aber in Gasen aus bituminösen Kohlen oder aus Koksofengas. Daher sind hohe Temperaturen - über 1100° - in der Gaszerzeugung erwünscht. Cowper für Koksofengas aus diesem Grunde besser als Aufspaltung im Wassergasgenerator. Wenn Harzbildner im Gas sind, ist vor der Feinreinigung eine A-Kohle-Anlage notwendig.

Kontaktherstellung und -wiederaufarbeitung

(Dr. Asboth)

Über die Kontaktherstellung wurden von Herrn Dr. Asboth (Ruhrohemia) folgende Angaben gemacht :

Die Syntheseöfen fassen 10 (Druck) bis 12,5 (drucklos) m<sup>3</sup>. Das Gewicht einer Kontaktfüllung beträgt etwa 3 200 kg, das Schüttgewicht ca. 0,26 - 0,30. Kontakt soll möglichst staubfrei sein. Zusammensetzung ist folgende :

- 2 t Kieselgur
- 1 t Co (Metall)
- 60 kg Magnesiumoxyd
- 50 kg Thoriumoxyd (später weniger)

Frühere Kontakte enthielten 150 kg Thoriumoxyd, reine Magnesiumkontakte werden 150 kg Mg O enthalten.

Die Herstellung des Kontaktes setzt sich zusammen aus Frischherstellung und Regeneration von gebrauchtem Kontakt.

Der Frischkontakt wird als Ersatz für den Verlust in einer Menge von 3-5 % dem regenerierten Kontakt zugesetzt.

Cobalt (Metall); Herkunft: Metall,  
Konzentrat (Belgien, Katanga, Abfall von Cu-Erz)  
und deutsches Erz.

Co soll noch etwas Nickel enthalten, wahrscheinlich 0,2 - 1 %;  
Cu soll nur sehr wenig und möglichst kein Kalsium enthalten.  
Das käufliche Co ist meist direkt verwendbar. Die Brauchbarkeit wird nur durch Versuche erwiesen, bei gleicher Quelle genügt Überwachung durch Analyse.

Kieselgur.

Es wird deutsche Kieselgur aus dem Harz (?) oder der Lüneburger Heide verwendet. Es sollen bestimmte Diatomeenformen vorliegen, nach Möglichkeit Stäbchen. Brauchbare Sorten haben ein Schüttgewicht zwischen 0,25 und 0,28. Das Schüttgewicht von 0,4 erscheint zu hoch.

Das Rüttelgewicht beträgt 0,34 (festgestellt durch 1 Minute langes Rütteln auf einer Rüttelmaschine). Der Wassergehalt beträgt 0,3 %, die Kieselgur wird daher nicht weiter getrocknet. Sie ist bereits vom Lieferwerk gegläht und kalsiniert. Beim Sieben durch ein Sieb mit 400 Maschen/cm<sup>2</sup> sollen höchstens 5 - 6 % Rückstand (Agglomerat) bleiben, vor allem sollen keine Körnchen und Klümpchen in der Gur enthalten sein. Analytische und mikroskopische Überwachung sind nicht allein maßgebend, es muß vielmehr die katalytische Überwachung hinzugesogen werden. Manche Sorten sind direkt brauchbar, namentlich weiße. In Holten werden zwar auch eisen- und kalsiumhaltige Kieselgur verwendet, jedoch ist es besser, wenn Eisen und Kalsium vorher herang gelöst sind. Falls diese Verunreinigungen schwer entfernbar sind, sind solche enthaltende Kieselgursorten schlecht. Japanische und amerikanische Kieselgur sind zum Teil auch brauchbar.

POOR  
COPY

1

04075

r)  
 nesiunkontakte werden

schherstellung und

r Menge von 3-5 % dem

h 0,2 - 1 %;

enthalten.

Branchbarkeit wird

enügt Überwachung

er Lüneburger Heide

fliegen, nach Möglich-

gewicht zwischen 0,25

noch.

1 Minute langes Rüt-

eträgt 0,3 %, die

ist bereits vom Sie-

ein Sieb mit 400 Me-

omerat) bleiben, vor

r enthalten sein.

cht allein maßgebend,

gezogen werden. Man-

. In Holten werden

endet, jedoch ist es

sind. Falls diese

he enthaltende Kie-

ne Kieselgur sind zum

- 11 -

- 11 -

04076

Mg O Das Mg O muß nicht unbedingt chemisch rein sein, es darf aber nicht Schwerentferntbares enthalten (s.B. Ca).

Th O Th O soll möglichst rein sein und kein Eisen und Kalium enthalten. Die handelsüblichen Sorten sind brauchbar.

#### Frischerstellung

Zur Fällung wird eine Nitratlösung hergestellt, welche ca. 40 g Co pro Liter und die entsprechenden Zusätze enthält. Zum Füllen wird eine Lösung von 105 g Soda/Liter verwendet. Die Fällung erfolgt heiß über 90° und so, daß in weniger als 1 Minute die vorerhitze Nitratlösung zur vorerhitzen Sodälösung zugegeben wird. Anschließend wird sofort die ganze Kieselgurmenge eingebracht und unmittelbar auf eine Filterpresse abgelassen. Dort wird schnell filtriert und mit heißem Kondensat (9 m<sup>3</sup> auf 60 kg Co) rasch ausgewaschen. Die Fällung und Waschung erfolgt so rasch, um nach Möglichkeit die Kieselgur durch Sodälösung nicht zu verändern. Der Filterkuchen wird angemischt, erneut auf einer Filterpresse gewaschen, damit evtl. schlecht gewaschenes noch nachgewaschen wird und dann durch eine Strangpresse mit 8 mm Öffnungen auf eine möglichst große Trockenfläche aufgebracht. In Holten werden Turbinentrockner verwendet. Die Benutzung von Zentrifugen an Stelle von Filterpressen erwies sich als unbrauchbar. Der bei 100° getrocknete Kontakt wird mittels eines Becherwerkes auf eine Siebanlage gegeben, bei der das Korn von 1 - 5 mm ausgesiebt wird. Das Grobe geht durch ein Passiersieb, der Staub (unter 1 mm) wird vor dem zweiten Auswaschen zu der Masse gegeben. Die Staubrückfuhr wirkt sich günstig aus, da dadurch die Kornfeinheit und Festigkeit beeinflusst werden kann. Nur 20 % des getrockneten Kontaktes fallen sofort in der 1 - 5 mm Körnung an, 30 % sind Staub, 50 % sind Grobes. Das Grobe wird nach Verlassen des Passiersiebes wieder mit ins Becherwerk zugegeben.

#### Regeneration

Die Regeneration erfolgt in der Hauptsache wegen der Verunreinigungen und nicht wegen des Paraffingehaltes der Kontakte, der nach einer Laufzeit von 4 - 5 Monaten bei Mischkontakten etwa 30 % und bei Th-Kontakten etwa 50 - 60 % beträgt. Durch Flüssig-Extraktion läßt sich der Paraffingehalt bis auf etwa 25 - 30 %, durch Behandlung mit Wasserstoff (auf etwa 1 - 2 %) erniedrigen. Der Mischkontakt mit etwa 30 % Paraffingehalt wird direkt in die Katalysatorfabrik gegeben.

- 12 -



Da die Kontakte beim Ansetzen pyrophor sind, werden sie zunächst schonend unterhalb  $150^{\circ}$  oxydiert (wegen Th  $O_2$ ). Die Behandlung erfolgt mit Luft bzw. Wasserdampf im Kreislauf. Magnesiumkontakte könnten auch bei höherer Temperatur vorbehandelt werden, man würde aber dabei Paraffin verbrennen. Der voroxydierte Kontakt wird anschließend in großen Behältern diskontinuierlich in Salpetersäure aufgelöst. Die Anfangskonzentration beträgt 50 %. Die Lösung enthält dann noch 5 - 6 % freie Salpetersäure. Es könnte auch Salzsäure bzw. Schwefelsäure genommen werden, jedoch ist bisher nur Salpetersäure großtechnisch erprobt worden. Beim vorsichtigen Auflösen (Schichtweise) trennt sich das Paraffin als obere Schicht ab und wird abgeschöpft und durch Waschen von anhaftender Lösung befreit. Die Salpetersäurelösung (Co, Mg, Cu, Fe, Al und Ca) wird in einer Filterpresse von der Kieselgur abgetrennt. Nach dem Auswaschen ist die Kieselgur evtl. brauchbar nach entsprechender Mahlung, Glühung usw. Es wird jedoch wegen des geringen Preises stets neue Kieselgur genommen und die gebrauchte als Isoliermasse abgegeben. Aus der Lösung wird beim  $p_H$ -Wert 5,5 durch partielle Fällung mit Soda Cu, Fe, Al und etwa  $\frac{1}{3}$  des Th ausgefällt. Anschließend folgt die Entkalkung mit Natriumfluorid nach Ansäuern auf  $p_H$  4. Diese Entkalkung wird als sehr wichtig bezeichnet. Im allgemeinen werden die berechneten Mengen NaF genommen, da sonst auch teilweise Mg mit ausfällt. Die bis dahin abgeschiedenen Verunreinigungen stammen aus der Kieselgur. Es ist nicht möglich, mit Salpetersäure sofort alle Verunreinigungen aus der frischen Kieselgur herauszulösen, da diese erst während des Kontaktprozesses löslich werden. Die verbleibende Lösung entspricht hinsichtlich Verunreinigungen etwa der aus Frischmaterial hergestellten Lösung.

Die Konzentration an Co beträgt bei Frischauflösung von Co-Metall 130 g/Liter, im gebrauchten Kontakt 55 g/Liter, vor der Entkalkung 45 g/Liter und bei der Fällung 40 g/Liter.

Die Verluste durch Kieselgur und die ausfallenden Schlämme sind praktisch null, sie addieren sich aber zu etwa 5 %/Jahr. Chemisch erfassbare Verluste sind sehr klein, groß dagegen sind die durch Umfällung und dergleichen verursachten.

#### Reduktion

Der rohe Kontakt, der als Grünkorn bezeichnet wird, wird in der Kontaktfabrik reduziert. Der Wassergehalt soll mindestens 5 %, im allgemeinen 10 %, betragen. Die Reduktion muß mit großer Geschwindigkeit

POOR  
COPY

04077

den die zunächst scho-  
 die Behandlung erfolgt  
 seinkontakte könnten  
 en, man würde aber in-  
 akt wird anschließend  
 tersäure aufgelöst.  
 ung enthält dann noch  
 lissäure bzw. Schwefel-  
 Salpetersäure grüßsch-  
 en (Schichtweise)  
 und wird abgeschöpft  
 it. Die Salpetersäure-  
 ner Filterpresse von  
 ist die Kieselgur evtl.  
 g usw. Es wird jedoch  
 ur genommen und die ge-  
 Lösung wird beim  $p_H$ -Wert  
 Al und etwa  $\frac{1}{3}$  des Th  
 mit Natriumfluorid  
 als sehr wichtig be-  
 en Mengen NaF genommen,  
 bis dahin abgeschiede-  
 r. Es ist nicht möglich,  
 n aus der frischen Kie-  
 es Kontaktprozesses löst  
 ht hinsichtlich Verun-  
 stellten Lösung.

Lösung von Co-Metall  
 r, vor der Enthaltung

nden Schlüme sind prak-  
 /Jahr. Chemisch erfaß-  
 ind die durch Umfüllung

wird, wird in der Kon-  
 indestens 5 %, in allge-  
 großer Geschwindigkeit

- 13 -

- 13 -

04078

des Wasserstoffs erfolgen, bei  $390 - 450^\circ$ . Die Reduktion mit Synthesegas  
 ist wegen seines CO-Gehaltes nicht durchführbar, da die Reduktion von CO  
 zu Methan den Kontakt durch Überhitzung inaktiv macht (Carbidbildung oder  
 Sinterung). Ebenso schädlich ist ein Gehalt an  $CO_2$  und Wasserdampf. Die  
 Trocknung und Kalsinierung muß mit viel Wasserstoff erfolgen; alle ande-  
 ren Entfernungsmethoden sind schlecht und geben nicht so aktive Kontakte.  
 Die Fahrweise ist folgende :

In einem Kasten von  $1,4 \text{ m}^2$  Fläche werden durch die 35 cm hohe Kontakt-  
 schicht  $1600 \text{ m}^3$  Wasserstoff/h mittels Gebläse umgewälzt. Das aus dem  
 Reduktionsofen austretende Gas wird zum Teil entspannt, der größere Teil  
 geht durch eine Trocknung, bestehend aus einem Oberflächenkühler, einem  
 Tiefkühler bis  $-15^\circ$  und einer Silikagel-Anlage. Der Wassergehalt beträgt  
 dann noch  $0,1 \text{ g/m}^3$ . Das Kreislaufgas mit zusätzlichem Frischwasserstoff  
 durch einen Erhitser und von oben nach unten durch die Kontaktschicht.  
 Der CO-Gehalt des Wasserstoffs muß unter  $0,05 \%$  liegen. Die Dauer für die  
 Reduktionsperiode beträgt 35 - 40 Minuten. An sich könnte auch mit einem  
 höheren Gehalt an Methan, z.B. 25 %, in Wasserstoff gefahren werden, je-  
 doch ist jede Neubildung zu vermeiden. Wasser macht die Reduktion wegen  
 des Gleichgewichtes zwischen  $Co + H_2O \rightleftharpoons CoO + H_2$  unmöglich. Die Küh-  
 lung des reduzierten Kontaktes könnte auch unter Wasserstoff erfolgen,  
 wird jedoch aus praktischen Gründen mit Stickstoff durchgeführt, da es  
 erwünscht ist, daß Stickstoff bald in das System kommt. Der Transport er-  
 folgt unter Kohlensäure evtl. mit Kohlensäureeis. Es ist aber darauf zu  
 achten, daß Kohlensäure auf alle Fälle erst unterhalb  $100^\circ$  auf den Kontakt  
 gegeben wird.

- 14 -

POOR  
 COPY

1

PO  
 C

04079

Besichtigung Holten  
(Führer Dr. Feist, Dr. Schaller)

Vorläufer:

Gasfabrik

11 Demag-Generatoren mit 3,5 m Ø, Wassermantel, Wasser Ausstrag von 500 mm Höhe, Automatik Demag (gut, aber etwas schwach konstruiert, läßt sich bei Ausfall von Strom von Hand bedienen).  
Preßwasser (alle Stopfbüchsen für Steuerorgane und Schieber gehen nach außen)  
Verbrennungskammer, Abhitsekessel und Kamin mit aufgesetzten Staubfängern.  
Fabrik sehr sauber, weil Koks sehr gut, Ei- bis Faustgröße gleichmäßig; direkt vor Generator Maschensieb, wo täglich pro Generator  $\frac{1}{2}$  Karre "Staub" unter 10 - 20 mm abgefahren wird.  
In Wassergas  $\sim 3\% H_2$ , etwa 8 - 10% des  $H_2$ -haltigen Wassergases werden in Abhitsekessel mit verbrannt.  
0,6 - 0,59 kg Koks/ $m^3$  Wassergas      7.200  $m^3$  Wassergas/Generator

Feinreinigung

2 Türme mit Verteiler und Wärmetauscher sind je ein System, beim Auswechseln eines Turmes wird das ganze System außer Betrieb genommen. 0,1%  $O_2$  notwendig im Gas. Zusammen 5 Systeme + 1 in Reserve.

Konvertierung

IG-Kontakt gibt S ab an das gereinigte Gas, anfangs 1 - 200  $mg/m^3$ , wie lange?

Synthese drucklos

Öfen werden nur nach Wasserdruck gefahren, automatische Regulierung nach  $CO_2$ -Schreiber, für Paraffin sind keine Vorrichtungen zwischen Öfen und erstem direktem Kühler. Das Produkt aus zweiter Stufe ist trübe, d.h. paraffinreich.

Einige Fabriken (Ranzel? Frankreich) fahren in nur einer Stufe mit 110 - 115 g, Ausbeute durch höhere Anfangstemperatur und größeren Kontaktverbrauch, also in einer Stufe 70 - 75% Kontraktion!

Synthese unter Druck

Röhrenofen mit Verdränger, der oben und unten mit dem übrigen Wasserraum verbunden ist. Zwischen Ofen und erster, indirekter Kühlung sind Paraffinabscheider.

POOR  
COPY

1

#### Aktivkohlanlage

Wenn karsbildende Bestandteile im Gas, auch in fein gereinigtem Sy-Gas schlecht für A-Kohle; wichtig für A-Kohle, daß keine Paraffinnäbel da sind, wird verhindert durch viel Wasser oben auf Kühler.

#### nachmittags:

#### Kontaktfüllung

40 g  $\text{CoNO}_3$ , metallisch gerechnet pro 1 Liter  
103 g  $\text{NaCO}_3$ , als Soda gerechnet pro 1 Liter

Zwei Lösebehälter bei  $100^\circ$  zurichtgemacht mit je 750 Liter Lösung, etwas Sodaauslösung vorgelegt, dann beide Behälter geleert und sofort abgewogene Menge Kieselgur zugesetzt, in ganzen  $\frac{1}{2}$  Minute gerührt und so schnell als möglich mit Pumpe auf Filterpresse gedrückt und dort  $\frac{1}{2}$  Stunde mit Kondensat gewaschen. Kontrolle des ablaufenden Waschwassers, möglichst wenig Alkali soll im Kontakt bleiben. Schnelligkeit der Fällung und Waschung ist das allerwichtigste, damit Soda die Kieselgur nicht durch Bildung Natriumsilikaten schädigt.

#### Kontaktlösung des alten Kontaktes

1 Lösebehälter = 1 Ofenfüllung,  $\text{CoNO}_3$  vorgelegt, Salpetersäure und alter Kontakt zugegeben, anfangs bei  $40 - 50^\circ$ , Ende bei  $\sim 100^\circ$  unter Rühren (Rührer n =  $\sim 100$ ). Lösung einer Füllung  $1\frac{1}{2}$  Tage. Paraffin schwimmt oben auf, falls bei Th-Kontakt noch viel Paraffin im alten Kontakt war.

Nach der Besichtigung erfuhr ich von Herrn Direktor Dr. Alberts, daß für die Technik des Verfahrens folgende Versuche überlegt werden:

Da die Drucksynthese überraschenderweise keine wesentlich gesteigerten Ofendurchsätze ermöglicht, soll die Synthese auch im Vakuum versucht werden, um die Kenntnis der Vorgänge zu erweitern.

Konstruktiv wird überlegt, einen Ofeneinbau aus Blech ähnlich einem Autokühler zu bauen und für die Drucksynthese nur den Mantel druckfest zu machen und einen automatischen Ausgleich zwischen Gas- und Dampfraum einzubauen, so daß der Blecheinbau auf Dampfkessel und Gasseite immer unter gleichem Druck bleibt.

Ferner sollen spiralförmige Öfen aus Blech ähnlich dem Imperial-Kühler versucht werden, eine Konstruktion, die eine erheblich größere Kühlfläche auf den  $m^3$  Kontaktraum ergibt. Weiter sollen Vielstufenschaltungen bei sehr ho-

hen Geschwindigkeiten versucht werden, weil man sich eine bessere Wärmeverteilung und Wärmeableitung von der größeren Geschwindigkeit verspricht, wodurch der Bau der Kontaktöfen gegen Anwendung größerer Rohre verbilligt werden könnte.

Leistungen der Anlage in Holten :

Brennfabrik : ~ 30 000 Jato Primärprodukt drucklos  
45 000 Jato " " unter 5-10 at  
75 000 Jato Primärprodukt  
Kontaktfabrik : 6 Ofenfüllungen pro Tag  
= 60-70 m<sup>3</sup> Kontakt tägliche Produktion.

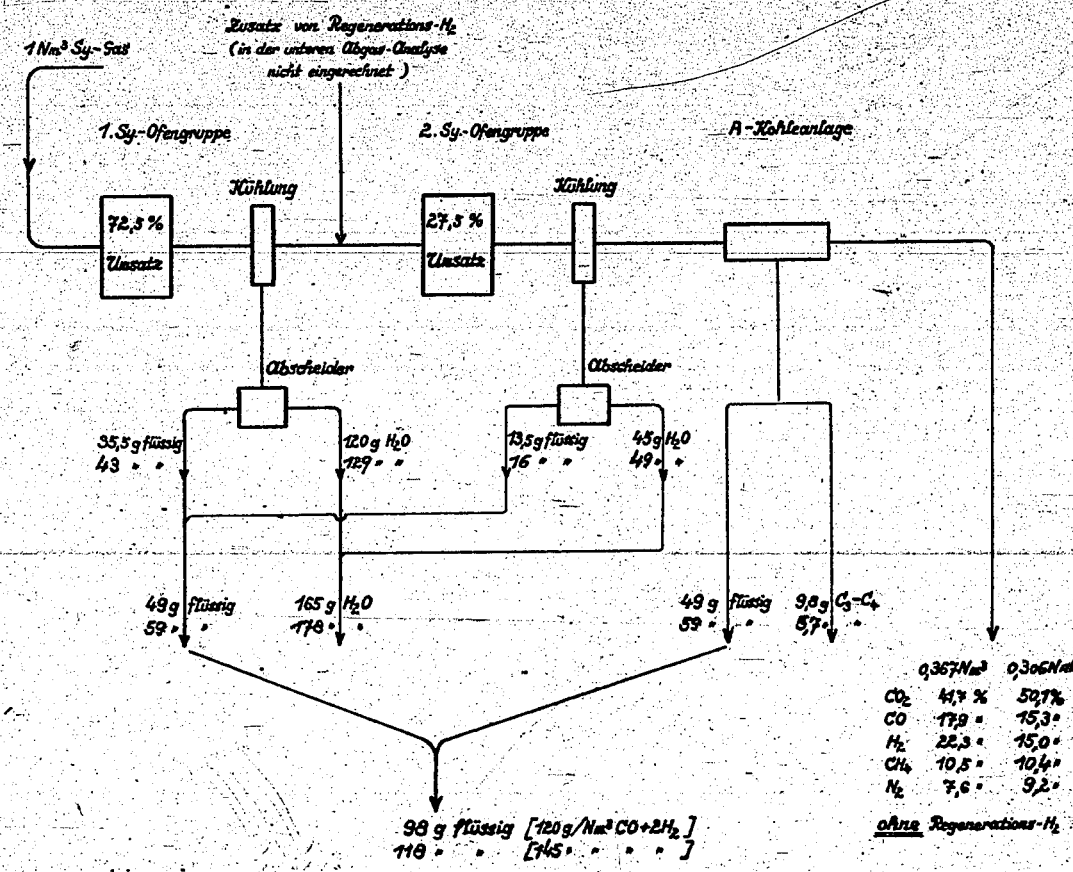
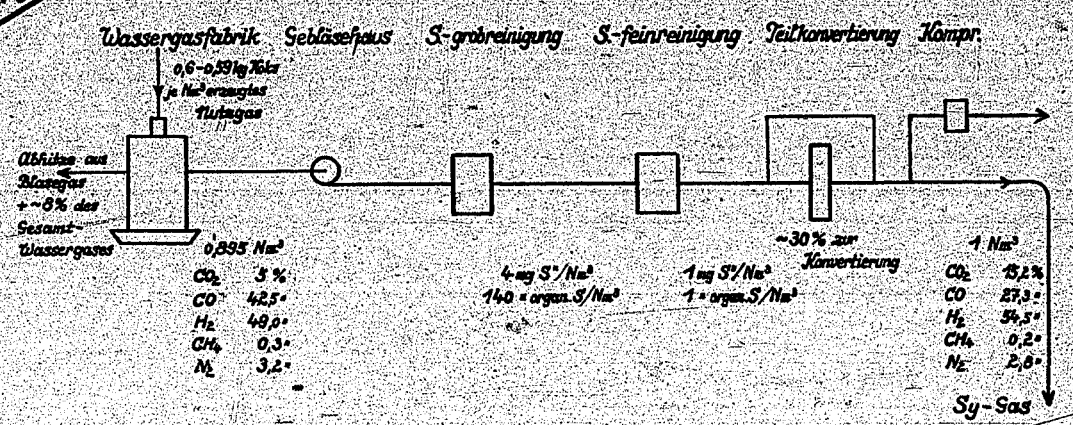
Streng

**Streng vertraulich!**

# Schema der Benzinfabrik Koltzen

04082

Schwarzdruck  
rot: 5-70 ab

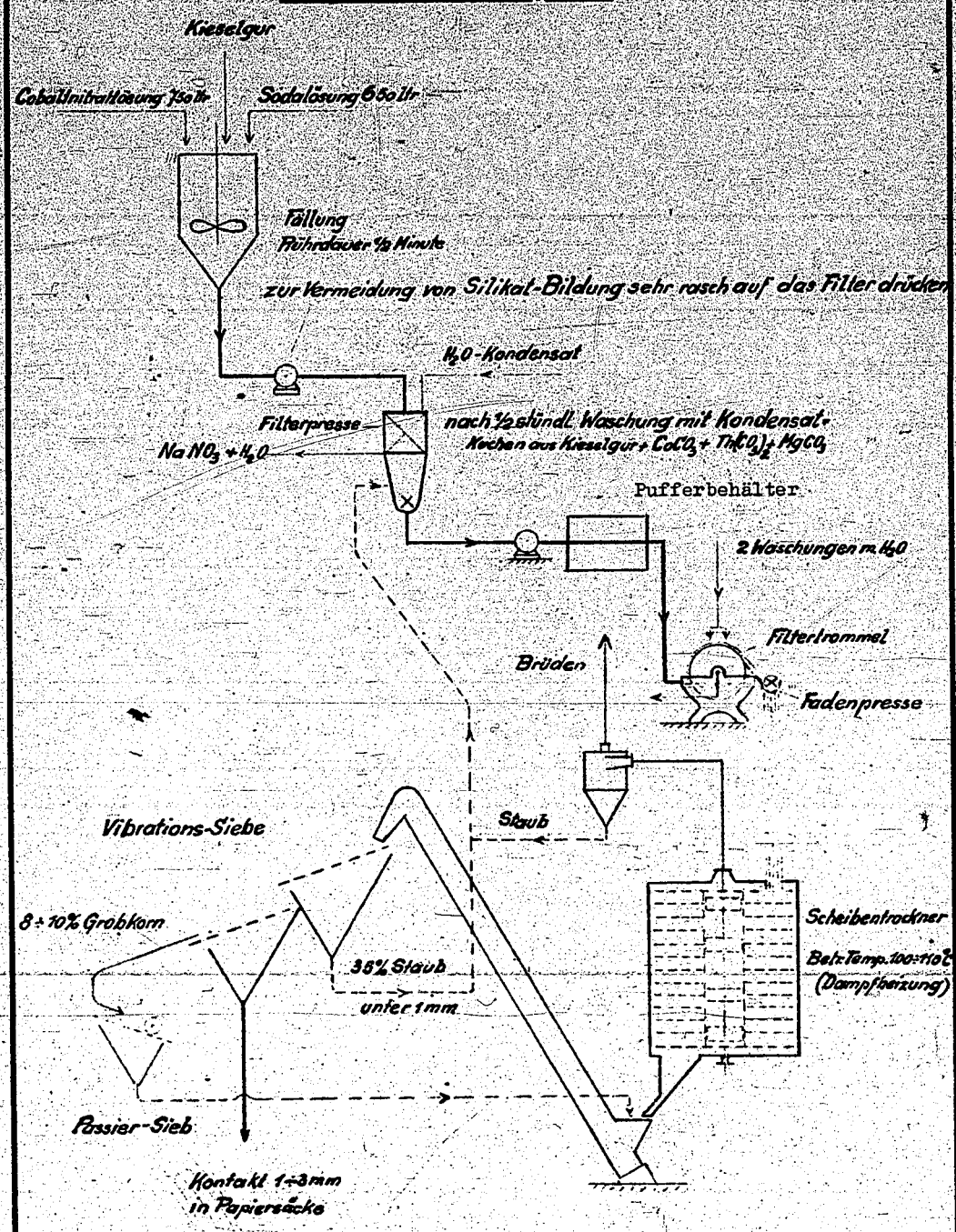


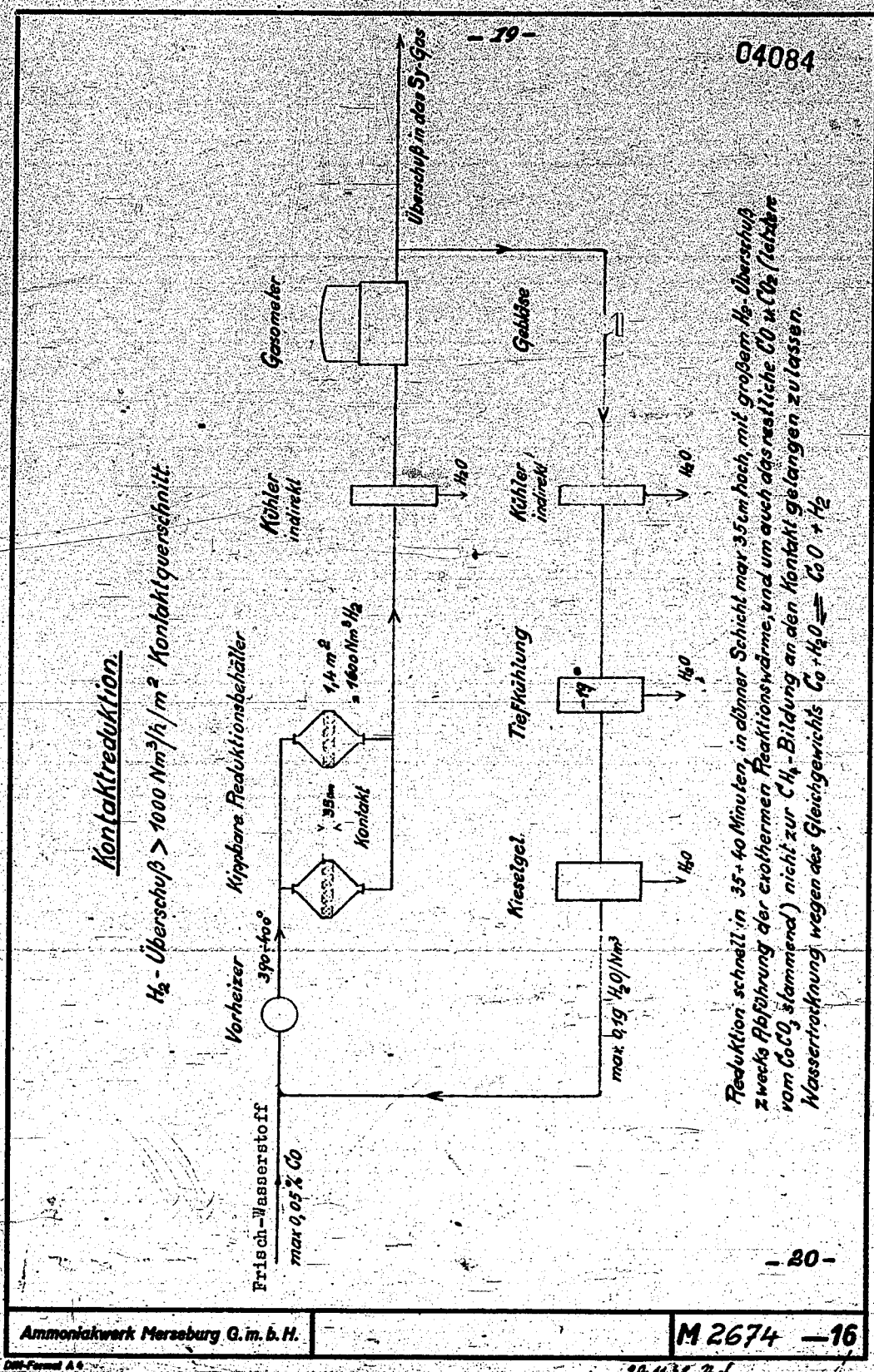
**Sesamtanlagen - capaxität:**

~35 000 Nm <sup>3</sup> Synthesegas drucklos	= 3,5 t/h flüssig	= 30 000 Tono Primärprodukt	+ 13 100 Nm <sup>3</sup> Restgas/h
~44 200 " " " 5-70 ab	= 5,2 " " "	= 45 000 " "	+ 13 500 " "
~80 000 " " " 3a	= 8,7 " " "	= 75 000 " "	26 600 " "

### Schema der Kontaktfabrik

04083





1



Kontaktversuche Labor Ludwigshafen

(seit Februar 1935)  
(Dr. Scheuermann)

A) Co allein

Nach Literatur rund  $25 \text{ g/Hm}^3 \text{ CO} + 2\text{H}_2$ , wurde festgestellt, daß die Art des Co maßgebend ist; bei vorsichtiger Fällung ohne Träger und ohne Aktivator wurden Ausbeuten bis zu  $110 \text{ g/Hm}^3 \text{ Co} + 2\text{H}_2$  erreicht. Fällung 24 Stunden. Co allein hat keine Lebensdauer über Tage oder gar Wochen. Kontakt gibt wenig Paraffin, jedenfalls weniger als Co + Kieselgur.

Alle Versuche in einer Stufe. Raumgeschwindigkeit 1 Liter Sy-Gas/liter Kontakt/h.

B) Co + Aktivator ohne und mit Träger :

Mg O + Co O<sub>2</sub> geben Mischkristalle. Zusatz von 2 - 15% Mg O gab keine wesentliche Änderung. Ausbeuten konnten auf 80 g je Hm<sup>3</sup> gehalten werden für diese trägerlosen Mischkontakte. Kontakte waren sehr dicht.

Co + Mg O auf Kieselgur kamen nicht ganz auf die Ausbeutezahlen ohne Träger.

Der aktivatorlose Co-Kontakt auf Träger gab geringere Ausbeuten als Co allein, aber immerhin noch 105 g bei einer Lebensdauer von 4 Monaten.

Al O<sub>2</sub>, Mg O + Kaolin und reine Kieselgur als Träger wurden untersucht :

Kaolin gleiche Trägereigenschaften wie Kieselgur; die anderen Träger waren schlechter. Da Kieselgur bei 5 - 700° ausgeglüht war, wurden die Trägerversuche darauf beschränkt.

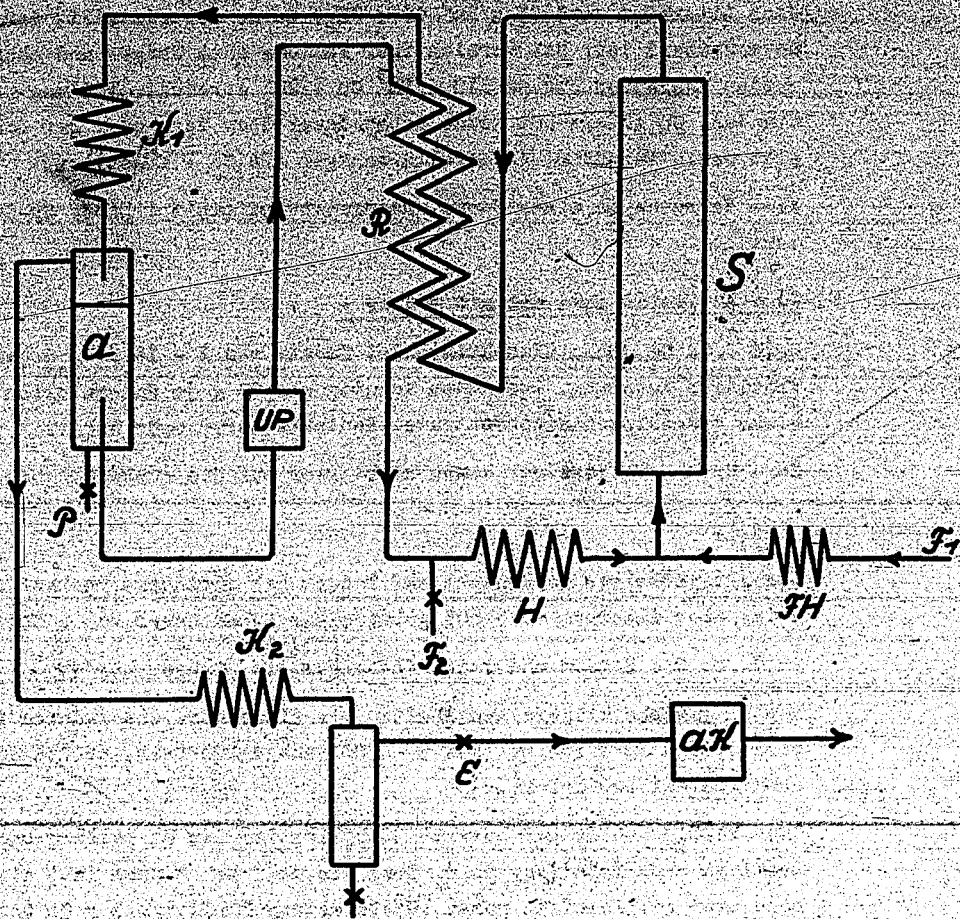
Co + Th O<sub>2</sub> ohne Träger bewirkt Stabilisation der Co-Fällung und drückt die Reaktion nach Paraffin. Th O<sub>2</sub> über die üblichen Mengen läßt die Reaktion noch mehr auf Paraffin gehen (Gasbelastung 1 Liter/h/1 g Co Metall).

Co + Th O<sub>2</sub> auf Kieselgur gab weniger Paraffin als Co und Th O<sub>2</sub> allein. Unter Druck wurde soviel Paraffin gebildet, daß der Kontakt blockiert wurde. Ausbeuten 140 - 150 g bei 80 - 90 g Paraffin unter Druck.

Bei höherer Belastung gehen die Paraffinanteile zurück.

23040

04086



Kreislaufverfahren: Winkler-Dustschmid.

POOR  
COPY

1

P  
C

Das Ölkreislaufverfahren  
(Dr. Daftschaid/Dr. Winkler)

Arbeitsweise und Apparatur

Nachdem sich das Arbeiten mit stückigen, in Reaktionsofen fest angeordneten Kontakt als durchführbar erwiesen hat, wurde das Verfahren auf dieser Grundlage entwickelt, da sich hiermit gegenüber den Arbeiten mit in Öl suspendiertem Kontakt eine wesentliche Vereinfachung ergibt.

Als Synthesofen für die Hochdruckversuche wurde ein stehender Hochdruckofen von 120 mm lichter Weite und 6 mm Höhe verwendet. Der Ofen hatte keinerlei Einbauten, außer einem zentralen Rohr mit den Thermoelementen.

Der freie Ofenraum wird mit Kontakt vollgefüllt. Das Synthesegas durchläuft im Gleichstrom mit dem Kreislauföl den Reaktionsofen (S) von unten nach oben. Das den Ofen verlassende heiße Öl und Gas gibt in einem Wärmeaustauscher (R) seine Wärme wieder an das kalte Kreislauföl ab. Nach dem Wärmeaustauscher wird das Öl in einem Kühler (K) auf 60 - 120° weitergekühlt. Bei dieser Temperatur wird in einem Abscheider das Endgas vom Öl getrennt. Der erzeugte Ölüberschuß und das gebildete Wasser wird aus dem Abscheider bei (P) abgezogen, während unter Aufrechterhaltung eines bestimmten Ölstandes in Abscheider das Öl von einer Kreislaufpumpe (UP) über den Wärmeaustauscher (R) und einer zusätzlichen Spitzenvorwärmer (H) wieder dem Ofen (S) zugeführt wird. Das Endgas wurde in einem weiteren Kühler (K<sub>2</sub>) auf annähernd Außentemperatur abgekühlt, wobei sich ein Teil Benzin abscheidet, bei (E) entspannt und der Aktivkohleanlage (AK) zugeführt wird.

Das Frischgas wurde entweder für sich in einem Vorwärmer (FH) vorgeheizt und dem Ofen unten zugeführt, oder bei (F<sub>2</sub>) zusammen mit dem Öl durch den Spitzenvorwärmer (H) in den Ofen geleitet. Verfahren bei 15 - 20 at, aber auch bei höheren Drücken.

Kontakte

Da beim Fahren mit Kreislauföl gearbeitet wird, muß an den Kontakt die Anforderung gestellt werden, daß er hinsichtlich Festigkeit und Abrieb gewissen Mindestforderungen entspricht.

Diesen Anforderungen haben die von Dr. Linckh entwickelten Eisenkontakte, die wie der Ammoniakkontakt durch Einschmelzen von Eisen mit aktivierenden Zusätzen im Sauerstoffstrom in oxydischer Form erhalten werden, erfüllt (Schüttgewicht 2 kg/Liter).

Die Schmelskuchen wurden auf Stücke von 8 - 12 mm verkleinert, und der Kontakt wird mit Wasserstoff bei 450 - 700° (bei den 100-at-Großversuchen zumeist bei 650°) reduziert. Eine mangelhafte Durchreduktion der Stücke ist zu vermeiden, da sonst beim Arbeiten eine Zersprängung des Kornes, hervorgerufen durch Kohlenstoffabscheidung im Kern, auftritt.

Der in getrennten Reduktionsöfen reduzierte Kontakt wird nach dem Erkalten unter Kohlenstoffatmosphäre in den Reaktionsofen übergefüllt oder, besonders wenn der Kontakt bei niedriger Temperatur reduziert wurde und sehr stark pyrophor ist, aus dem Reduktionsofen in Öl entleert und dann übergefüllt.

#### Umsetzung

Da die Reduktion des Kohlenoxyds vorwiegend unter Kohlenstoffbildung verläuft, wird für die Umsetzung zweckmäßig mit einem Frischgas gearbeitet, welches ein CO : H<sub>2</sub>-Verhältnis 45 : 55 bis 55 : 45 aufweist. Die Umsetzung kann aber auch mit wasserstoffreicheren Gasen durchgeführt werden.

Die Umsetzung wird z.Zt. so geführt, daß in einem Ofendurchgang 50 % des in Frischgas enthaltenen CO + H<sub>2</sub> umgesetzt werden.

Das die 1. Stufe verlassende Endgas muß daher entweder in einer 2. Stufe völlig umgesetzt werden oder wird gegebenenfalls nach einer Zwischenreinigung von Kohlenstoff im Kreislauf zurückgeführt.

Bezogen auf 1 m<sup>3</sup> CO + H<sub>2</sub> (0°, 760 mm)

74 g H<sub>2</sub>O  
409 g CO<sub>2</sub>  
28 g C<sub>1</sub> (C<sub>2</sub>)  
25 g Gasöl (C<sub>3</sub>C<sub>4</sub>)  
61 g Benzin bis 200° siedend  
52 g Öl und feste Kohlenwasserstoffe  
über 200° siedend  
9 g Alkohole

Aus 2 m<sup>3</sup> CO + H<sub>2</sub> werden nach der 1. Stufe 1,25 m<sup>3</sup> Endgas erhalten etwa von der Zusammensetzung :

16 % CO<sub>2</sub>  
3 % CH<sub>4</sub>  
81 % CO + H<sub>2</sub>

Wenn mit einem Frischgas CO : H<sub>2</sub> = 50 : 50 bis 55 : 45 gearbeitet wird, enthält das Endgas das nicht umgesetzte CO + H<sub>2</sub> wieder im selben Verhältnis wie das Frischgas.

#### Kreislauföl

Als Kreislauföl wird das bei der Synthese selbst erzeugte Öl verwendet. Bei einer Leistung von 240 kg Gesamtprodukt/Tag im 60-Liter-Ofen wurden 550 - 750 Liter Öl je Stunde ungepumpt.

#### Synthesetemperaturen

Die Temperatur ist nach oben begrenzt durch die Temperatur von rund 400°, bei der merkliche Vergasungsverluste durch Ölcrackung eintreten, so daß die Ausbeute, insbesondere an flüssigen Produkten, sinkt.

Gearbeitet wurde je nach den Arbeitsbedingungen bei 270 - 360°.

#### Leistung

Im 60-Liter-Hochdruckofen wurden bei einem Arbeitsdruck von 100 at je Tag 240 kg Gesamtprodukt (Gasol + Benzin + Öl + Paraffin + Alkohol) erzeugt. Damit wurde eine Leistung von 160 g je Liter Ofenraum - Kontaktraum und Stunde erzielt.

#### K.W.Sy-Versuche Leuna

(O.I.Sabel)

Wir sind uns darüber im klaren, daß das Problem der Fischer-Synthese, drucklos oder unter Druck, in der Auffindung und Anwendung des richtigen Kontaktes liegt. Eine derart schwierige und theoretisch nicht zu erfassende Synthese, bei der die geringsten Abweichungen in der Kontaktherstellung, -anwendung oder -aufarbeitung die Synthese ermöglichen oder unmöglich machen, kann mit technischen Mitteln des Ofenbaues, der Gasherstellung usw. nur gestützt oder vervollkommenet, nicht aber gelöst werden. Der Kontakt bestimmt nicht nur das Verfahren, sondern auch die Wirtschaftlichkeit und vor allem auch die Produkte.

Deswegen haben wir unser Augenmerk auch hauptsächlich auf die Kontaktherstellung und -erprobung geworfen, wobei nicht zu erwarten ist, daß in der Kürze der Zeit wesentliche Fortschritte gegen das Bekannte gefunden werden. Was wir von der Ruhrchemie an Kontaktszusammensetzung, -ausbeuten und -vergiftung gehört haben, können wir im wesentlichen bestätigen.

Mit dem Th O<sub>2</sub>- und Mg O-Kontakten der angegebenen Zusammensetzung kann man drucklos 120 g, unter Druck 140 g und mehr Primärprodukt/Nm<sup>3</sup> CO + H<sub>2</sub> erzeugen.

Anwendung der Kontakte in gepreßter Form mit einem Schüttgewicht von 1 ergab keine Besserung gegenüber dem einfach getrockneten Kontakt mit einem Schüttgewicht um 0,5.

Magnesiumkontakte scheinen robuster zu sein als Thoriumkontakte. Im übrigen ergeben sie etwa dieselbe Ausbeute. Mg-Kontakte haben die Neigung, zu Beginn ihrer Anwendung durchzugehen, d.h., man muß die Anfangstemperaturen sorgfältig kontrollieren. Daß die Art der Kontaktfällung einen wesentlichen Einfluß auf die Produkte hat, haben wir erfahren insofern, als es nicht ganz leicht ist, die angegebenen Kontakte so zu erzeugen, daß sie ein Maximum von Flüssigprodukt und ein Minimum von Paraffin ergaben. Mg-Kontakte sind verhältnismäßig einfacher und leichter produzierbar herzustellen.

Aus diesen Erfahrungen heraus haben wir eine Reihe von weiteren Kontaktsubstanzen in Arbeit, die z.T. vielversprechend sind, über die aber wegen der Kürze der Erprobung heute noch nicht berichtet werden kann. Es ist aber ziemlich sicher, daß man es bei der Kontaktfällung in der Hand hat, die Primärprodukte in ihrer Zusammensetzung stark zu beeinflussen.

Wir haben eine Kontaktszusammensetzung in Arbeit, bei der es vielleicht gelingen wird, unter Druck von 10 atü in der Hauptsache auf Paraffin zu arbeiten und überhaupt nur wenig Flüssigprodukte anfallen zu lassen bei sehr hohen Ausbeuten/m<sup>3</sup> CO + H<sub>2</sub>. Die so erzeugten Paraffine, die voraussichtlich durch periodische Extraktion des Synthesofens gewonnen werden müssen, haben einen sehr hohen Schmelzpunkt von 120° und darüber.

Bei der Kontaktreduktion mit Wasserstoff konnten wir einen nennenswerten Unterschied zwischen kurzfristiger Reduktion in dünner Schicht mit Überschwemmung von Wasserstoff bei hohen Temperaturen von 350 - 400° und einer lang andauernden Reduktion in hoher Schicht bei niedrigen Temperaturen von 200 - 300° bisher nicht feststellen.

Bei dem Regenerieren des Kontaktes im Ofen wurde bisher kein Unterschied gefunden zwischen der Wasserstoffbehandlung bei Temperaturen von 200 - 400° und einer Xylolextraktion bei 125°. Nach der Xylolextraktion scheint der Kontakt wieder schneller anzuspringen als bei der Wasserstoffbehandlung.

Die technischen Kleinversuche wurden zunächst in Plattenöfen der üblichen Konstruktion drucklos (rund 500 l Kontakt) und unter Druck (rund 150 l Kontakt) durchgeführt. Während der drucklose Ofen die Erwartungen erfüllte, ist die Temperaturableitung des Druckofens durchaus unbefriedigend, so daß bei Drücken von 4 - 5 at die Temperaturen in einzelnen Höhen der Kontaktschichten bei normaler Belastung bereits durchgehen. In der Hauptsache wurden die Versuche

daher mit Röhrenöfen weitergeführt. Es wurden glatte Röhren von 6 - 15 mm  $\varnothing$  verwendet und Öfen von 1,50 m Kontakthöhe, 4,50 m Kontakthöhe; ferner ist zur Zeit ein Röhrenofen von 10 m Kontakthöhe in Montage. Sämtliche Öfen sind mit Kondensation und A-Kohle-Anlagen ausgerüstet und können bis zu Drücken von 25 at gefahren werden. Die Versuche erstrecken sich z.Zt. bis 10 at und sind bereits auf höhere Drücke ausgedehnt. Insgesamt sind 12 solcher Öfen in Betrieb und 4 in Montage, Kontaktinhalt 3 - 12 - 40 - 150 l. Diese Größen genügen vollständig zur Aufstellung genauer Umsatzbilanzen, die an den wichtigeren Versuchen täglich nachkontrolliert werden. Ein größerer Ofen mit 12 m<sup>3</sup> Kontakt wäre einfach die Vervielfältigung der heutigen Versuchsofen durch größere Anzahl der gleichen Kontaktrohre.

Wir sind auf die Öfen mit höherer Kontaktschicht übergegangen, nachdem festgestellt wurde, daß bei gleicher Raumgeschwindigkeit, d.h. also gleicher Kontaktraumbelastung, keine wesentliche Änderung der spezifischen Ausbeuten/m<sup>3</sup> CO + H<sub>2</sub> stattfindet wie in kurzen Öfen. Eher ist in den Grenzen bis 4,5 m Kontakthöhe noch eine geringe Steigerung der spezifischen Ausbeuten zu beobachten. Das Ergebnis dieser Versuche ist demnach, Öfen mit der technisch günstigsten Kontakthöhe, z.B. 8 - 10 m, zu bauen, weil für diese der Kontaktraum/m<sup>3</sup> naturgemäß am billigsten werden muß. Ob über 10 m gegangen werden kann, ist noch fraglich, da dann wegen der verschiedenen Drücke auf der Kühlwasserseite oben und unten bereits erhebliche Temperaturunterschiede an der Kühlfläche der Kontaktrohre auftreten (etwa 3,5° Unterschied).

Die Versuche sind dann in der Richtung fortgesetzt worden, daß die Raumgeschwindigkeit systematisch gesteigert worden ist. Die Ofenleistung nimmt zuerst zu, bei weiterer Steigerung ab. Die spezifische Ausbeute, auf CO + H<sub>2</sub> bezogen, muß sinken. Es wurde aber festgestellt, daß das Produkt aus Ofenleistung und Ausbeutesahl bei den in Frage kommenden Raumgeschwindigkeiten einem Optimum zustrebt, das wir bei unseren heutigen Kontaktraumgeschwindigkeiten bis 250 Nm<sup>3</sup> Gas/m<sup>3</sup> Kontaktraum bei den von uns angewandten 15mm-Kontaktrohren noch nicht erreicht haben. Der gesamte Kontaktraum für eine bestimmte Benzinsyntheseanlage und damit die Anlagekosten der Syntheseanlage werden umso kleiner und billiger, je größer das Produkt aus Raumgeschwindigkeit und Ausbeute, d. h. also, je höher die Kontaktschicht ist und je größer die Geschwindigkeiten über dem Kontakt sind. Wir sind zu der Auffassung gekommen, daß es billiger sein wird, bei gleicher Synthesegasausnutzung eine wesentlich größere Anzahl von Stufen vorzusehen und mit wesentlich größeren Gasgeschwindigkeiten durch den Kontaktraum zu gehen. Die optimale Stufenzahl mit Zwischenkühlung für die höher siedenden Anteile dürfte voraussichtlich bei 4 - 6 Stufen liegen, je nach Kontakt.

Mit diesen Versuchen sind wir s.Zt. beschäftigt. Wieweit die Kontaktschädigung durch diese Betriebsweise verbessert oder verschlechtert wird, können erst die Versuche ergeben.

Es scheint, daß die höhere Gasgeschwindigkeit das Produkt in der Richtung auf niedriger siedende Anteile verschiebt.

Die Versuche mit höherer Gasgeschwindigkeit über dem Kontakt führten auch zur Anwendung von Wälsgas, d.h., es wurde bei sonst gleicher Eingangsgasmenge für den Ofen ein Mehrfaches an Gas umgepumpt. Versuche in dieser Richtung sind noch in Gange. Es scheint, als ob die Anwendung von Wälsgas eine bessere Ausbeute und bessere Ofenausnutzung ergibt, und zwar gleichseitig mit der Verschiebung der Produktmenge nach der niedrigsiedenden Seite hin. Z.B. wurden bei einem Versuch mit Umwälsgas 65 - 70 % unter 180° siedend gefunden gegen sonst 48 - 50 % bei gleichem Kontakt.

Die Primärprodukt-Durchschnittszahlen erreichen Werte von etwa :

Siedebeginn	35°
bis 100° siedend	30 %
" 180° "	50 %
" 300° "	85 %
spez.Gewicht bis 300°	0,72
" " " 135°	0,674
" " " 190°	0,692.

Bei 20 atü wurden etwa 1 % Methyl- und 8 % Äthylalkohol festgestellt.



Walzverfahren mit Eisenkontakt  
(Dr. Michael)

Bei Eisenkontakten wird mit Temperaturen von 300 - 350° gearbeitet (es gibt auch Eisenkontakte, die niedriger arbeiten; die hohe Temperatur gilt nur für robuste Eisenkontakte). Bei 370° kommt man in die Zone der Rußbildung.

Bei Ni- und Co-Kontakten tritt CH<sub>4</sub>-Bildung ein, ohne daß vorher Ruß zu entstehen braucht. Bei Eisen ist CH<sub>4</sub>-Bildung fast immer mit Rußbildung verknüpft.

Bis zur beginnenden CH<sub>4</sub>-Bildung findet nur Reduktionsreaktion des CO statt, aber bei beginnender CH<sub>4</sub>-Bildung tritt Hydrierungsreaktion ein, die stark exotherm ist.

Ruß ist für Eisenkontakte sehr schädigend (Eisen-Carbonylbildung, stets Eisen im Ruß).

Fein verteilte hoch aktive Eisenkontakte ganz schwierig, weil es unmöglich ist, auf dem feinen Korn die Temperatur zu halten und die Rußbildung zu verhindern. Daher ist es nötig, fein verteiltes Eisenoxyd in feste Form zu bringen, d.h., bei (800°) - 900° zu sintern; dabei steigt Dichte bis nahezu 7. Reduktion also bei 900°.

Die Reaktionsfähigkeit ist mit diesen behandelten Kontakten nicht schlechter, es dauert 1 - 2 Tage, ehe die Reaktion voll in Wirksamkeit kommt. Die Reaktionstemperatur liegt bei 310 - 315°.

Leistungen : 1 kg nutzbares Produkt (einschließlich C<sub>2</sub>, C<sub>4</sub> + Äthylen, aber ohne CH<sub>4</sub> - C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>) pro Liter Kontaktraum pro Tag.

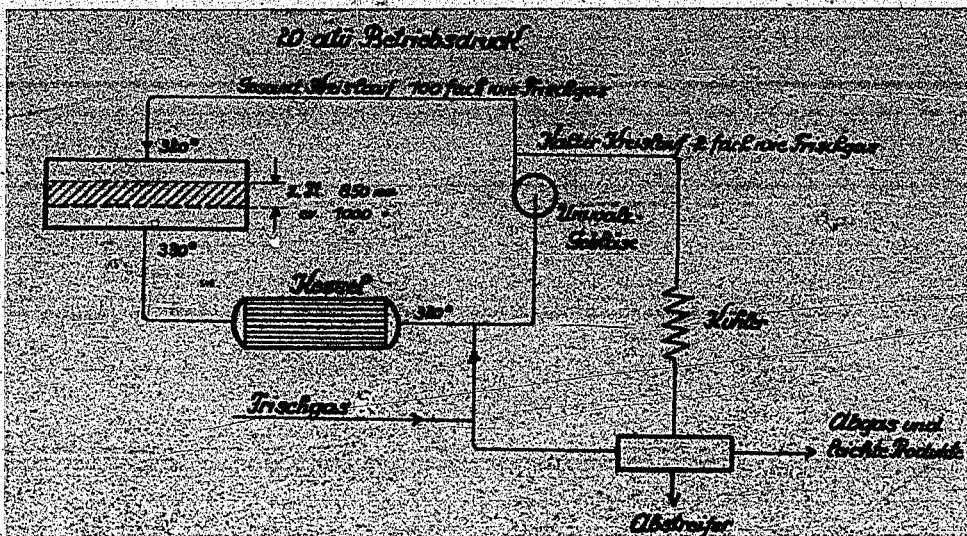
Als Katalysator ist jedes Eisen brauchbar, am besten aber Eisen aus Carbonyl-eisen. Das Eisenpulver wird mit etwas Alkali bei 850° mehrere Stunden erhitzt. Diese Kontakte waren in gekühlten Röhrenöfen mit 60 mm  $\phi$  nicht befriedigend. Deshalb wurde grundsätzlich dazu übergegangen, die Reaktionswärme nicht durch die Wand, sondern durch überschüssiges Walzgas abzuführen.

1 kg nutzbares Produkt/Liter Kontaktraum wurde im Labor erreicht, 0,7 kg Produkt/Liter Kontaktraum im technischen Betrieb/Tag.

Das Walzgasverfahren ist sehr unempfindlich gegen Temperaturschwankungen oder Bedienungsfehler. 10° Temperaturdifferenz sind erwünscht, es können aber auch 20° sein; 30° wären auch noch möglich, aber dann würden die kälteren Teile des Kontaktes schlecht arbeiten und die heißen bereits auf CH<sub>4</sub>.

20 at ist ein Optimum, bei geringeren Drücken zu wenig Leistung und zu wenig Gasumsetzung, bei höheren Drücken werden zuviel sauerstoffhaltige Produkte gebildet.

Bei einer Stufe ~~80~~<sup>70</sup> - ~~30~~<sup>80</sup> % Umsatz, bei zwei Stufen und Zwischenherausnahme der Kohlensäure kommt man auf 90 % Umsatz. In der zweiten Stufe relativ mehr Kontakt als in der ersten.



Umwälzgas arbeitet infolge der niederen Schicht höher, 0,5 kWh/kg Produkt (einschließlich  $\text{C}_3$ ,  $\text{C}_4$  +  $\text{C}_2 \text{H}_4$  ohne Methan und Äthan).

Kontakt kaum 10 mm, Lebensdauer unbekannt. Im Kleinen konnte nach 2 1/2 Monaten eine Schädigung durch Zerfall nicht erkannt werden. Nach Wiederaufarbeitung (Siebung, Röstung und Reduktion) war der Kontakt eher besser als vorher.

Produkte : bei 200° enthalten die Produkte 3 - 3 1/2 % Sauerstoff in Form von sauerstoffhaltigen Produkten. Olefingehalt ist sehr hoch,  $\phi$  80 % für alle Produkte, etwa gleich in allen Produkten.

Paraffin 2 %  
 Dieselöl 13 %  
 x) Gasolin (Benzin) 45 %  
 Cetansahl 53, Stockpunkt -24  
 Oktansahl 80 (Research), 77 (Motor), raffiniert 84-88  
 (darin 1/2 %  $\text{O}_2$ )

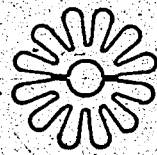
Alkohole 8-10 %  
 $\text{C}_4$  9 % 90 % Olefin  
 $\text{C}_3$  9 % 75 - 80 % Olefin  
 $\text{C}_2 \text{H}_4$  12 % reines Äthylen  
 $\text{CH}_4$  +  $\text{C}_2 \text{H}_6$  20 - 30 Teile zu obigen 100 %

x) Benzin bis 200°, 45 % davon bis 100° siedend.

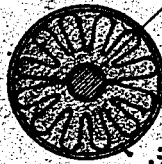
48040

04095

2. halbe Rohre



Stange zum  
Aufpressen.



rot - Kontakt

3c

Bei Herabsetzung der Temperatur um 25° gibt es mehr Paraffin, etwa 6 - 8 %.

Aufteilung der Alkohole :

C <sub>3</sub> CHO	0,5 Teile
C <sub>3</sub> CO CH <sub>3</sub>	1,1 "
C <sub>3</sub> CH <sub>2</sub> OH	5,7 "
C <sub>3</sub> H <sub>7</sub> OH	2,5 "
C <sub>4</sub> - C <sub>5</sub>	0,2 "
	<hr/> 10,- Teile

Bei mehrmonatiger Lagerung des raffinierten Benzins zeigte sich keine Zunahme der Verharzung.

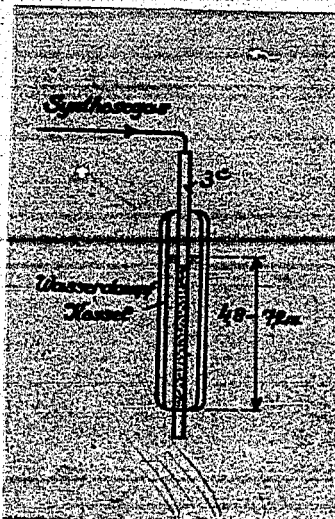
Bericht der Kellogg über Kontakt-  
und Synthese-Versuche  
(Mr. Keith)

Da Fischer in USA und Kanada Ni als Katalysator ausschließt, hat Kellogg Versuche mit Ni begonnen.

Ni 40% )  
Al 4% ) + gleiches Gewicht in Kieselgur ergab 130 - 160  $\frac{\text{ccm}}{\text{Nm}^3}$  CO + 2H<sub>2</sub>  
Kn 10% )

Wenn statt mit Kaliumcarbonat mit Salzsäure gefällt wurde, war der Katalysator nicht so aktiv. Mit Schwefelsäure war keine Fällung eines aktiven Katalysators möglich.

Mit dem gleichen Katalysator wurden technische Versuche in 3"-Rohr durchgeführt. In diesem 3"-Rohr sind federnde Rohrsterne in 2 Hälften eingepreßt und durch eine zentrale Stange so gegen die Wand gepreßt, daß der Stern überall dicht anlag. Der ganze Querschnitt des 3"-Rohres einschließlich des aus 2 Hälften bestehenden Blechsterne war mit Kontakt angefüllt, so daß kein Kontaktkorn weiter als 1/4" oder 6 mm an irgendeiner Stelle von irgendeiner Blechwand entfernt war. Der Stern war so berechnet, daß innerhalb des Blechs zwischen Mittelrohr und außen kein Temperaturunterschied sein konnte. Die durchgehenden Sternrohre dienten also zur Wärmeabfuhr aus dem Inneren an die Mantelfläche, von dort war die Wärmeabfuhr wie üblich mit Dampfkessel. Die Höhe der Kontaktfüllung war 4,80 - 7,20 m.



Kontaktschüttgewicht : 0,7 - 1,1, Kontakte in 3 mm Tabletten.

Mit diesem Rohr wurden erzielt :

110  $\frac{\text{ccm}}{\text{Nm}^3}$  CO+2H<sub>2</sub> bei 5 Liter Gas/g Ni und  
70 " " " " " 1 " " " "

Obwohl in diesen Versuchen schwere Kontaktmassen benutzt wurden, glaubt Kellogg bestimmt, daß das Rohr auch mit leichteren Kontakten gebraucht werden könnte.

Als Kontakträger wurde dann statt Kieselgur Äthylorthosilikat benutzt und leichtere Kontakte hergestellt. Zunächst Mißerfolg, weil Hydrolysierung nicht beachtet wurde.

Diese Orthosilikate sind hydrolytisch und müssen vor der Benutzung 2 - 3 Tage in einem feuchten Zustand hydrolysiert werden. Mit diesen Orthosilikaten als Träger wurde auch Zement zur Befestigung benutzt.

All dieses ergab keine Verbesserungen bei Ni-Kontakten.

Bei Ni-Kontakten macht eine wiederholte Waschung über 150 ccm Wasser/g Ni keine Veränderung, höchstens etwa in der Richtung, wenig  $\text{CO}_2$  -  $\text{CH}_4$  zu bilden.

Dann wurde ein Versuch gemacht, die Aktivierung mit Pottasche in zugemischten Stückchen durchzuführen, ohne daß andere Resultate erreicht worden wären.

Steigende Schüttgewichte ergaben höhere ccm/Liter Kontakt als absinkende Schüttgewichte. Je niedriger das Schüttgewicht, um so höher der Umsatz an Kohlenoxyd und Wasserstoff.

Zusatz von 9 % Graphit für Pressung ergab keinen Unterschied.

Der Zusatz von Mn wurde bis über 10 % getrieben, ohne größere Aktivität zu erreichen.

Mit diesen Kontakten wurden bei 1 Liter Sy-Gas/1 g Ni in Röhren von 16 mm  $\phi$  im Laboratorium Ausbeuten erreicht von 130 - 140 ccm/Nm<sup>3</sup> Idealgas.

Co Th O<sub>2</sub>-Kontakte :

Co	1 Gewichtsteil
Th O <sub>2</sub>	0,17 "
Kieselgur	1,9 "

Mit 1 Liter Sy-Gas/ 1 Liter Co 150-160 ccm/Nm<sup>3</sup> CO + 2H<sub>2</sub>.

Ausbeute- und Temperaturkontrolle um so besser und leichter, je leichter das Schüttgewicht war.

Versuche zwischen 0 % Kieselgur bis 12 % Co und 88 % Kieselgur ergaben, daß jeder einzelne Katalysator durch eine optimale Temperatur und eine optimale Belastung charakterisiert war, z.B. 1 - 7 Teile Kieselgur/Teil Co (Metall) 130 - 160 ccm Ausbeute/Nm<sup>3</sup>. Die Katalysatoren mit 50 % Kieselgur hatten dabei die flachsten Kurven.

33 % Co erzielten maximal  $143 \text{ cm}^3/\text{m}^3 \text{ CO} + \text{H}_2$ . Es ergab keinen Unterschied, ob Kieselgur mit gefällt wurde oder nach der Fällung zugegeben worden ist.

Verschiedene Stahlrohrmaterialien ergaben keine Unterschiede in der Ausbeute. Jedoch hatten Glasrohre bei  $400^\circ \text{ F}$  höhere Ausbeuten als Metallrohre.

Heraufsetzen der Sy-Gas-Menge von 1 Liter auf  $1/10$  Liter Sy-Gas/g Co gab keine Unterschiede.

Gleiche Kontakte unter Druck hatten mehr Öl und Paraffin. Bei 7 at sind aber noch keine sauerstoffhaltigen Produkte festzustellen. Sämtliche Kontakte gaben erhöhte Ausbeuten, wenn sie nach der Fällung über Salpetersäure und Pottasche elektrolytischer Waschung unterworfen wurden.

Co Mn-Katalysatoren, bei denen Mn von 0 - 50 % gesteigert wurde, ergaben keine wesentlichen Unterschiede zwischen heißer und kalter Fällung. Ausbeuten um  $80 \text{ cm}^3/\text{m}^3 \text{ CO} + 2\text{H}_2$ , am besten dabei 45 % Mn bezogen auf Co (Metall), wobei Co + Mn 30 % des Gesamtkatalysators waren:  $150 - 160 \text{ cm}^3/\text{CO} + 2\text{H}_2$ .

Co Mn mehr Paraffin als Co Th. Bisher waren sämtliche Kontakte mit Pottasche gefällt. Bei Mn-Kontakten wurde zum ersten Male Soda angewandt, aber keine Unterschiede gefunden.

Für die Waschung waren  $150 \text{ cm}$  Wasser/g Co völlig genügend. Eine längere Waschung erwies sich als nicht vorteilhafter. Die Kieselgur von Kellogg ist sehr rein, ohne Ca, Al mit nur etwas Fe. Vorbehandlung der Kieselgur mit Salz- oder Salpetersäure hatte keinen Einfluß. Bei der Reduktion wurde der Wasserstoff durch nasse Gasuhren geleitet; man bemerkte aber sehr bald, daß es nötig war, den Wasserstoff zu trocknen.

Nachdem man festgestellt hatte, daß die elektrolytische Waschung vorteilhafter war, wurde auch mit anderen Mitteln versucht, den Alkaligehalt niedriger zu halten; man versuchte Oxalsäure. Leider treten die Zersetzungsprodukte CO und  $\text{CO}_2$  bei der Reduktion in den Wasserstoff, wodurch mit Wassergas statt mit reinem Wasserstoff reduziert wird. Der Kontakt wurde schlechter.

Co +  $\text{Al}_2\text{O}_3$  :

2 %  $\text{Al}_2\text{O}_3$  bezogen auf Co gaben  $115 \text{ cm}^3/\text{m}^3 \text{ CO} + 2\text{H}_2$  und kein Paraffin. Das Siedeende der gasigen Produkte war  $200^\circ$ . Dieser Kontakt ist sehr empfindlich gegen Veränderungen der Al-Menge. Optimal wurden 2-4 % gefunden. Bei 6 %  $\text{Al}_2\text{O}_3$  fiel die Ausbeute bereits auf  $60 \text{ cm}^3$ . Co Mn auf Tonerde mit 20 % Mn O bezogen auf Co (Metall) + 2 % Tonerde (als Oxyd) ergaben die üblichen Ausbeuten.

Cr-Kontakte :

Mit 5 - 20 % Cr-Oxyd bezogen auf Metall war die Aktivität etwas geringer, er-

gab aber 140 ccm Ausbeute. Mit Kaliumhydroxyd fielen die Ausbeuten. Die Co-Quellen für alle Kontakte sind verschieden, es wurden aber darin keine Ausbeuteunterschiede gefunden.

Bei Mg als Träger für Co mit 40 - 20 % Mg stellte man fest, daß die Kontakte sehr unaktiv waren. 20 % Mg ergeben nur 75 ccm Ausbeute.

50 % Ni und 50 % Co ergaben, daß diese Kontakte so gut sind als Co allein, wenn verschiedene Aktivatoren wie Th und Mg gebraucht wurden.

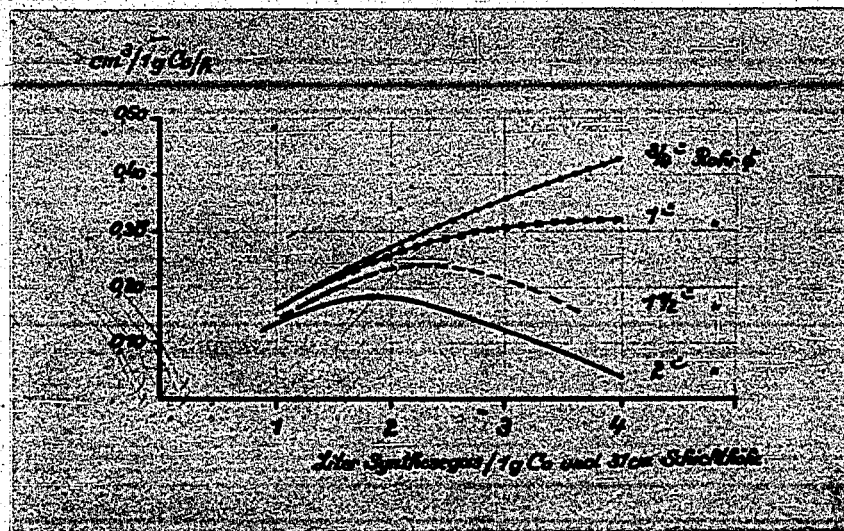
Bemerkungen :

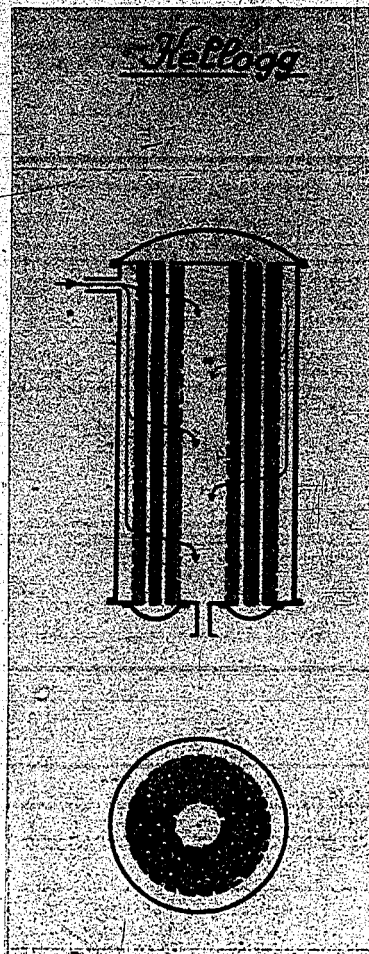
Sämtliche Versuche sind in Laboratorium ausgeführt; alle Versuche drucklos. Grundsätzlich in 16 mm-Röhren (stehend) mit 4 g Co - rund 40 ccm Kontakt. Schütthöhe etwa 30 cm. Keine Dauerversuche. Längste Versuchsdauer 1 Woche.

Sämtliche Kontaktfällungen geschahen sehr langsam in sehr verdünnten Lösungen. Beobachtungen über Einfluß der Fällungsart liegen nicht vor.

Kleintechnische Versuche :

Kellogg hat den Einfluß des Rohrdurchmessers und der Raumgeschwindigkeit in Stahlrohren drucklos geprüft. Bei dieser Prüfung wurde das Gas auf Reaktionstemperatur vorgewärmt in den Kontakt gebracht. Die Raumgeschwindigkeiten wurden zwischen 1 - 4 Liter/g CO variiert. Der Rohrdurchmesser wurde von 3/4" bis 2" variiert. Es ergab sich, daß jedes Rohr eine andere optimale Ausbeute hatte, und daß die optimalen Ausbeuten bei um so höherer Raumgeschwindigkeit erzielt wurden, je kleiner der Rohrdurchmesser war; d.h. also, die Kühlung der Synthese ist von ausschlaggebender Bedeutung für Leistung des Kontaktraumes und Ausbeute.





Ferner wurden Versuche gemacht, um den Einfluß der Schütthöhe zu bestimmen. Sie ergaben für ein 9/16" Rohr bei einer Raumgeschwindigkeit von 2 Liter Synthesegas/g CO :

0,24 ccm/g Co bei 1 Fuß Höhe

0,3 " " " 3 " "

Diese Versuche sind nicht anagewertet worden, weil Kellogg zu der Auffassung gekommen ist, daß höhere Schütthöhen ungünstiger sind für die Wärmeabfuhr. Man ist deswegen auf den Entwurf einer Konstruktion übergegangen, wo das Gas durch verhältnismäßig niedrige Schütthöhen im Querstrom durch den Kontakt geht und wo der Kontakt um die Kühlrohre liegt. Die Dicke der Kontaktschicht wurde mit etwa 1 Fuß angegeben.

Bei den Versuchen will man ferner die Beobachtung gemacht haben, daß die Produkte leichter werden, wenn man mit dem Gas durch die Versuchsrohre von unten nach oben geht. Dies wird damit erklärt, daß das in den unteren Schichten gebildete Produkt an der Kühlfläche immer wieder kondensiert, zurückläuft und wieder verdampft.

Möglichkeiten des Fischer-Verfahrens in USA und Kanada :

Eine Berechnung der Kellogg ergibt, daß das Fischer-Verfahren in USA wirtschaftlich ist unter folgenden Bedingungen :

Raumgeschwindigkeit 4 Liter stündlich/g Co, Ausbeute 100 ccm/Nm<sup>3</sup> CO+2H<sub>2</sub> und 600 t Primärprodukt/t Co vor der völligen Regeneration des Kontaktes.



Synthesegaserzeugung:

Hy-Rückgas-Krackung im Cowper

(Obering.Sabel)

In Leuna befindet sich ein Versuchscowper, bestehend aus zwei Hälften mit einem freien Querschnitt der Cowperkammer mit je  $0,5 \text{ m}^2$  im unteren Teil und je  $0,8 \text{ m}^2$  im oberen Teil. Die Füllmassen des Cowpers sind etwa 10 m hoch. Der heißere Teil ist mit Sillimanit, der kältere Teil mit Schamottebrocken gefüllt. Die beiden Cowperhälften sind unten durch eine leere ausgemauerte Kammer verbunden. Die Kammer verbindet die heißesten Teile des Cowpers. In der Kammer waren Vorrichtungen zum Zuführen von Heisgas und Luft für die Heisperiode und zur Zuführung von Sauerstoff während der Gaseperiode. Abwechselnd wurde eine Cowperseite hochgeheist und durch beide Cowper anschließend gegast, indem das zugesetzte Gas in dem hochgeheisten Cowperteil von oben nach unten strömte, dann die Verbindungskammern durchströmte, wo Sauerstoff zugesetzt werden konnte. In dem zweiten Cowperteil ging dann das ungesetzte Gas von unten nach oben und ließ dabei seine Abhitze im Cowpergitterwerk zurück. Bei der nächsten Periode wurde umgekehrt gefahren.

Die Versuche zur Synthesegaserzeugung wurden mit den Rückgasen der Hydrierung vorgenommen. Die Hydrierungsrückgase hatten 40 - 45 % Kohlenwasserstoffe ( $\text{CH}_4 - \text{C}_2\text{H}_6$ ) und etwa 40 % Wasserstoff, Rest Kohlendioxid, Kohlenoxyd und Stickstoff.

Mit diesem Cowper konnte ein Wassergas mit 88 - 89 % Kohlenoxyd + Wasserstoff, davon 11 - 14 % Kohlenoxyd, hergestellt werden, wobei der Methangehalt sicher unter 1 % gehalten wurde. Trotz Sauerstoffzusatz während der Gaseperiode und Überhitzung des Zersetzungsgases in der heißen Verbindungskammer zwischen den beiden Cowpern konnte Rußbildung nicht ganz vermieden werden. Es mußte im Dauerbetrieb mit 500 - 1 000 mg Ruß/ $\text{m}^3$  erzeugtes Wassergas gerechnet werden. Die Rußbildung machte für den Cowperbetrieb keinerlei Schwierigkeiten. Der Ruß verhinderte jedoch, daß das im Cowper erzeugte Gas noch heiß unmittelbar dem Kontaktwasserstoff zugeführt werden konnte. Es war eine Kühlung und Zwischenreinigung des Rußes notwendig, um den Kontakt der CO-Konvertierung vor dem Ruß zu schützen.

1  $\text{Nm}^3$  Hy-Gas + 0,1 - 0,15  $\text{Nm}^3$  Sauerstoff + 2,3 - 2,5 kg Dampf + 1800 - 2000 WE Heisgas ergaben 3,3 - 3,5  $\text{m}^3$  Wassergas. Die Durchsatzleistung des Cowpers war 700 - 1000  $\text{Nm}^3$  Wassergas/ $\text{m}^2$  Gesamtschacht (beide Schächte zusammen gerechnet).

Da das zur Zersetzung kommende Hy-Gas einen zu geringen Kohlenstoffgehalt hatte, um das Verhältnis 1 : 2 im Synthesegas zu erreichen, wurden Versuche durchgeführt, Synthesegas durch Zusatz von Kohlensäure zu erzeugen. Es gelang ohne weiteres, ein Gas mit dem Verhältnis 1 : 2 zu erzeugen bei Aufspaltung der Kohlenwasserstoffe bis auf 1 % Methan. Das erzeugte Gas hatte etwa 29 % Kohlenoxyd, 56 % Wasserstoff und 0,8 % Methan. Bei der Krackung des Rückgases mit Kohlensäure war der Rußanfall im allgemeinen höher als bei der Krackung mit Wasserdampf. Er stieg auf 1 - 3 g Ruß/m<sup>3</sup> erzeugtes Synthesegas.

Die Cowperversuche wurden über viele Monate durchgeführt, ohne daß technische Schwierigkeiten auftraten. Es wurde gefunden, daß man durch einen Besatz mit geeigneten Metalloxyden, die Sauerstoff während der Heißperiode aufnehmen und während der Gaseperiode wieder abgeben, die Rußbildung herabsetzen kann. Es ist zu erwarten, daß bei größeren Cowpers mit geeigneten Zwischenkammern und etwas höherem Sauerstoffzusatz, als bei den Versuchen aus technischen Gründen angewandt werden konnte, die Rußbildung vielleicht ganz unterdrückt werden kann.

CH<sub>4</sub>-Krackversuche und verfügbare CH<sub>4</sub>-Mengen in USA

(Mr. Keith - Kellogg)

CH<sub>4</sub> + O über Ni- und Th O<sub>2</sub>-Kontakten in kleinen Röhren ergaben:

Temp. 900°	CH <sub>4</sub> 1,8 %	CO 0,7 %	H <sub>2</sub> : CO = 2/1
" 850°	" 2,6 %	" 1,3 %	" = 2/1
" 765°	" 5,6 %	" 2,- %	" = 2/1

Diese Fahrweise ergab keine Schwierigkeit und keinerlei Ruß.

Gleichzeitige Versuche mit einem Gas, das etwa Leuchtgasanalyse hatte, ergaben:

Temp. 900°	CH <sub>4</sub> 1,2 - 1,4 %	CO 16 %	H <sub>2</sub> :CO 2,85 - 3,0 : 1
" 840°	" 2,5 - 3,0 %	" 14-16%	" 2,24 : 1

Die Gleichgewichtsverhältnisse zwischen Kohlenoxyd und Wasserstoff wurden bei niederen Temperaturen bei weitem nicht erreicht. Bei 980° geht der Kohlenstoffgehalt auf 4 % zurück.

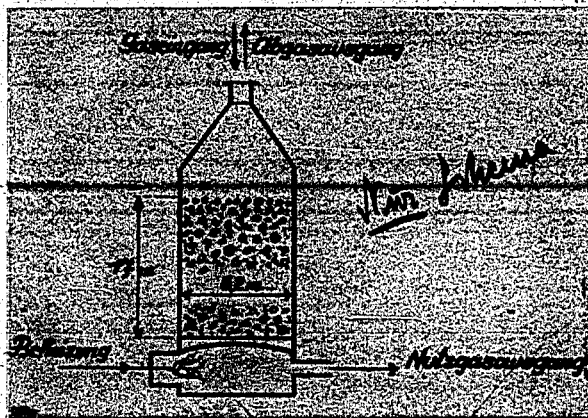
Kellogg hat eine Erhebung gemacht, wieviel CH<sub>4</sub> in USA zur Verfügung steht: mindestens 5 000 000 000 Kubikfuß CH<sub>4</sub> täglich - rund 6 000 000 m<sup>3</sup> stündlich stehen z.Zt. in Amerika zur Verfügung für neue wirtschaftliche Verwendung.

Das meiste wird z.Zt. nutzlos in die Luft gebrannt. Wahrscheinlich sind diese Mengen aber noch größer als die von Kellogg bisher erfaßten.

Der Preis hängt von der Örtlichkeit ab. Als Brennstoff werden z.Zt. verkauft : 1 000 Kubikfuß für 5 Cent (0,06 Pfg./1000 WE). Zu Heizwecken ist es z.Zt. nicht billiger zu haben, weil die Besitzer es vorziehen, das Gas abzufackeln statt es billiger zu verkaufen. Für Ölsynthese bei großen Abschlüssen wäre ein billigerer Preis zu erzielen, z.B. 2 Cent/1000 Kubikfuß (0,025 Pfg./1000 WE). So wie die Quellen wahrscheinlich noch größer sind als bisher bekannt ist, wird auch mit einer weiteren Verbilligung bei Großabschlüssen gerechnet.

Wassergas aus  $CH_4$ -Krackung  
(Dr. Langen v.d. Valk -Shell)

Seit 1929/30 wird Naturgas in Californien in periodisch beheizten Einzelcowpern zu  $H_2$  und Ruß gekrackt; Krackung erfolgt von Erdgas auf etwa Koksofengaszusammensetzung, dann Zerlegung des gekrackten Gases mittels Lindeapparaten für die  $NH_3$ -Erzeugung; Naturgas mit 12 atü von Feld mit 1,2 atü an den Regeneratoren; bei der Gaserzeugung wird mit einem Druck von 1 m WS gefahren.



3 solche Apparate kosteten 1929  
277 000 \$  
Gebläse etc.dazu 30 000 "  
Sa. 307 000 \$

Querschnitt 30 m<sup>2</sup>, 2 in Betrieb,  
1 in Reserve.

04104

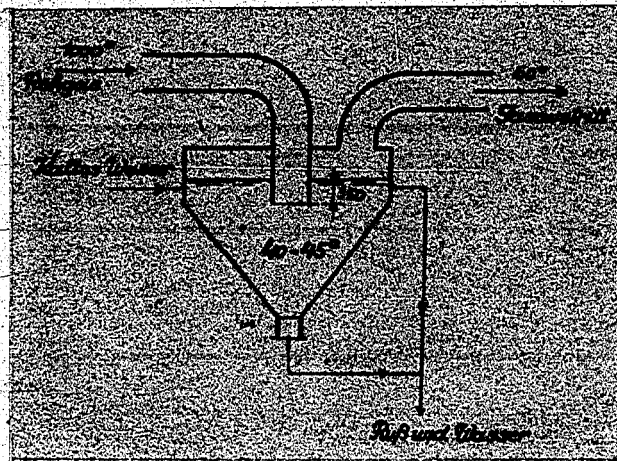
	Naturgas :	gekracktes Gas :	Überschußgas : (aus Linde ?)
CO <sub>2</sub> %	-	-	-
Cm Hn "	-	1,3	4,9
O <sub>2</sub> "	-	0,1	0,1
CO "	-	1,7	3,2
H <sub>2</sub> "	-	71,3	2,2
CH <sub>4</sub> "	76	23,2	83,1
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> "	22,7	0,8	2,0
H <sub>2</sub> "	1,3	1,6	4,5
oberer Heizwert-	10 900	4 750	9 130
unterer "	9 840	4 170	8 250

Ø November 1937 :

Naturgas :	4 223 000 Nm <sup>3</sup>	=	5 900 Nm <sup>3</sup> /h
erzeugtes Gas :	6 710 000 "	=	9 300 " "
Überschußgas :	487 000 "	=	680 " "
Heizgasbedarf :	600 Kcal/Nm <sup>3</sup>	erzeugtes Gas	
Dampf :	0,24 - kg/ "	" "	
Wasser :	7,0 m <sup>3</sup> / "	" "	
Strom :	14 kWh/1000 Nm <sup>3</sup>	" "	

Die Kapazität der 3 Regeneratoren ist damit nicht ausgenutzt; für die Haltbarkeit der Steine waren 5 Jahre garantiert, seit 1929/30 aber noch nicht erneuert. Temperatur oben 1100°, Mitte 1130°.

Heizen :	5,5 Minuten	→	15 m <sup>3</sup> /Min. Abgas (CH <sub>4</sub> + H <sub>2</sub> )
		→	380 " " Luft
Spülen :	2,0 "	→	50 kg/ " Dampf
Gaserzeugung:	11,5 "	→	68 m <sup>3</sup> / " Naturgas
Spülen :	0,5 "	→	50 kg/ " Dampf
Ausbrennen:	0,5 "	→	300 m <sup>3</sup> / " Luft



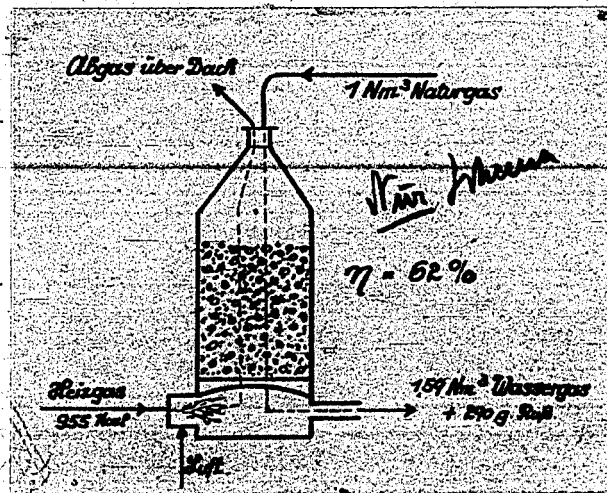
Der bei dem Prozeß gebildete Ruß wird durch eine äußerst einfache Wassertauchung zu über 99 % abgetrennt, schwimmt oben auf und wird von der Oberfläche abgezogen. Danach 2 Kühltürme, in denen die Temperatur auf 45° bzw. 12-20° gesenkt wird. Der Rest des Rußes wird mit Cottrell abgeschieden.

Der Acetylengehalt im erzeugten Gas wird durch Einführen von Methan am unteren Ende des Regenerators niedrig gehalten.

Die Linaanlage ist jeweils 2500 Stunden in Betrieb, bevor eine Reinigung erforderlich ist.

Als Verunreinigung des Gases ist noch etwas Benzol, Naphthalin und Stickoxyd vorhanden.

Bedienung der Anlage 3 Mann + 1 Mann für Reinigungsarbeiten usw.



Programm für Weiterarbeit

Herr Dr. Pier und Mr. Keith fassen den Erfahrungsaustausch und die Weiterarbeit folgendermaßen zusammen :

Der Erfahrungsaustausch hat in vielen Dingen für alle Bearbeiter ein wesentlich erweitertes oder gar völlig neues Bild gegeben. Die neuen Unterlagen müssen erst verarbeitet werden, wobei es für die Fortsetzung der Versuche wünschenswert ist, eine gewisse Menge Original-Fischer-Kontakt von Holten unter alle Gruppen, die das Fischer-Verfahren versuchen, zu verteilen. Dann sind die Ergebnisse besser vergleichsfähig.

Das Michael und das Winkler-Duftschmid-Verfahren sollen rechnerisch und kalkulatorisch überprüft werden. Es wird ferner notwendig sein, die Konstruktionen für das Fischer-Verfahren und für die Synthesegaserzeugung zu untersuchen und zu prüfen.

Vor Festlegung der endgültigen Versuchsprogramme müssen für die Fischer-Synthese nochmals die Investierungskosten und die Arbeitskosten eingehend geprüft werden, damit keine unnötigen Umwege gemacht werden. Die Prüfung wird von der Kellogg übernommen auf Grund der Angaben der Ruhrchemie, ebenso wie die Prüfung des Winkler-Duftschmid- und Michael-Verfahrens. Ein Bericht über diese Prüfung soll Ende Januar der USAC vorgelegt werden. Eine neue Zusammenkunft zum weiteren Erfahrungsaustausch zwecks Aufstellung eines größeren Programms kann nicht vor Ende Februar erwartet werden.

22. Nov. 38 Label

## I. Teil Bewegungsvorgänge in Schwingmühlen mit trockner Mahlkörperfüllung Beitrag zur Klärung des Schwingmahlvorganges<sup>1)</sup>

Von D. Bachmann VDI, Frankfurt a. M./Höchst

Um die wichtigsten Bewegungsvorgänge in trocken arbeitenden Schwingmühlen zu klären, wurden erstmalig Versuche mit Modellgefäßen, die in den Hauptabmessungen den Betriebsschwingmühlen geometrisch ähnlich nachgebildet waren, durchgeführt. In dem folgenden ersten Teil der Arbeit wird über Versuche mit rechteckigen, zylindrischen und trogförmigen Mahlgefäßen berichtet, die durch eine Schwingmaschine zu Schwingungen auf kreisförmigen, geradlinig lotrechten und geradlinig woogerechten Bahnkurven angeregt, und bei normaler bzw. mit stroboskopischer Beleuchtung beobachtet wurden. Bei verschiedenen Füllungen der Gefäße läßt sich für die kennzeichnenden Fälle die Größe des Einflusses der infolge der Schwingungen auftretenden Beschleunigungen auf die Bewegung der Mahlkörper und des Mahlgutes ermitteln. Mathematische Betrachtungen bestätigen die Versuchsergebnisse und ermöglichen für den einfachen Fall der geradlinig lotrechten Schwingung eine Vorabrechnung der von der Mahlkörpermasse aufgenommenen Leistung. Trockenmahlversuche mit Marmormehl ergeben, daß die Mahlleistung für eine bestimmte Beschleunigung einen Höchstwert erreicht. Im zweiten Teil der Arbeit, der in dem nächsten Heft veröffentlicht wird, werden die Vorgänge in naßarbeitenden Schwingmühlen behandelt. Die wesentlichen Erkenntnisse über die Bewegungsvorgänge lassen sich auch auf andere Apparate, z. B. Schwingsiebe und Schwingförderer, in denen körnige Stoffe Schwingungen unterworfen werden, anwenden.

Bei der mechanischen Durchführung der Zerkleinerung unterscheidet man Trocken- und Naßmühlen, wobei die Fein- und Feinstzerkleinerung vor allem den Naßmühlen vorbehalten bleibt. Eine der bekanntesten und ältesten Mühlenbauart ist die Rohrmühle, die sich in den mannigfaltigsten Bauarten<sup>2)</sup> in der Industrie eingeführt hat und der in der vorliegenden Arbeit untersuchten Schwingmühle am meisten ähnelt. Fischer<sup>3)</sup> hat als erster auf Grund von Beobachtungen an Modellgefäßen, deren Stirnwände aus Glas bestanden, die Wirkungsweise der Rohrmühle richtig beschrieben.

Die Bewegungsvorgänge in Rohrmühlen wurden von Barth<sup>4)</sup>, Blank<sup>5)</sup>, Nasse<sup>6)</sup> u. a. eingehend behandelt, wenn auch noch wichtige Fragen offen sind. Zahlreiche Untersuchungen über den eigentlichen Mahlvorgang in trocken- und naßmahlenden Rohrmühlen wurden von Helm<sup>7)</sup>, Mittag<sup>8)</sup>, White<sup>9)</sup> u. a. durchgeführt.

### Entwicklung und Aufbau der Schwingmühle

Versuche, die schon vor etwa 30 Jahren gemacht wurden<sup>10)</sup>, zeigten nun, daß man den Mahlkugeln auch durch schwingende Bewegung des Mahlbehälters die zur Zerkleinerung notwendige Energie zuführen kann. Da Bahnkurven, Behälterform, Frequenz und Amplitude der Schwingung in ihren gegenseitigen Beziehungen damals noch nicht erforscht und ungünstig gewählt waren, bereitete die konstruktive Durchbildung solch schwingender Apparate Schwierigkeiten, so daß größere Maschinen nicht/ausgeführt wurden. Neuere Beobachtungen<sup>11)</sup> er-

gaben nun, daß man im äußeren Verlauf dem Rohrmühlenvorgang ähnliche, aber wesentlich wirksamere Bewegungen dadurch einleiten kann, indem man z. B. liegende Röhren oder Tröge in kreisförmige Schwingungen versetzt, deren Ebene senkrecht auf der Gefäßachse steht. Da in einem derartig schwingenden Feld von z. B. 2 mm Bahnkurvendurchmesser und einer Frequenz von 25 Hz die alle Richtungen durchlaufenden Beschleunigungen um ein mehrfaches größer sind als die Erdbeschleunigung, treten in so bewegten Mahlkörperschichten recht große Scher- und Druckkräfte auf. Diese Scherkräfte werden entsprechend der Antriebsfrequenz viel häufiger wirksam als in Rohrmühlen. Es hat sich gezeigt, daß die großen Erwartungen im Hinblick auf Mahlfineinheit und Leistung von derart gebauten Schwingmühlen<sup>11)</sup> befriedigt wurden. In den letzten Jahren konnten infolge neuerzeitlicher Werkstofftechnik und Schwingmechanik auch größere Schwingmühlen gebaut werden, die die gleiche Betriebssicherheit wie die Rohr- und Kugelmühlen aufweisen.

Im äußeren Aufbau gleicht die Schwingmühle im wesentlichen der Kugelmühle. Sie besteht aus einem zylindrischen oder trogförmigen Mahlbehälter, der mit Mahlkugeln, und zwar im allgemeinen mit Porzellankugeln von 8 bis 12 mm Dmr. gefüllt ist. Dieser Behälter ist federnd aufgehängt und wird durch eine geeignete Vorrichtung meist mittels umlaufender exzentrisch angebrachter Massen — Unbalancen — in Schwingungen versetzt. Die Ebene der erzeugten Bahnkurven steht senkrecht auf der Behälterachse. Die Schwingungen der Gefäßwände übertragen sich auf Mahlkörper und Mahlgut, wodurch bestimmte Bewegungsvorgänge im Mahlbehälter zustandekommen, die von den Betriebsverhältnissen, vor allem der Frequenz und Amplitude, abhängen.

In der vorliegenden Arbeit wird versucht, die grundlegenden physikalischen Vorgänge in Schwingmühlen mit Hilfe von Modellversuchen zu klären. Dabei wird weniger Wert darauf gelegt, für jeden Fall Richtlinien zum Betreiben einer Schwingmühle zu geben, sondern es werden Meß- und Untersuchungsverfahren beschrieben, die geeignet erscheinen, die Schwingmühle energetisch und mahltechnisch weiter zu untersuchen.

### Allgemeine Versuchsordnung und Meßverfahren

#### Die Schwingmaschine

Bei den Versuchen werden Modellgefäße, die mit verschiedenen Mahlkörperarten gefüllt sind, auf einer von

<sup>11)</sup> DRP. 619 662, 620 722, 620 721, 620 727, 628 736, 635 659.

<sup>1)</sup> Die vorliegenden Untersuchungen wurden von Herrn Dr.-Ing. S. Kießkall VDI angeregt. Herrn Prof. Dr.-Ing. E. Kirschbaum VDI und Herrn Prof. O. Walger VDI, die sie betreuten, möchte ich für die gegebenen zahlreichen Ratschläge vielmals danken. Herrn Dipl.-Ing. Fr. Jäms VDI, Direktor der Technischen Abteilung der I. G. Farbenindustrie A.-G. Frankfurt a. M.-Höchst, danke ich für das rege Interesse, das er der Arbeit entgegenbrachte. Ebenfalls möchte ich den Mitarbeitern, die bei der Durchführung der Versuche mitwirkten, meinen Dank aussprechen. Der I. G. Farbenindustrie danke ich, daß sie es mir ermöglichte, die vorliegende Arbeit in der Versuchsgruppe Ihrer Technischen Abteilung durchzuführen.

<sup>2)</sup> O. Nasse, Z. VDI Bd. 79 (1935), S. 877 u. 1275, vgl. a. Der Chemie-Ingenieur Bd. 1 S. 137, Leipzig 1934.

<sup>3)</sup> H. Fischer, Z. VDI Bd. 48 (1904) S. 437.

<sup>4)</sup> W. Barth, Techn. Mech. Thermodyn. Bd. 1 (1930) S. 321.

<sup>5)</sup> E. C. Blank, Technologie der Brecher, Mühlen u. Siebvorrichtungen. Dtsch. Bech. v. H. Eckardt, Berlin 1932.

<sup>6)</sup> O. Nasse, Zerkleinerungsvorrichtungen u. Mahlanlagen, 3. Aufl. Leipzig 1931.

<sup>7)</sup> G. Helm, Ber. dtsh. Keram. Ges. Bd. 13 (1932) S. 196.

<sup>8)</sup> C. Mittag, Der spez. Mahl-widerstand, Berlin 1925; ders. Z. VDI Beihft Verfahrenstechnik 1937 Nr. 1 S. 7.

<sup>9)</sup> H. A. White, J. Chem. Metallurgical and Mining Soc. South Africa, Bd. 1 (1905) S. 290.

<sup>10)</sup> Fasting ließ den Mühlenbehälter hin- und herschwingen, DRP. 333 164.

<sup>11)</sup> S. Kießkall, Z. VDI Beihft Verfahrenstechnik (1936) Nr. 1, S. 1.

Es besteht Veranlassung, auf die Rundschreiben der Werkleitung vom 21. 2. 1937, 7. 3. 1937 und 13. 7. 37 bei Spionageabwehr hinzuweisen und insbesondere darauf aufmerksam zu machen, daß

### Berichte

1. nur gegen persönliche Empfinden Bescheinigung ausstellen werden.
  2. vom Entleiher ohne Wissen der HBS nicht weitergegeben werden dürfen mit Ausnahme der Berichte, welche an Betriebe zum Verbleib abgegeben wurden.
  3. streng vertraulichen Charakter haben und daher stets unter Verschluss aufzubewahren sind.
  4. nur im verschlossenen Umschlag befördert werden dürfen und
  5. nur durch die HBS vervielfältigt werden, soweit es sich nicht um betriebs-eigene Berichte handelt.
- Vervielfältigungen sind auf das zum gänglich notwendige Maß zu beschränken.

Haupt-Berichte-Sammlung  
Referat-Büro Tel. 9461

1287-14-10

Wang, W. u. a. durchgesehen

### Entwicklung und Aufbau der Schwingmühle

Versuche, die schon vor etwa 30 Jahren gemacht wurden<sup>1)</sup>, zeigten nun, daß man den Mahlkugeln auch durch schwingende Bewegung des Mahlbehälters die zur Zerkleinerung notwendige Energie zuführen kann. Da Bahnkurven, Behälterform, Frequenz und Amplitude der Schwingung in ihren gegenseitigen Beziehungen damals noch nicht erforscht und ungünstig gewählt waren, bereitete die konstruktive Durchbildung solch schwingender Apparate<sup>2)</sup> Schwierigkeiten, so daß größere Maschinen nicht ausgeführt wurden. Neuere Beobachtungen<sup>3)</sup> er-

<sup>1)</sup> Die vorliegenden Untersuchungen wurden von Herrn Dr.-Ing. S. Kießkall VDI angeregt. Herrn Prof. Dr.-Ing. E. Kirschbaum VDI und Herrn Prof. O. Walter VDI, die sie betreuten, möchte ich für die gegebenen zahlreichen Ratschläge vielmals danken. Herrn Dipl.-Ing. Fr. Jähne VDI, Direktor der Technischen Abteilung der I. G. Farbenindustrie A.-G. Frankfurt a. M.-Höchst, danke ich für das regere Interesse, daß er der Arbeit entgegenbrachte. Ebenfalls möchte ich den Mitarbeitern, die bei der Durchführung der Versuche mitwirkten, meinen Dank aussprechen. Der I. G. Farbenindustrie danke ich, daß sie es mir ermöglichte, die vorliegende Arbeit in der Versuchsgruppe ihrer Technischen Abteilung durchzuführen.

<sup>2)</sup> C. Naske, Z. VDI Bd. 79 (1935), S. 877 u. 1275, vgl. a. Der Chemie-Ingenieur Bd. 1 S. 137, Leipzig 1934.  
<sup>3)</sup> H. Fischer, Z. VDI Bd. 48 (1904) S. 437.  
<sup>4)</sup> W. Berth, Techn. Mech. Thermodyn. Bd. 1 (1930) S. 321.  
<sup>5)</sup> E. O. Blasch, Technologie der Brecher, Mühlen u. Siebvorrichtungen. Dtsch. Bearb. v. H. Eckardt, Berlin 1932.  
<sup>6)</sup> C. Naske, Zerkleinerungsvorrichtungen u. Mahlanlagen, 3. Aufl. Leipzig 1921.  
<sup>7)</sup> G. Helm, Ber. dtsch. Keram. Ges. Bd. 13 (1932) S. 104.  
<sup>8)</sup> O. Müllag, Der spez. Mahlwiderstand, Berlin 1935; dera. Z. VDI Beih. Verfahrenstechnik 1937 Nr. 1 S. 7.  
<sup>9)</sup> H. A. White, J. Chem. Metallurgical and Mining Soc. South Africa, Bd. 1 (1905) S. 290.  
<sup>10)</sup> Patent No. 233184 über den Mühlenbehälter hin- und herzuwenden, DRP. 233184.  
<sup>11)</sup> S. Kießkall, Z. VDI Beih. Verfahrenstechnik (1936) Nr. 1, S. 1.

## Die Schwingmühlen mit trockener Mahlkörperfüllung (Schwingmahlvorgang)

Karlsruhe a. M./Höchst

Um die Vorgänge in den Schwingmühlen zu klären, wurden erstmalig an den Betriebsschwingmühlen geometrisch ähnlich dem Teil der Arbeit wird über Versuche mit rechteckigen, die durch eine Schwingmaschine zu Schwingungsweggerechten Bahnkurven angeregt, und bei richtiger Wahl der Amplitude durchgeführt wurden. Bei verschiedenen Füllungen der Mühle wurde der Einfluß der Schwingungen auf die Mahlleistung für den einfachen Fall der geraden Bahnkurven ermittelt. Mathematisch wurde die Mahlleistung für eine bestimmte Beschleunigung in dem nächsten Heft veröffentlicht wird, werden

die Ergebnisse lassen sich auch auf andere Apparate, z. B. auf Schwingmühlen übertragen werden, anwenden.

Es ist nun, daß man im äußeren Verlauf dem Rohrmühlengang ähnliche, aber wesentlich wirksamere Bewegungen durch einleiten kann, indem man z. B. liegende Röhren mit Trögen in kreisförmige Schwingungen versetzt, deren Ebene senkrecht auf der Gefäßachse steht. Da in einem kreisförmig schwingenden Feld von z. B. 2 mm Bahnkurvenradius und einer Frequenz von 25 Hz die alle Bahnen durchlaufenden Beschleunigungen um ein Vielfaches größer sind als die Erdbeschleunigung, treten so bewegten Mahlkörperschichten recht große Scherkräfte auf. Diese Scherkräfte werden entsprechend der Antriebsfrequenz viel häufiger wirksam in Rohrmühlen. Es hat sich gezeigt, daß die großen Vorteile derart gebauten Schwingmühlen<sup>1)</sup> befriedigt wurden. In den letzten Jahren konnten infolge neuerzeitlicher Werkzeuggestaltung und Schwingmechanik auch größere Schwingmühlen gebaut werden, die die gleiche Betriebssicherheit wie die Rohr- und Kugelmühlen aufweisen.

Im äußeren Aufbau gleicht die Schwingmühle im wesentlichen der Kugelmühle. Sie besteht aus einem zylindrischen oder trogformigen Mahlbehälter, der mit Mahlkugeln, und zwar im allgemeinen mit Porzellankugeln von 8 bis 12 mm Dmr. gefüllt ist. Dieser Behälter ist federnd aufgehängt und wird durch eine geeignete Vorrichtung meist mittels umlaufender exzentrisch angebrachter Massen — Unbalancen — in Schwingungen versetzt. Die Ebene der erzeugten Bahnkurven steht senkrecht auf der Behälterachse. Die Schwingungen der Gefäßwände übertragen sich auf Mahlkörper und Mahlgut, wodurch bestimmte Bewegungsvorgänge im Mahlbehälter zustandekommen, die von den Betriebsverhältnissen, vor allem der Frequenz und Amplitude, abhängen.

In der vorliegenden Arbeit wird versucht, die grundlegenden physikalischen Vorgänge in Schwingmühlen mit Hilfe von Modellversuchen zu klären. Dabei wird weniger Wert darauf gelegt, für jeden Fall Richtlinien zum Betreiben einer Schwingmühle zu geben, sondern es werden Meß- und Untersuchungsverfahren beschrieben, die geeignet erscheinen, die Schwingmühle energetisch und mahltechnisch weiter zu untersuchen.

### Allgemeine Versuchsanordnung und Meßverfahren

#### Die Schwingmaschine

Bei den Versuchen werden Modellgefäße, die mit verschiedenen Mahlkörperarten gefüllt sind, auf einer von

<sup>1)</sup> DRP. 619662, 620722, 620721, 620727, 628736, 635659.



Dr. Heymann, Darmstadt, entworfenen Schwingmaschine<sup>11)</sup> in Schwingungen versetzt. Es können geradlinige und kreisförmige Bahnkurven erzeugt werden. Die Amplitude ist durch Änderung der Unbalanzgewichte von 0,25 bis 2 mm einstellbar. Die Frequenz kann stufenlos von 20 bis 100 Hz geändert werden. Die größte Beschleunigung  $b = r\omega^2$  (berechnet aus der Amplitude  $r$  und der Winkelgeschwindigkeit  $\omega$ , mit der die Bahnkurve durchlaufen wird), die ohne Schädigung der Maschine kurze Zeit gefahren werden kann, beträgt etwa  $150 \text{ m/s}^2$  (Frequenz  $f = 100 \text{ s}^{-1}$ , Amplitude  $r = 0,4 \text{ mm}$ ). Bei hohen Beschleunigungen erwärmen sich die Lager infolge der starken Beanspruchung rasch, so daß im allgemeinen Versuche mit einer Dauer von 10 Minuten nur mit Beschleunigungen bis zu  $120 \text{ m/s}^2$  durchgeführt werden können.

**Versuchsgefäße**

Die Abmessungen aller Versuchsgefäße<sup>12)</sup> sind mit den zugehörigen Füllungen in Zahlentafel 1 zusammengestellt. Bei dem rechteckigen Holzgefäß, das nur in einer Ausführung verwendet wurde, ist die Füllhöhe in Millimetern angegeben, während sie bei den zylindrischen und trogförmigen Gefäßen durch den Füllgrad  $\epsilon$  ausgedrückt wird, der sich aus der Füllhöhe  $H$  und dem Halbmesser  $R$  des zylindrischen Gefäßes bzw. des zylindrischen Gefäßsteiles beim Trog nach  $\epsilon = H/2R$  berechnet. (Vgl. Bild 1 und 2.) Der Halbmesser des zylindrischen Gefäßsteiles beträgt beim trogförmigen Gefäß  $R = 74 \text{ mm}$ . Die zu den Füllgraden gehörigen Gewichte der trockenen Mahlkörper wurden durch Wägen ermittelt.

Alle Gefäße tragen an einer Stirnseite Beobachtungsscheiben aus Sekuritglas. Die Scheiben sind so angebracht, daß die Boden- und Seiten- bzw. Mantelflächen gut zu beobachten sind, um Relativbewegungen zwischen Gefäß-

<sup>11)</sup> Schwingmaschine DRP. 631880/II, Erzeuger DRP. 626441.  
<sup>12)</sup> Hier werden auch die Versuchsgefäße für naß arbeitende Schwingmühlen beschrieben.

Zahlentafel 1. Abmessungen der Gefäße und Füllungen

Gefäß-Dmr. mm	Gefäß- tiefe mm	Füll- grad $\epsilon$	Kugel- Dmr. mm	Kugelgewicht trocken kg
Zylindrisches Gefäß				
103	47	0,50	1 (Glas)	0,333 ohne Einbau
103	47	0,75	1 "	0,545 "
103	47	0,25	3 "	0,125 "
103	47	0,50	3 "	0,323 "
103	47	0,75	3 "	0,520 "
103	47	0,90	3 "	0,608 "
103	47	0,50	7 "	0,313 "
103	47	0,75	7 "	0,515 "
148	47	0,50	1 "	0,690 "
148	47	0,75	1 "	1,130 "
148	47	0,25	3 "	0,270 "
148	47	0,50	3 "	0,686 "
148	47	0,75	3 "	1,112 "
148	47	0,90	3 "	1,283 "
148	47	0,50	7 "	0,667 "
148	47	0,75	7 "	1,083 "
125	42	0,50	3 "	0,435 "
148	47	0,75	3 "	0,940 zylindr. "
148	47	0,50	3,5 (Blei)	3,000 ohne "
148	47	0,50	3,5 (Stahl)	2,063 "
Trog				
s. Bild 2	47	0,50	3 (Glas)	0,708 ohne Einbau
"	47	0,75	3 "	1,150 "
"	47	0,75	3 "	0,986 zylindr. "
Rechteckiges Gefäß				
160 mm breit 80 mm hoch	80	10*)		
	80	25*)		
	80	35*)		
	80	45*)		

\*) = Füllhöhe  $H$  in mm

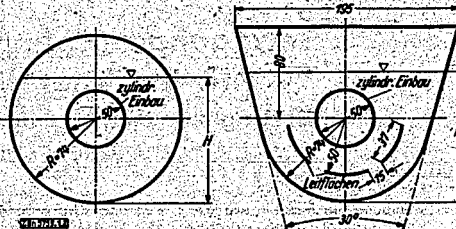


Bild 1 und 2. Querschnitt durch die Versuchsgefäße  
Bild 1 (links). Zylindrisches Gefäß mit zylindrischem Einbau  
Bild 2 (rechts). Trogförmiges Gefäß mit zylindrischem Einbau und Leitflächeneinbauten

wänden und Mahlkörpern erkennen zu können. Bei dem rechteckigen Holzgefäß können verschiedene Bodenplatten aus Glas, Holz oder Blei eingesetzt werden. Die zylindrischen und trogförmigen Gefäße, wurden aus nichtrostendem Stahl angefertigt.

Das trogförmige und ein zylindrisches Gefäß können mit einem zylindrischen Einbau und mit Leitflächeneinbauten, die eine Vergrößerung der energieübertragenden Flächen bewirken, versehen werden, Bild 1 und 2. Modellgefäße und Einbauten sind in den Hauptabmessungen den Betriebsschwingmühlen geometrisch ähnlich nachgebildet.

**Messung der Frequenz und Amplitude**

Die Frequenz der Schwingung wurde mit einem Flichkraftschometer an einer der Unbalanzwellen der Versuchsmaschine und die Amplitude mittels einer optischen Einrichtung gemessen. Ein feststehendes Projektionsmikroskop ist mit dem ruhenden Maschinengestell fest verbunden und so über dem Schwingtisch angebracht, daß die Lichtstrahlen auf eine Winkelplatte fallen, die fest mit dem Schwingtisch verbunden ist. Die Winkelplatte ist in der Mitte mit einer kleinen Blende versehen, deren Öffnung bei der Messung auf einen Schirm projiziert wird. Während das Projektionsmikroskop in Ruhe bleibt, schwingt im Betrieb die Winkelplatte, so daß auf dem Schirm im verdunkelten Raum Gestalt und Größe der Bahnkurve sichtbar werden.

**Versuche mit rechteckigen Gefäßen (kreisförmige Bahnkurven)**

**Normale Beleuchtung des Gefäßinhaltes**

**Die grundlegenden Beobachtungen**

Bei jedem schwingenden Modellgefäß sind nun grundlegende Vorgänge wahrzunehmen, gleichgültig ob der Mahlraum zylindrisch, rechteckig oder trogförmig ausgebildet ist, ob sich Glaskugeln, Sand oder Metallkugeln im Mahlbehälter befinden. Schwingt z. B. ein zylindrisches Mahlgefäß auf einer kreisförmigen Bahnkurve, die entgegen dem Uhrzeigersinn durchlaufen wird<sup>13)</sup> und deren Ebene parallel zu den Stirnwänden des Behälters liegt, so beobachtet man, daß die gesamte Mahlkörpermasse eine im Uhrzeigersinn verlaufende langsame Umlaufbewegung ausführt. Die Umlaufbewegung wird von der Mantelfläche des Gefäßes angeregt, und der Drehpunkt befindet sich etwa im Schwerpunkt der Mahlkörpermasse. Gleichzeitig wird die ganze Mahlkörpermasse von den schwingenden Gefäßwänden zu periodischen Wurfbewegungen angeregt. Außerdem drehen sich die einzelnen Mahlkörper, die mit der Mantelfläche in Berührung kommen, im Uhrzeigersinn um ihre eigne Achse.

**Versuchsergebnisse**

Das rechteckige Modellgefäß wurde 25 bzw. 10 mm hoch mit Sand von der Korngröße 0,8 bis 1 mm gefüllt und in

<sup>13)</sup> Bei allen folgenden Beobachtungen und Betrachtungen ist immer vorausgesetzt, daß die kreisförmige Bahnkurve entgegen dem Uhrzeigersinn durchlaufen wird.

kreisförmige Schwingungen versetzt. Wird Frequenz und Amplitude so eingestellt, daß die Beschleunigung  $r\omega^2$ , die auf Gefäß und Inhalt einwirkt, etwas kleiner als die Erdbeschleunigung ist, so bleibt die Sandmasse, abgesehen von kleineren Störungen an den Seitenwänden des Gefäßes, relativ zum Gefäßboden in Ruhe. Eine Umlaufbewegung der Mahlkörpermasse tritt, wie oben beschrieben, erst dann ein, wenn man bei gleichbleibender Amplitude die Frequenz erhöht und damit die Beschleunigung allmählich steigert.

Die dem Gefäßboden nahen Sandschichten werden von rechts nach links gefördert, während die oberen Schichten in entgegengesetzter Richtung zurückströmen, so daß ein fortwährender Kreislauf entsteht. Die Fördergeschwindigkeit der bodennahen Schichten nimmt mit wachsender Beschleunigung zu und erreicht bei  $32 \text{ m/s}^2$  einen Höchstwert. Weitere Steigerung der Beschleunigung vermindert die Fördergeschwindigkeit allmählich wieder, und bei etwa  $45 \text{ m/s}^2$  wird sie praktisch gleich null, womit auch die Umlaufbewegung der Mahlkörpermasse aufhört. Bei noch größeren Beschleunigungen nimmt die Umlaufbewegung wieder zu.

Die Beobachtung des gesamten Gefäßinhaltes ergibt nun bei allmählicher Steigerung der Beschleunigung vier kennzeichnende Einstellungen der Mahlkörpermasse, von denen sich drei wiederholen, wenn die Beschleunigung größer als  $45 \text{ m/s}^2$  wird. Bei einer Amplitude von etwa  $1,05 \text{ mm}$  wurde das rechteckige Gefäß jeweils beim Eintreten der kennzeichnenden Einstellungen der Mahlkörpermasse photographiert. Die Aufnahmen des Gefäßes mit einer Füllhöhe von  $25 \text{ mm}$  sind in Bild 3 bis 6 zusammengestellt. Die Richtung der Umlaufbewegung der Sandmasse ist schematisch durch eine mit Pfeilen versehene Linie angedeutet. Aus den Versuchen folgt, daß die Richtung der Umlaufbewegung unabhängig von der Beschleunigung

und der Füllhöhe und die Gestalt der Sandmasse bei einer Füllhöhe von  $10$  und  $25 \text{ mm}$  grundsätzlich die gleiche ist.

Bei einer Beschleunigung von  $10$  bis  $23 \text{ m/s}^2$  staut sich die Sandmasse größtenteils in der rechten Gefäßecke auf. Die Stauhöhe erreicht bei  $13,7 \text{ m/s}^2$  einen Höchstwert, (Fall I) Bild 3. Wenn die Beschleunigung weiter gesteigert wird, verlagert sich der Stau der Sandmasse allmählich von der rechten zur linken Gefäßecke. Bei  $24 \text{ m/s}^2$  ist der Stau in der linken und rechten Gefäßecke annähernd gleich hoch, (Fall II) Bild 4. Weitere Vergrößerung der Beschleunigung führt zu einer Verlagerung des Staus nach der linken Gefäßecke, so daß die Stauhöhe bei etwa  $32 \text{ m/s}^2$  wiederum einen Höchstwert erreicht, (Fall III) Bild 5. Bei  $45 \text{ m/s}^2$  ist die Stauhöhe in der linken und rechten Gefäßecke wieder annähernd gleich hoch, (Fall IV) Bild 6, und bei noch größeren Beschleunigungen stellen sich bei etwa  $49 \text{ m/s}^2$  wieder Fall I, bei  $67 \text{ m/s}^2$  Fall II und  $82 \text{ m/s}^2$  Fall III ein, die im Gegensatz zu den oben beschriebenen Fällen mit Fall I, II, III bezeichnet werden.

Von  $62$  bis  $150 \text{ m/s}^2$  wird die Förderbewegung der unteren Sandschichten unregelmäßig und erfolgt ruckweise. Ein nochmaliges Auftreten der kennzeichnenden Fälle konnte bis  $150 \text{ m/s}^2$  nicht festgestellt werden. Da beim heutigen Stand der Technik Betriebschwingmühlen nur mit Beschleunigungen bis etwa  $60 \text{ m/s}^2$  betrieben werden können, sind die Vorgänge oberhalb dieser Baugrenze weniger wichtig.

Versuche mit anderen Amplituden und Frequenzen zeigten, daß die kennzeichnenden Fälle immer bei annähernd den gleichen oben genannten Beschleunigungen auftreten. Die in Zahlentafel 2 eingetragenen Ergebnisse der Versuche mit verschiedenen Füllhöhen, Mahlkörpern und Bodeneinsätzen, bei denen verschiedene Frequenzen und Amplituden eingestellt wurden, lassen ebenfalls erkennen, daß im

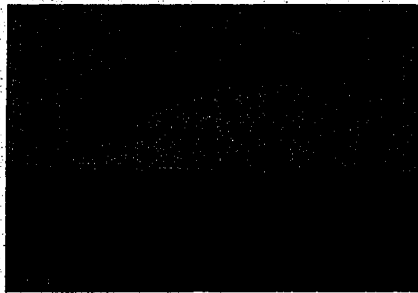
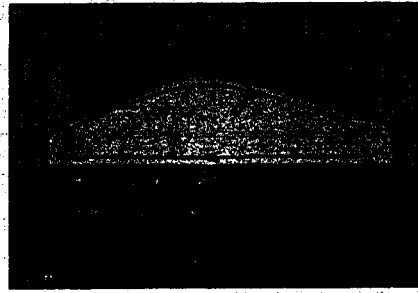
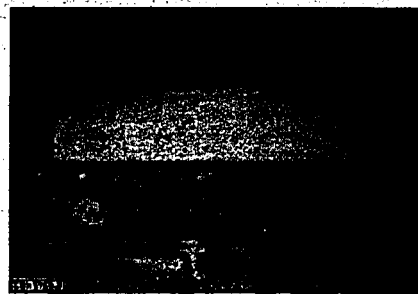
Bild 3. Fall I:  $r\omega^2 = 13,7 \text{ m/s}^2$ Bild 4. Fall II:  $r\omega^2 = 24 \text{ m/s}^2$ Bild 5. Fall III:  $r\omega^2 = 32 \text{ m/s}^2$ Bild 6. Fall IV:  $r\omega^2 = 45 \text{ m/s}^2$   
(Keine Umlaufbewegung der Mahlkörpermasse)

Bild 3 bis 6. Kennzeichnende Einstellungen der Mahlkörpermasse bei einer Füllhöhe von  $25 \text{ mm}$ .

Zahlentafel 2. Die Beschleunigungen für die verschiedenen kennzeichnenden Fälle.

Boden- ersatz der roht- eckigen Gefäße	Mahlkörper u. Korngröße mm	Füllhöhe $H$ mm	Beschleunigung $\omega^2$ in $m/s^2$						
			Fall I	Fall II	Fall III	Fall IV	Fall Ia	Fall IIa	Fall IIIa
Holz	Glaskugeln 1	25; 35; 45	13,6	24,2	32,2	45,4	48,8	58,0	61,6
Holz	Glaskugeln 3	25; 35; 45	13,6	24,2	31,0	44,7	49,0	57,4	62,0
Holz	Glaskugeln 7	25; 35; 45	—	24,8	31,0	45,0	—	—	—
Holz	Bleikugeln 3,5	25; 45	13,0	24,7	31,7	46,1	—	—	—
Holz	Sand 0,8 bis 1,2	10; 25; 35; 45	13,4	24,2	31,3	44,5	48,6	57,1	62,2
Holz	Retortenkohle 2 bis 3	35; 45	—	24,5	31,5	45,0	—	—	—
Blei	Glaskugeln 1	25; 45	—	24,2	31,4	44,9	—	—	—
Blei	Glaskugeln 3	25	—	24,5	31,4	45,2	—	—	—
Blei	Bleikugeln 3,5	35	—	24,1	31,8	44,8	—	—	—
Glas	Glaskugeln 3	25; 45	—	24,3	31,6	44,8	—	—	—
Glas	Sand 0,8 bis 1,2	10; 45	—	24,1	31,2	44,9	—	—	—
Glas	Bleikugeln 3,5	35	—	23,9	32,0	45,2	—	—	—

Mittel die kennzeichnenden Einstellungen der Mahlkörpermasse bei fast den gleichen Beschleunigungen, wie früher mit Sand beobachtet, auftreten.

#### Stroboskopische Beleuchtung des Gefäßinhaltes Grundlegende Beobachtungen

Zur genaueren Beobachtung der Bewegungsvorgänge in den schwingenden Modellgefäßen werden diese im verdunkelten Raum mit stroboskopisch zerlegtem Licht beleuchtet und durch ein Fernrohr betrachtet.

In Bild 7 stellt der Kreis eine Bahnkurve dar, die der Gefäßboden mit gleichbleibender Winkelgeschwindigkeit  $\omega$  durchläuft. Solange die Beschleunigung gleich der Erdbeschleunigung oder kleiner als diese ist, bleibt die Mahlkörpermasse unabhängig davon, ob sich Sand, Glaskugeln oder Metallkugeln im Gefäß befinden, relativ zum Gefäßboden in Ruhe. Ist die Beschleunigung größer als die Erdbeschleunigung, so wird die ganze Mahlkörpermasse, an einem bestimmten Punkt auf der Bahnkurve gesehen, von der Unterlage abgeworfen. In Bild 8 bezeichnet  $a$  die Abwurfstelle und  $\varphi_1$  den Abwurfwinkel. Die gestrichelte Linie soll schematisch die Wurfbahn einer Kugel darstellen, die sich in der untersten Schicht der Mahlkörpermasse befindet. Kurz nach dem Abwurf wird zwischen dem Gefäßboden und der untersten Mahlkörperschicht ein schmaler waagerechter Wurfspalt sichtbar. Nachdem der Gefäßboden den Bahnwinkel  $\xi_1$  durchlaufen hat, treffen alle Mahlkörper der untersten Schicht gleichzeitig an der Stelle  $b$  wieder auf.

Beim Durchlaufen des Winkels  $360^\circ - \xi_1$  bleibt die Mahlkörpermasse auf dem Gefäßboden liegen (dicker gezeichnetes Bahnkurvenstück) und wird erst wieder bei Erreichen der Abwurfstelle  $a$  abgeworfen. Die Wurfbewegung wiederholt sich in diesem Falle periodisch mit jeder Gefäßschwingung, so daß die Frequenz, mit der das Gefäß schwingt, ein Maß für die Anzahl der Wurfbewegungen in der Zeiteinheit darstellt. Wesentlich für den Vorgang sind die Winkel  $\varphi_1$  und  $\xi_1$ .

#### Sonder-Meßverfahren

Neben der allgemeinen Beobachtung mit stroboskopisch zerlegtem Licht, die nur eine Schätzung der Winkel  $\varphi_1$  und  $\xi_1$  ermöglichte, diente zur genauen Messung derselben die in Bild 9 schematisch dargestellte Einrichtung. In der Mitte des Gefäßbodens wurden im Abstand von 20 mm zwei eiserne Kontaktplättchen von 8 mm Dmr. eingelassen und in den Stromkreis einer lichtstarken Glühlampe eingeschaltet. Wird das schwingende Gefäß mit Bleikugeln gefüllt, so leuchtet die Glühlampe nur beim Aufliegen der Metallkugeln auf den Kontakten, während sie beim Abwurf der Kugeln erlischt.

Beleuchtet man einen am Gefäß befestigten Metallknopf<sup>14)</sup> mit der Glühlampe, so wird im verdunkelten

<sup>14)</sup> Kugel von 3 mm Dmr. aus einem Kugellager.

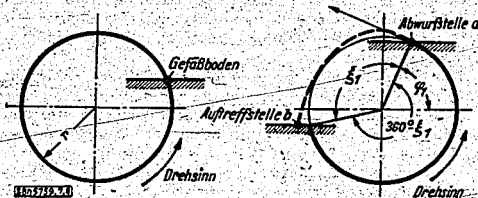


Bild 7 und 8. Zur Erklärung der stroboskopischen Beobachtung an schwingenden Gefäßen mit Mahlkörperfüllung

Bild 7 (links).  $\omega^2 \leq 9,81 m/s^2$

Bild 8 (rechts).  $\omega^2 > 9,81 m/s^2$

Raum auf der Bahnkurve, die der beleuchtete Metallknopf durchläuft, der Bogen, der den Winkel  $360^\circ - \xi_1$  einschließt, direkt sichtbar. Bei Kurzschließen der Gefäßkontakte durch einen Schalter ist die ganze Bahnkurve zu sehen, Bild 10, während bei der Kontaktgabe durch die Bleikugeln der Teil der Bahnkurve, welcher den Winkel  $\xi_1$  einschließt, verschwindet, Bild 11. Die Bahnkurve wurde nun durch ein Kathetometer-Fernrohr mit acht-facher Vergrößerung beobachtet und die Strecken  $a$  und  $b$  bzw.  $c$  und  $d$  wurden ausgemessen. Aus den Strecken  $a$  und  $b$  und der Amplitude  $r$  errechnen sich dann nach Bild 11 die Winkel  $\varphi_1$  und  $\xi_1$  nach:

$$\sin \varphi_1 = a/r; \sin (\varphi_1 + \xi_1) = -b/r \quad (1)$$

Wenn  $a/r$  oder  $b/r$  größer als 0,707 wird, ist es zweckmäßiger, die Strecken  $c$  und  $d$  auszumessen, um den Meßfehler klein zu halten. Es ist dann:

$$\cos \varphi_1 = c/r; \cos (\varphi_1 + \xi_1) = -d/r \quad (2)$$

Das Verhältnis  $\xi_1/360$  ist gleich dem Verhältnis der Wurf-

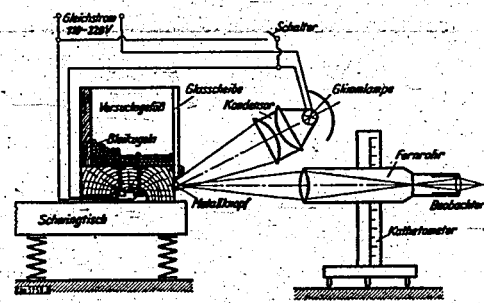


Bild 9. Versuchsanordnung zur stroboskopischen Winkelmessung

In der Mitte des Gefäßbodens befinden sich zwei in den Stromkreis einer Glühlampe eingeschaltete Kontaktplättchen

04111

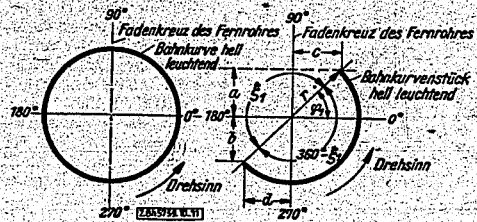


Bild 10. Bahnkurve des Metallknopfes in Bild 9 mit Überbrückung der Kontaktplättchen in Bild 9

Bild 11. Aufleuchten des Bahnkurvenstückes bei Unterbrechung der Kontaktplättchen durch die hochgeworfenen Bleikugeln  $rw^2 \approx 13,4 \text{ m/s}^2$

zeit der Mahlkörpermasse zur Schwingungszeit des Gefäßes und wird im folgenden Zeitverhältnis  $K_1$  genannt:

$$K_1 = \frac{\xi_1}{360} = \frac{\text{Wurzeit}}{\text{Schwingungszeit}} \quad (3)$$

Für die weiteren Betrachtungen ist das Zeitverhältnis  $K_1$  von grundlegender Bedeutung.

Versuchsergebnisse

Mit Hilfe der Winkelmeßeinrichtung wurden für die kennzeichnenden Fälle bei verschiedenen Füllhöhen und Betriebsdaten die Winkel  $\varphi_1$  und  $\xi_1$  ermittelt und die

Zahlentafel 3. Größe der Abwurfbahnwinkel und Bahnwinkel bei verschiedenen Beschleunigungen

Fall	Beschleunigung $rw^2$ $\text{m/s}^2$	Füllhöhe $H$ mm	Abwurfwinkel $\varphi_1$	Bahnwinkel $\xi_1$	Zeitverhältnis $K_1$
I	13,7	25; 35; 45	45	180	0,5
II	24,3	25; 35; 45	26	300	0,835
III	32,0	25; 35; 45	20	350 (360)	0,975 (1)*
IV	45,0	25; 35; 45	13	510	1,42
Ia	49,0	25; 35; 45	12	630	1,75
IIa	57,0	25; 35; 45	10	690	1,92
IIIa	62,0	25; 35; 45	11	710 (720)	1,975 (2)*

\* Bei Fall III und IIIa gelten die Werte in der Klammer für die oberste Kugelschicht

Bewegungsvorgänge im stroboskopisch zerlegten Licht beobachtet. Die Versuchsergebnisse sind in Zahlentafel 3 eingetragen. Mit wachsender Beschleunigung wird der Winkel  $\varphi_1$  kleiner und der Winkel  $\xi_1$  größer. Da die Größe der Winkel nur von der Beschleunigung abhängig ist, sind für jeden Fall die Mittelwerte aus je 3 Versuchen mit verschiedenen Amplituden ( $r = 1,1 \text{ mm}$ ;  $r = 1,4 \text{ mm}$ ;  $r = 1,7 \text{ mm}$ ) und Füllhöhen wiedergegeben.

In Bild 12 sind die Beobachtungen schematisch dargestellt. Bei den Fällen I bis III, Bild 12A, B, C, ist während jeder Periode ein Wurf (Einfachwurf) zu beobachten. Bei Fall III liegen Abwurf- und Auftreffpunkt der Kugelmass amähernd auf gleicher Höhe. Der Winkel  $\xi_1$ , der für die unterste Kugelschicht gilt, wird kleiner als  $360^\circ$  und damit  $K_1$  kleiner als eins. Dies ist

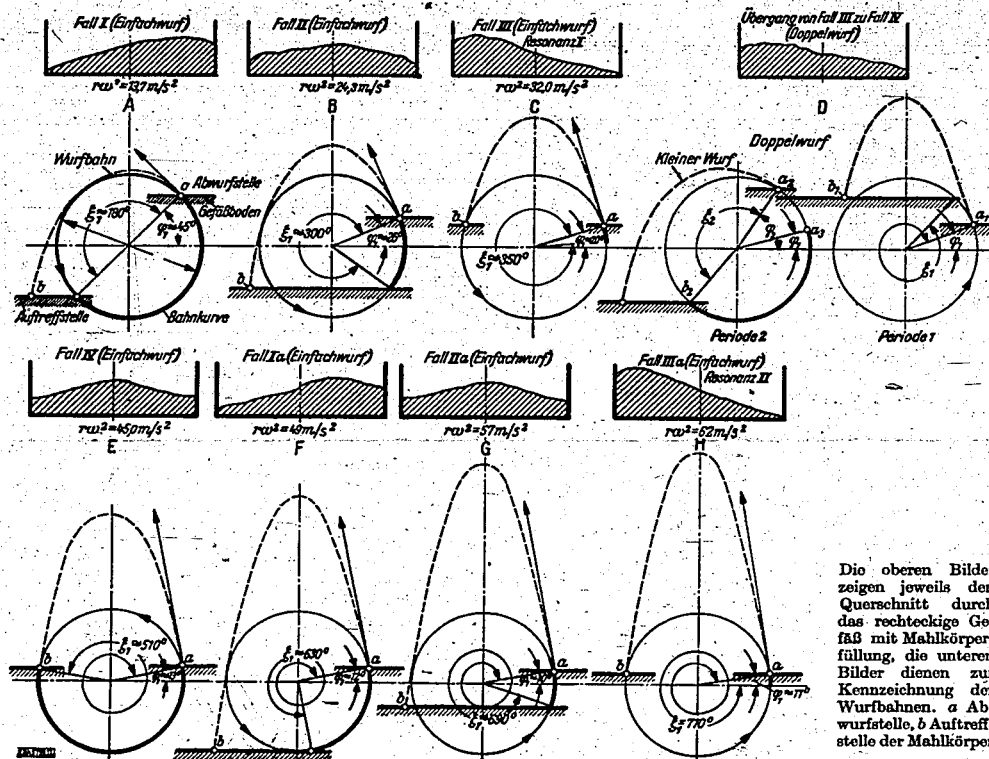


Bild 12. Schematische Darstellung der Mahlkörperbewegung in schwingenden Gefäßen auf Grund von stroboskopischen Untersuchungen

Die oberen Bilder zeigen jeweils den Querschnitt durch das rechteckige Gefäß mit Mahlkörperfüllung, die unteren Bilder dienen zur Kennzeichnung der Wurfbahnen. a Abwurfstelle, b Auftreffstelle der Mahlkörper

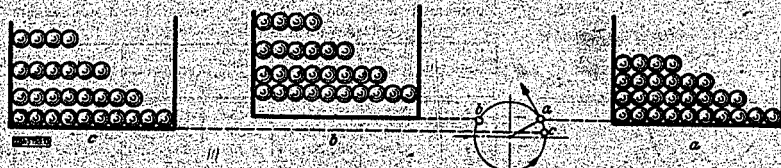


Bild 18. Schematische Darstellung des Falles III, Bild 12C

a Abwurf, b kurze Zeit nach dem Abwurf, c Auffallen der ersten Kugelschicht auf den Gefäßboden

wahrscheinlich darauf zurückzuführen, daß die Kugelmasse nicht als geschlossenes Ganzes wieder auf die Unterlage zurückfällt; denn man kann kurz nach dem Abwurf eine leichte Auflockerung innerhalb der Kugelmasse beobachten.

In Bild 13 wurde versucht, diesen Vorgang für drei Gefäßstellungen während einer Periode schematisch darzustellen. Die Kugeln verlassen an der Stelle  $a$  als geschlossenes Ganzes die Unterlage und fallen, wenn sich die einzelnen Schichten nach dem Abwurf voneinander trennen, auch getrennt wieder auf die Unterlage zurück. Die unterste Schicht trifft bereits an der Stelle  $c$ , die nächste etwas später und die oberste an der Stelle  $a$  auf. Bei  $a$  verläßt die Kugelmasse wieder als geschlossenes Ganzes die Unterlage, so daß für die oberste Kugelschicht  $\xi_1 = 360^\circ$  und damit  $K_1 = 1$  wird. Fall III stellt also eine Art Resonanzfall dar, der zum Unterschied gegenüber der Resonanz bei elastisch gekoppelten Systemen mit „statistischer Resonanz I“<sup>13)</sup> oder kurz „Resonanz I“ bezeichnet wird.

Steigert man die Beschleunigung weiter, so wird  $\xi_1 > 360^\circ$  und  $K_1 > 1$ . Im Gegensatz zu den bisherigen Beobachtungen erkennt man jetzt zwei verschieden große Wurfbewegungen (Doppelwurf), die sich über zwei Perioden erstrecken. Um die einzelnen Wurfbewegungen nacheinander sichtbar zu machen, muß das Gefäß bei „Halbfrequenzbeleuchtung“<sup>14)</sup> betrachtet werden, da sonst beide Würfe „überdeckt“ und dadurch der Wurfspalt verwischt erscheint. Die Kontaktgabeeinrichtung kann nicht verwendet werden.

In Bild 12D ist der Übergang vom Einfachwurf zum Doppelwurf dargestellt. Eine Kugel der untersten Schicht verläßt während der Periode 1 an der Stelle  $a_1$  die Unterlage zu einem großen Wurf, von dem sie an die Stelle  $b_1$  nach mehr als einer vollen Gefäßschwingung zurückkehrt. Nach kurzer Auflagezeit verläßt sie während der Periode 2 erneut die Unterlage an der Stelle  $a_2$  und kehrt vor Vollendung der zweiten Gefäßschwingung zur Stelle  $b_2$  zurück. Bis zur Stelle  $a_2$  bleibt die Kugel auf der Unterlage liegen, worauf sich der beschriebene Vorgang wiederholt. Der Doppelwurf kommt also dadurch zustande, daß der Abwurfbahnwinkel  $\varphi_2 > \varphi_1$  wird.

Bei Einstellung des Falles IV geht der Doppelwurf wieder in den Einfachwurf über, Bild 12E. Eine Kugel der untersten Schicht verläßt an der Stelle  $a$  die Unterlage und trifft bei  $b$  etwa in Höhe des ursprünglichen Abwurfpunktes wieder auf. Bis zum Beginn des zweiten Wurfes, der wieder unter dem ursprünglichen Abwurfbahnwinkel erfolgt, bleibt die Kugel auf dem Gefäßboden liegen. Der ganze Vorgang — Wurf und Auflage der Kugel — erstreckt sich also über zwei Perioden.

Bei den Fällen Ia, IIa und IIIa, Bild 12, F, G, H, sind gleichfalls Einfachwürfe zu beobachten, die sich nach jeder zweiten Periode wiederholen.

<sup>13)</sup> DRP. 681108.

<sup>14)</sup> Die Beleuchtungseinrichtung zur stroboskopischen Beobachtung besteht aus einem Projektionsapparat, der das Lichtbündel einer 500 W-Lampe durch eine umlaufende Einschlitzscheibe auf das Objekt wirft. Die Drehzahl der Scheibe kann in den Grenzen 0,4 bis 1,2 der Erregerfrequenz stufenlos geändert werden. Es besteht also die Möglichkeit, das Objekt mit Licht zu beleuchten, dessen Frequenz annähernd gleich oder halb so groß wie die Schwingmaschinenfrequenz ist („Gleich“- bzw. „Halbfrequenzbeleuchtung“).

Für Fall IIIa, bei dem Abwurf- und Auftreffstellen der untersten Kugelschicht wieder annähernd auf derselben Höhe liegen, gilt das gleiche, was bereits über Fall III erwähnt wurde. Fall IIIa wird im folgenden „Resonanz II“ genannt.

Wird die Beschleunigung größer als  $62 \text{ m/s}^2$ , so treten Unregelmäßigkeiten beim Abwerfen der Mahlkörpermasse auf. Der Wurfspalt ist nicht mehr wie bisher als einheitlich gerader waagerechter Strich sichtbar, sondern an einigen dauernd wechselnden Stellen liegen die Mahlkörper auf, während sie dicht daneben abgeworfen werden. Dieser Zustand wurde bis zu  $150 \text{ m/s}^2$  beobachtet.

Bei Versuchen mit anderen Mahlkörpern, Bodeneinsätzen und Füllhöhen blieben die stroboskopischen Beobachtungen grundsätzlich die gleichen. Auch Mischungen verschiedener Mahlkörper änderten nichts an den Erscheinungen. Mahlgut (Soda und Marmor von 80 bis  $100 \mu$  Korngröße) wurde zu denselben Wurfbewegungen angeregt wie die Mahlkörper. Dabei war es gleichgültig, ob sich Mahlgut allein oder Mahlgut und Mahlkörper zusammen im Behälter befanden.

Um festzustellen, unter welchen Bedingungen periodische Wurfbewegungen zustande kommen, wurden Versuche mit sehr kleinen Füllhöhen durchgeführt. Solange sich nur einige Kugeln im schwingenden Gefäß befinden, springen sie ohne Gesetzmäßigkeit in diesem herum. Zum Zustandekommen gleichmäßiger Wurfbewegungen ist es notwendig, daß je nach der Beschaffenheit der Mahlkörper mehr oder weniger Mahlkörperschichten

Zahlentafel 4. Abhängigkeit der kleinsten Füllhöhe von der Mahlkörperart

Mahlkörper	Korngröße mm	Kleinste Schichtzahl bzw. Füllhöhe
Glaaskugeln	1	4 Schichten
Glaaskugeln	3	5 Schichten
Glaaskugeln	7	6 bis 7 Schichten
Eisakugeln	3,5	3 Schichten
Sand	0,8 bis 1,2	2 bis 3 mm
Marmormehl	0,080 bis 0,100	2 mm

übereinander liegen. Die kleinsten Schichtzahlen bzw. Füllhöhen, bei denen gerade gleichmäßige Wurfbewegungen beobachtet werden können, sind in Zahlentafel 4 für das rechteckige Gefäß mit einem Bodeneinsatz aus Holz angegeben. Sobald die Schichtzahl die angegebenen Werte erreicht oder überschreitet, üben die Stoffkonstanten der Einzelkörner auf das Zustandekommen periodischer Wurfbewegungen keinen Einfluß mehr aus, so daß sich wahrscheinlich von hier ab die Mahlkörpermasse als Gesamtheit betrachtet, wie ein vollkommen unelastischer, plastischer Körper verhält. Die Werte in Zahlentafel 4 unterscheiden sich nur wenig von einander. Man erkennt jedoch, daß für Mahlkörper, deren Einzelkörner unregelmäßig und wenig elastisch ist, auch nur eine geringe Schichthöhe zum Einleiten periodischer Wurfbewegungen notwendig ist.

### Bewegungsvorgänge in Gefäßen verschiedener Form

#### Kreisförmige Bahnkurven; zylindrische und trogförmige Gefäße

Bei Versuchen mit zylindrischen und trogförmigen Gefäßen konnten grundsätzlich ähnliche Beobachtungen gemacht werden, wie bei dem rechteckigen Gefäß. Die Umlaufbewegung der Mahlkörpermasse verläuft auch hier

041139

im Uhrzeigersinn. Stauhöhe und Fördergeschwindigkeit erreichen wiederum in Abhängigkeit von der Beschleunigung (Amplitude gleichbleibend) bei etwa 32 m/s<sup>2</sup> (Fall III) einen Höchstwert.

Die stroboskopische Beobachtung der Wurfvorgänge ergibt, daß an jedem Punkte der Mantelfläche des trichterförmigen oder zylindrischen Gefäßes der Abwurf der Mahlkörper zu einer anderen Zeit erfolgt, so daß z. B. bei fast völlig gefülltem zylindrischen Gefäß der Wurfspalt während jeder Periode den ganzen Gefäßumfang durchläuft.

**Geradlinige Bahnkurven; rechteckige und zylindrische Gefäße**

In rechteckigen Gefäßen kommen bei geradlinig waagerechten Bahnkurven zwei Umlaufbewegungen zustande, die sehr langsam entgegengesetzt verlaufen. Bild 14a. In der Mitte des Gefäßes entsteht eine schwache Senke, an den Seitenwänden ein Stau. Wurfbewegungen sind nur an den Seitenwänden zu beobachten. Bei Beschleunigungen von etwa 20 bis 30 m/s<sup>2</sup> werden abwechselnd während jeder Periode an der linken und rechten Gefäßwand schwach keilförmige Wurfspalte sichtbar.

Ähnliche Umlaufbewegungen treten bei zylindrischen Gefäßen auf, Bild 14c. Bei stroboskopischer Beobachtung werden an der allmählich ansteigenden Mantelfläche des Gefäßes abwechselnd auf jeder Seite halbschalenförmige Wurfspalte sichtbar.

Bei geradliniger, lotrechter Bahnkurve entstehen im rechteckigen Gefäß gleichfalls zwei entgegengesetzt umlaufende Bewegungen, Bild 14b. Der Stau befindet sich diesmal in der Gefäßmitte, während an den Seitenwänden zwei Senken auftreten. Wurfbewegungen sind nur an der Bodenfläche des Gefäßes zu beobachten. Im Gegensatz zur kreisförmigen Bahnkurve erfolgt der Abwurf immer senkrecht nach oben. Die Beschleunigung, bei der Resonanz I (Fall III) zu beobachten ist, beträgt auch hier ungefähr 32 m/s<sup>2</sup>.

Die Vorgänge im zylindrischen Gefäß, Bild 14d, unterscheiden sich grundsätzlich nicht von denen im rechteckigen. Bei stroboskopischer Beleuchtung wird ein sichelförmiger Wurfspalt sichtbar. Resonanz I tritt auch hier bei einer Beschleunigung von etwa 32 m/s<sup>2</sup> ein.

**Folgerungen aus den Versuchsergebnissen**

Die Meßfehler betragen im Mittel ± 1% bei der Frequenz- und ± 2% bei der Amplitudenmessung. Bei der Abschätzung der Abwurfbahnwinkel  $\varphi_1$  und der Bahnwinkel  $\xi_1$  beträgt der Fehler etwa ± 10°.

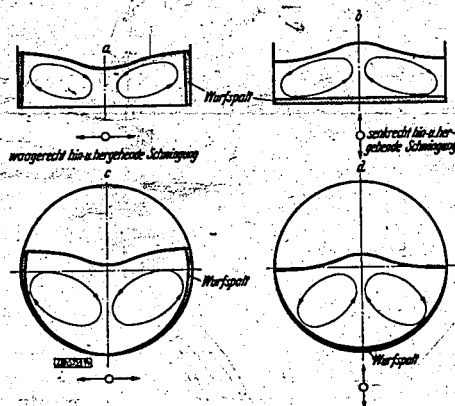


Bild 14. Einstellung und Bewegungssinn der Mahlkörper bei rechteckigen Gefäßen (Fall a und b) und bei zylindrischen Gefäßen (Fall c und d)

Da das Auftreten der kennzeichnenden Fälle und die entsprechenden stroboskopischen Beobachtungen nur von den Beschleunigungen abhängen, muß angenommen werden, daß sich jede Mahlkörpermasse — allgemein jedes Kornhaufwerk — als Ganzes betrachtet wie ein vollkommen unelastischer (plastischer) Körper verhält. Die Grenze zwischen „vollkommen unelastisch“ und „unvollkommen elastisch“ scheint dann erreicht zu werden, wenn sich eine genügend große Anzahl von Einzelkörpern im Gefäß befindet, die durch gegenseitiges Aneinanderstoßen und Reiben eine völlige Umwandlung der kinetischen Energie in eine andere Energieform ermöglicht. Damit ist die Mindestschichtzahl, die zum Zustandekommen gleichmäßiger Wurfbewegungen notwendig war, erklärlich.

Aus diesen Überlegungen folgt, daß beim Auftreten auf den Gefäßboden die kinetische Energie durch Reibung und unvollkommen elastischen Stoß innerhalb der Mahlkörpermasse aufgezehrt und größtenteils in Wärmeenergie übergeführt wird. Solange kein Mählgut vorhanden ist, geht außerdem ein kleiner Teil als Schallenergie verloren. Die Mahlkörpermasse prallt also nicht zurück, sondern nimmt nach dem Auftreffen die jeweilige Geschwindigkeit der Gefäßwände an. Bei der mathematischen Behandlung des Problems braucht man daher nur eine Wurfperiode zu betrachten und die entsprechende Geschwindigkeit an der Abwurfstelle in Rechnung zu setzen. Hierdurch gelingt es, unter Vernachlässigung des Luftwiderstandes die Beschleunigungen in Abhängigkeit der Zeitverhältnisse  $K_1$  zu berechnen und dadurch die Versuchsergebnisse zu bestätigen.

**Mathematische Betrachtungen**

**Zustandekommen der Wurfbewegungen**

Man denkt sich die Mahlkörpermasse als vollkommen unelastischen Massenpunkt  $M$  zusammengefaßt, der auf der Unterlage  $U$  aufliegt, Bild 15 A. Die Unterlage bewegt sich mit gleichförmiger Winkelgeschwindigkeit  $\omega$  auf einer kreisförmigen Bahnkurve mit dem Halbmesser  $r$ . Es soll nun untersucht werden, in welchen der vier Quadranten ein Abwerfen bzw. Lösen des Massenpunktes von der Unterlage möglich ist. Auf den Massenpunkt wirken in senkrechter Richtung die Erdschwere  $g$  und eine Komponente  $b_1$  der Beschleunigung  $r\omega^2$ :

$$b_1 = r\omega^2 \sin \varphi_1 \quad (4)$$

worin  $\varphi_1$  den Abwurfbahnwinkel bedeutet.

Damit errechnet sich der nach abwärts gerichtete Auflagedruck  $P$  des Massenpunktes von der Masse  $m$  zu:

$$P = m'g - m b_1 = m'g - m r\omega^2 \sin \varphi_1 \quad (5)$$

Abwerfen oder Lösen des Massenpunktes kann nur dann eintreten, wenn  $P$  kleiner als Null, also

$$r\omega^2 \sin \varphi_1 > g \quad \text{wird.}$$

Mißt man  $\varphi_1$  fortlaufend vom Durchgang eines Punktes der Unterlage durch den rechten Totpunkt, so ergibt sich, daß  $\sin \varphi_1$  nur im ersten und zweiten Quadranten positiv ist, im dritten und vierten dagegen negativ; infolgedessen kann nur im ersten Quadranten Abwerfen und unter Umständen im zweiten Lösen eintreten.

Setzt man in Gl. 5 den Auflagedruck  $P = 0$ , so folgt

$$r\omega^2 \sin \varphi_1 = g \quad (6)$$

Für Abwerfen im ersten Quadranten ergeben sich nach Einsetzen von  $\varphi_1 = 0^\circ$  bzw.  $\varphi_1 = 90^\circ$  in Gl. 6 folgende Grenzfälle:

$$\varphi_1 = 0^\circ; \quad r\omega^2 = \infty$$

$$\varphi_1 = 90^\circ; \quad r\omega^2 = g.$$

Für  $\varphi_1 = 90^\circ$  tritt also gerade noch kein Abwerfen der Mahlkörpermasse ein, so daß  $r\omega^2 = 9,81 \text{ m/s}^2$  einen Grenzwert darstellt.

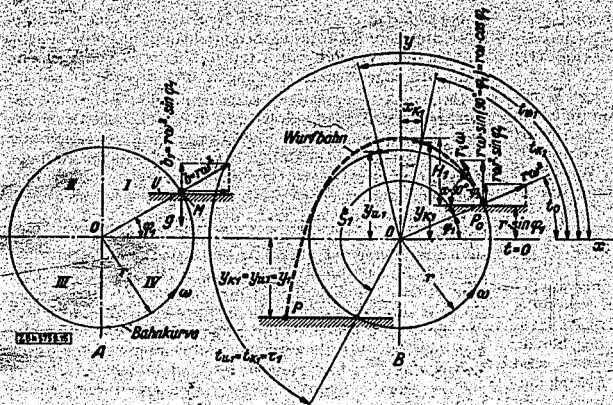


Bild 15. Zur Berechnung der Wurfbahnen

Wenn  $r\omega^2 > 9,81 \text{ m/s}^2$  ist, wird die Mahlkörpermasse von der Unterlage abgeworfen. Gl. 6 läßt erkennen, daß bei gleichbleibender Erdbeschleunigung der Sinus- und damit auch der Abwurfbahnwinkel  $\varphi_1$  mit wachsender Beschleunigung kleiner wird. Im folgenden werden nun die Vorgänge nach dem Abwurf untersucht.

**Einfachwürfe**

Bild 15B veranschaulicht schematisch, daß der Massenpunkt an der Stelle  $P_0$  unter dem Abwurfbahnwinkel  $\varphi_1$  die Unterlage verläßt und sich auf einer parabelförmigen Wurfbahn weiterbewegt. Der Abwurfwinkel  $\alpha$  ist  $90 - \varphi_1$  und die Abwurfgeschwindigkeit  $r\omega$ .

Beginnt die Zeitzählung beim Durchgang der Unterlage durch den rechten Totpunkt, so erfolgt der Abwurf zur Zeit  $t_0$ . Nach der Zeit  $t_{k1}$  betrage der senkrechte Abstand des Massenpunktes von der Abszissenachse  $y_{k1}$  und von der Ordinatenachse  $x_{k1}$ . Nach der Zeit  $t_{k1}$  sei der Abstand der Unterlage von der Abszissenachse  $y_{u1}$ .

Für den Abwurf gilt dann wieder Gl. 6.

Die Koordinaten des Massenpunktes  $y_{k1}$  und  $x_{k1}$  errechnen sich, da  $(t_{k1} - t_0)$  die Wurfzeit bedeutet, allgemein nach Wurfgesetzen zu:

$$y_{k1} = r\omega \cos \varphi_1 (t_{k1} - t_0) - \frac{g}{2} (t_{k1} - t_0)^2 + r \sin \varphi_1 \quad (7)$$

und

$$x_{k1} = r \cos \varphi_1 - r\omega \sin \varphi_1 (t_{k1} - t_0) \quad (8)$$

Führt man in Gl. 7 die aus Gl. 6 errechnete Erdbeschleunigung ein, so ergibt sich aus Gl. 7 und 8, daß die  $y$ -Achse des Koordinatensystems Parabelachse ist<sup>11)</sup>.

Der Scheitel der Parabel hat die Koordinaten:

$$y_{k1} = \frac{(r\omega)^2 \cos^2 \varphi_1}{2g} + r \sin \varphi_1 = r \left( \frac{\text{ctg} \varphi_1 \cos \varphi_1}{2} + \sin \varphi_1 \right)$$

$$x_{k1} = 0$$

Der Parabelparameter  $p$  beträgt:

$$p = r \sin \varphi_1 = \frac{g}{\omega^2} \quad (9)$$

und die größte Wurfhöhe  $H_1$  vom Abwurfpunkt  $P_0$  aus gerechnet:

$$H_1 = \frac{(r\omega)^2 \cos^2 \varphi_1}{2g} = r \left( \frac{\text{ctg} \varphi_1 \cos \varphi_1}{2} \right) \quad (10)$$

Der Abstand  $y_{u1}$  des Gefäßbodens von der  $x$ -Achse nach der Zeit  $t_{k1}$  läßt sich durch eine einfache Sinusfunktion ausdrücken:

$$y_{u1} = r \sin \omega t_{k1} \quad (11)$$

<sup>11)</sup> Die Rechenoperationen werden im Einzelnen nicht wiedergegeben, da sie sich ohne weiteres aus den fundamentalen Wurfgesetzen ableiten lassen.

Trifft der Massenpunkt wieder auf die Unterlage auf, so müssen die Abstände der Unterlage und des Massenpunktes von der Abszisse sowie die Zeiten gleich sein. Es wird dann:

$$y_{u1} = y_{k1} = y_1 \text{ und } t_{u1} = t_{k1} = t_1$$

Führt man an Stelle der Winkelgeschwindigkeit  $\omega$  die Schwingungszeit  $T$  ein ( $T = 2\pi/\omega$ ), so folgt aus den Gl. 6, 7 und 11:

$$r \sin \left( 2\pi \frac{t_1}{T} \right) = r \sin 2\pi \cos \varphi_1 \left( \frac{t_1 - t_0}{T} \right) - r \sin 2\pi^2 \sin \varphi_1 \left( \frac{t_1 - t_0}{T} \right)^2 + r \sin \varphi_1 \quad (12)$$

In Gl. 12 stellt der Ausdruck

$$\frac{t_1 - t_0}{T} = K_1$$

die bereits als Zeitverhältnis  $K_1$  bekannte Beziehung zwischen der Wurfzeit  $t_1 - t_0$  und der Schwingungszeit  $T$  dar. Aus dieser Beziehung folgt im Winkelmaß:

$$360 \frac{t_1}{T} = 360 K_1 + 360 \frac{t_0}{T} = 360 K_1 + \varphi_1$$

Somit läßt sich Gl. 12 weiter vereinfachen:

$$\sin (K_1 \cdot 360 + \varphi_1) = 2\pi K_1 \cos \varphi_1 + \sin \varphi_1 - 2\pi^2 K_1^2 \sin \varphi_1 \quad (13)$$

Löst man die linke Seite dieser Gleichung auf und dividiert durch  $\sin \varphi_1$ , so erhält man nach dem Umstellen der Glieder:

$$\text{ctg} \varphi_1 = \frac{1 - 2\pi^2 K_1^2 - \cos K_1 \cdot 360}{\sin K_1 \cdot 360 - 2\pi K_1} \quad (14)$$

Aus Gl. 14 kann man für jedes beliebige Zeitverhältnis  $K_1$  den zugehörigen Abwurfbahnwinkel  $\varphi_1$  berechnen. Man erkennt, daß für ganzzahlige Werte von  $K_1$  (1; 2; 3; 4; 5; 6 usw.) Gl. 14 weiter vereinfacht werden kann, da  $\cos K_1 \cdot 360 = 1$  und  $\sin K_1 \cdot 360 = 0$  wird. Für diese Sonderfälle lautet dann Gl. 14:

$$\text{ctg} \varphi_1 = \pi K_1 \quad (14a)$$

Es sind also theoretisch unendlich viele Fälle möglich, bei denen statistische Resonanz herrscht; sie unterscheiden sich nur dadurch, daß mit wachsendem Zeitverhältnis um so mehr Perioden während einer Wurfbewegung übersprungen werden, je größer das Zeitverhältnis wird.

Führt man nun noch Gl. 14 in Gl. 6 ein, so erhält man die Abhängigkeit der Beschleunigung von dem Zeitverhältnis  $K_1$ :

$$r\omega^2 = g \sqrt{1 + \text{ctg}^2 \varphi_1} \quad (15a)$$

$$r\omega^2 = g \sqrt{1 + \left( \frac{1 - 2\pi^2 K_1^2 - \cos K_1 \cdot 360}{\sin K_1 \cdot 360 - 2\pi K_1} \right)^2} \quad (15)$$

und für die Sonderfälle, bei denen statistische Resonanz herrscht:

$$r\omega^2 = g \sqrt{1 + (\pi K_1)^2} \quad (15a)$$

Dividiert man Gl. 15 und 15a durch  $g$ , so erkennt man, daß der Ausdruck unter der Wurzel gleich der aus der Modellmechanik bekannten Froudeschen Zahl  $Fr = r\omega^2/g$  ist.

In Bild 16 sind über dem Zeitverhältnis  $K_1$  die aus Gl. 14 berechneten Abwurfbahnwinkel  $\varphi_1$  (gestrichelte Kurve) und die aus Gl. 15 errechneten Beschleunigungen aufgetragen. Die gemessenen mittleren Beschleunigungen, Abwurfbahnwinkel und Zeitverhältnisse  $K_1$  aus Zahlen-tafel 3 sind als Maßpunkte eingetragen. Man erkennt, daß Rechnung und Versuch befriedigend übereinstimmen.

Zur besseren Veranschaulichung der Zusammenhänge sind in Bild 17 die der linken und rechten Seite der Gl. 13 entsprechenden Kurven graphisch dargestellt. Auf der Ordinate sind die Werte, die sich beim Einsetzen verschiedener  $K_1$ -Werte für  $\varphi_1 = \text{konst}$  aus beiden Gleichungsseiten errechnen, aufgetragen. Die zugehörigen Winkel

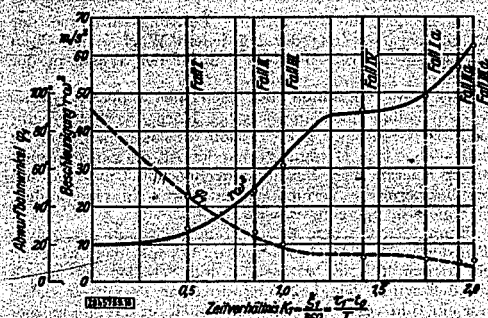


Bild 16. Einfluß des Zeitverhältnisses auf die Beschleunigung  $r\omega^2$  und den Abwurfbahnwinkel  $\varphi_1$ . Die Meßpunkte stimmen mit den berechneten Kurven recht gut überein.

$K_1 \cdot 360 + \varphi_1$  beim Einfachwurf<sup>12)</sup> sind auf der Abszisse von rechts ausgehend abgetragen.  
Für die linke Seite der Gl. 13 ergibt sich die der Bewegung der Unterlage entsprechende Sinuslinie und für die rechte Seite die der Bewegung des Massenpunktes entsprechenden parabelförmigen Kurven. Die zwei Schnittpunkte jeder parabelförmigen Kurve mit der Sinuslinie entsprechen dem Abwurf- bzw. Auftreffpunkt (Abwurf zwischen  $0^\circ$  und  $90^\circ$ ). An die einzelnen Kurven mit verschiedenen Abwurfbahnwinkeln sind die zugehörigen Zeitverhältnisse angeschrieben. Solange die Auftreffpunkte nicht auf dem dicker ausgezogenen Teil der Sinuslinie liegen, d. h. nicht über, höchstens aber auf gleicher Höhe der ursprünglichen Abwurfpunkte, sind nur Einfachwürfe zu beobachten. Alle weiteren Würfe erfolgen dann für  $K_1 = \text{const}$  unter den gleichen Abwurfbahnwinkeln. Hieraus folgt, daß Einfachwürfe in den Bereichen von  $K_1 = 0$  bis 1 und  $K_1 = 1,43$  bis 2 zu beobachten sind, die sich für  $K_1 = 0$  bis 1 nach jeder Periode, dagegen für  $K_1 = 1,43$  bis 2 nach jeder zweiten Periode wiederholen.

Bei Zeitverhältnissen zwischen 1 und 1,43 kommen Doppelwürfe zustande, die im nächsten Abschnitt noch ausführlicher behandelt werden. Für den ersten Wurf des Doppelwurfes gelten jedoch dieselben Gleichungen wie beim Einfachwurf. Damit Bild 17 nicht zu unübersichtlich würde, ist mit Ausnahme der Doppelwürfe jeweils nur eine parabelförmige Kurve eingezeichnet.

**Mehrfachwürfe**

Die Versuche mit trockenen Mahlkörpern im rechteckigen Gefäß hatten ergeben, daß bei Beschleunigungen, die größer als  $32 \text{ m/s}^2$  bzw. kleiner als  $45 \text{ m/s}^2$  sind, Doppelwürfe, d. h. während zweier Perioden abwechselnd ein großer und ein kleiner Wurf zu beobachten waren, die jedoch für  $r\omega^2 \leq 45 \text{ m/s}^2$  wieder in Einfachwürfe übergingen. Im folgenden soll nun untersucht werden, unter welchen Bedingungen Mehrfachwürfe zustande kommen und wann der Massenpunkt beispiels-

<sup>12)</sup> Für den Doppelwurf, der später behandelt wird, sind zur Darstellung des zweiten Wurfes, ähnlich wie beim Einfachwurf, auf der Ordinate die Werte aus Gl. 13 und auf der Abszisse die zugehörigen Winkel  $K_1 \cdot 360 + \varphi_1$  abgetragen.  $K_1$  ist das Zeitverhältnis für den kleineren Wurf beim „Doppelwurf“; der zugehörige Abwurfbahnwinkel ist  $\varphi_1$ .

weise nach dem zweiten Wurf wieder auf die Unterlage zurückfällt. Weiter oben wurde gezeigt, daß im ersten Quadranten Abwerfen und im zweiten unter Umständen Lösen des Massenpunktes von der Unterlage möglich ist, wenn  $r\omega^2 \sin \varphi_1 > g$  wird. Bezeichnet man beim Mehrfachwurf den Abwurfbahnwinkel des zweiten Wurfes mit  $\varphi_2$  und mißt ihn vom Durchgang der Unterlage durch den rechten Totpunkt vor Beginn des ersten Wurfes, so wird, da  $K_1$  das Zeitverhältnis für den ersten Wurf bedeutet:

$$\varphi_2 = K_1 \cdot 360 + \varphi_1 \quad (16)$$

Wird nun z. B. in bestimmten Fällen:

$$g = r\omega^2 \sin \varphi_1 = r\omega^2 \sin \varphi_2$$

$$\sin \varphi_2 = \sin (K_1 \cdot 360 + \varphi_1) \quad (17)$$

so folgt, daß für  $K_1 = 1; 2; 3; 4$  usw. gerade noch kein Mehrfachwurf zu beobachten ist, da alle Würfe unter den gleichen Abwurfbedingungen erfolgen.

Wird dagegen:  $g = r\omega^2 \sin \varphi_1 < r\omega^2 \sin \varphi_2$

$$\sin \varphi_2 < \sin (K_1 \cdot 360 + \varphi_1) \quad (18)$$

so kommen Mehrfachwürfe zustande, da die Abwurfbedingungen bei beiden Würfen verschieden sind.

Die Mehrfachwürfe können nur dann wieder in Einfachwürfe übergehen, wenn erneut Gl. 17 erfüllt wird. Da dies nur im zweiten Quadranten möglich ist, folgt:

$$\sin K_1 \cdot 360 = \sin 2\varphi_1$$

Die Summe der Abwurfbahnwinkel beträgt dann

$$\varphi_1 + \varphi_2 = z \cdot 360$$

oder

$$K_1 \cdot 360 + 2\varphi_1 = z \cdot 360 \quad (19)$$

Es gilt daher:  $\varphi_1 = 180(z - K_1)$ .  
Der Faktor  $z$  muß, damit die Voraussetzung des Auftreffens im zweiten Quadranten erfüllt ist, Werte von 1,5; 2,5; 3,5; 4,5 usw. annehmen. Er gibt an, ob der Übergang vom Mehrfachwurf zum Einfachwurf für ein Zeitverhältnis  $K_1 < 1,5; 2,5; 3,5; 4,5$  usw. gilt.  $K_1$  kann für beliebige Werte von  $z$  berechnet werden, wenn man Gl. 17 in die linke Seite der Gl. 13 einsetzt. Es wird dann:

$$\sin \varphi_1 = 2\pi K_1 \cos \varphi_1 + \sin \varphi_1 (1 - 2\pi^2 K_1^2)$$

$$\text{ctg } \varphi_1 = \pi K_1 \quad (20)$$

Dies ist die gleiche Formel, wie sie bereits früher für ganzzahlige Zeitverhältnisse abgeleitet wurde (vgl. Gl. 14a). Entwickelt man  $\text{ctg } \varphi_1$  in eine Reihe:

$$\text{ctg } \varphi_1 = \pi K_1 = \frac{1}{\varphi_1} - \frac{1}{3} \varphi_1 \dots$$

und setzt den aus Gl. 19 errechneten Ausdruck für  $\varphi_1$

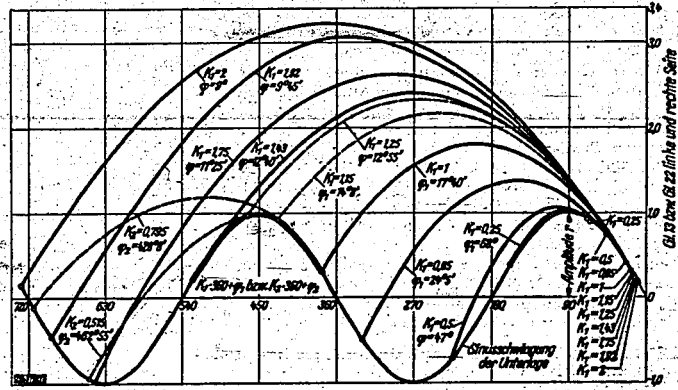


Bild 17. Darstellung der Einfachwürfe (ausgezogene Kurven) und Doppelwürfe (gestrichelte Kurven) für verschiedene Zeitverhältnisse  $K_1$  bzw.  $K_2$ . Die beiden Schnittpunkte jeder parabelförmigen Kurve mit der Sinuslinie entsprechen dem Abwurf- bzw. Auftreffpunkt.



im Bogenmaß ein, so ergibt sich bei Berücksichtigung der ersten beiden Glieder:

$$\pi K_1 = \frac{1}{\pi(z - K_1)} \cdot \frac{\pi(z - K_1)}{3}$$

Durch Umformen erhält man eine quadratische Gleichung, aus der  $K_1$  für  $z = 1,5; 2,5; 3,5; 4,5$  usw. berechnet werden kann:

$$K_1 = \frac{z}{4} \pm \sqrt{\frac{9}{16} z^2 - \frac{3}{2} z} \quad (21)$$

Reell sind nur die positiven Werte für  $K_1$ , z. B. nimmt für  $z = 1,5; 2,5; 3,5$   $K_1$  die Werte 1,43; 2,45; 3,47 an. ( $K_1 = 1,42$  wurde experimentell beobachtet [Fall IV]).

Mehrfachwürfe sind daher in Bereichen von  
 $1 < K_1 < 1,43$ ,  $32,4 < r\omega^2 < 45 \text{ m/s}^2$   
 $2 < K_1 < 2,45$ ,  $62,3 < r\omega^2 < 76,5 \text{ m/s}^2$   
 $3 < K_1 < 3,47$ ,  $93 < r\omega^2 < 107,2 \text{ m/s}^2$  usw.

zu beobachten, Einfachwürfe in Bereichen von  
 $K_1 = 0$  bis 1,  $r\omega^2 = 9,81$  bis  $32,4 \text{ m/s}^2$ ,  $p = 1$   
 $K_1 = 1,43$  „ 2,  $r\omega^2 = 45$  „  $62,3 \text{ m/s}^2$ ,  $p = 2$   
 $K_1 = 2,45$  „ 3,  $r\omega^2 = 76,5$  „  $93 \text{ m/s}^2$ ,  $p = 3$  usw.

Der Faktor  $p$  gibt an, nach wieviel Perioden sich die Einfachwürfe wiederholen. Um zu untersuchen, wieviel verschiedene Würfe (Mehrfachwürfe) nacheinander beispielsweise im Bereich von  $K_1 = 1$  bis 1,43 zu beobachten sind, würde für fünf aufeinanderfolgende Würfe das zu jedem Wurf gehörige Zeitverhältnis graphisch ermittelt. Ähnlich wie durch graphische Darstellung der linken und rechten Seite der Gl. 13 die Zeitverhältnisse  $K_1$  gefunden werden können, kann man auch für die Mehrfachwürfe die Zeitverhältnisse der einzelnen Würfe nacheinander ermittelt. Entsprechend Gl. 13 lautet dann beispielsweise die Gleichung zur Ermittlung des Zeitverhältnisses  $K_1^{(1)}$

$$\sin(K_1 \cdot 360 + \varphi_1) = 2\pi K_1 \cos \varphi_1 + \sin \varphi_1 - 2\pi^2 K_1^2 \sin \varphi_1 \quad (22)$$

In dieser Gleichung ist der Abwurfbahnwinkel  $\varphi_1$  durch den ersten Wurf gegeben. Da auch das Zeitverhältnis  $K_1$  durch den ersten Wurf gegeben ist, kann aus Gl. 16 der Abwurfbahnwinkel  $\varphi_1$  berechnet werden. Stellt man die linke und rechte Seite der Gl. 22 graphisch dar, so läßt sich das Zeitverhältnis  $K_1$  ähnlich wie früher beschrieben, aus dem Schnittpunkt der Sinuslinie mit der parabolähnlichen Kurve (Auftrittspunkt) für den zweiten Wurf ermitteln.

Für alle folgenden Würfe (3., 4. und 5. Wurf) mit den Abwurfbahnwinkeln  $\varphi_2, \varphi_3$  und  $\varphi_4$  ergeben sich die Zeitverhältnisse  $K_2, K_3, K_4$  ganz entsprechend. Das Ergebnis läßt erkennen, daß zwischen  $K_1 = 1$  und  $K_1 = 1,1$  ein Unstetigkeitsbereich liegt, da beispielsweise der für den ersten Wurf errechnete Wert  $K_1 = 1,05$  bei den folgenden Würfen nie wieder erreicht wird. Da jedoch beim zweiten und vierten bzw. dritten und fünften Wurf die Zeitverhältnisse gleich groß sind ( $K_2 = K_4 = 0,972$ ;  $K_3 = K_5 = 1,028$ ), liegt für jeden Wert von  $1 < K_1 < 1,43$  Doppelwurf vor; die Rechnung stimmt also mit den früheren Beobachtungen überein. Andere Bereiche, in denen entsprechend der obigen Betrachtung Mehrfachwürfe zu erwarten sind, wurden nicht untersucht, da sie nur von theoretischem Interesse sind.

In Bild 17 sind gestrichelt zwei Beispiele für den Doppelwurf mit den Zeitverhältnissen  $K_1 = 1,15$ ,  $K_2 = 0,795$  und  $K_1 = 1,25$ ,  $K_2 = 0,515$  dargestellt. Solange die Mahlkörper in dem auf der Sinuslinie dick ausgezeichneten Bereich auftreten, ist Doppelwurf zu beobachten. Die Würfe mit gleichem Zeitverhältnis wiederholen sich nach zwei Perioden. Dabei bleibt der Massenpunkt nach dem zweiten, kleineren Wurf um so länger auf der Unterlage liegen, je kleiner das Zeitverhältnis  $K_1$  ist.

#### Leistungsaufnahme der Mahlkörpermasse bei geradlinig lotrechten Bahnkurven

Nachdem der Einfluß der Beschleunigung auf die Wurfbewegungen der Mahlkörpermasse untersucht wurde, soll

<sup>19)</sup> Es wird davon abgesehen, die ganze Ableitung wiederzugeben, da sie sich grundsätzlich nicht von den Betrachtungen beim Einfachwurf unterscheidet.

im folgenden die theoretische Leistungsaufnahme der Mahlkörpermasse aus der bei jedem Wurf umgesetzten kinetischen Energie und der Anzahl der Würfe in der Zeiteinheit berechnet werden.

Durch die Annahme, daß sich die Mahlkörpermasse wie ein vollkommen unelastischer Körper verhält, ergibt sich auf Grund der Gesetze vom unelastischen Stoß<sup>20)</sup>, daß solange kein Mahlgut vorhanden ist, die ganze mechanische Energie beim Zusammentreffen von Unterlage und Mahlkörpermasse vernichtet und damit in eine andere Energieform übergeführt wird.

Beim tatsächlichen Mahlvorgang geht nun der größte Teil der mechanischen Energie in Wärme über, während ein kleiner Teil in Mahlarbeit und Schallenergie umgewandelt wird. Die Leistungsaufnahme vermittelt daher nur ein Bild von der in der Zeiteinheit an die Mahlkörper übertragenen Energie, ohne etwas über die Aufteilung dieser Energie in Mahlarbeit, Wärme und Schall aussagen zu können.

Bezeichnet man bei geradlinig lotrechter Bahnkurve die Geschwindigkeit der vollkommen unelastisch gedachten Mahlkörpermasse im Augenblick des Auftreffens auf die Unterlage mit  $v_1$  und die Eigengeschwindigkeit der Unterlage mit  $v_2$ , so errechnet sich, wenn  $m$  die Masse aller Mahlkörper bedeutet, ganz allgemein die Arbeit für einen Wurf zu:

$$E = \frac{m}{2} (v_1 - v_2)^2 \quad (23)$$

wobei  $v_1 - v_2$  die Relativgeschwindigkeit zwischen Unterlage und Mahlkörpermasse bedeutet.

Erfolgen in der Zeiteinheit  $F$  Würfe, so beträgt die Leistungsaufnahme der Mahlkörpermasse:

$$L = \frac{m}{2} (v_1 - v_2)^2 \cdot F \quad (24)$$

Die Berechnung der Leistungsaufnahme ist für geradlinig lotrechte Bahnkurven verhältnismäßig einfach durchzuführen, da in diesem Fall nur die senkrechten Geschwindigkeitskomponenten der Mahlkörpermasse und des Gefäßbodens im Auftreffpunkt berücksichtigt werden müssen. Bei kreisförmig schwingenden Gefäßen gehen außerdem noch die waagerechten Geschwindigkeitskomponenten, deren Größe von der Reibungszahl der Mahlkörpermasse auf der Unterlage abhängt, mit in die Rechnung ein. Da die Reibungszahl nicht bekannt ist, kann auch über die Größe der waagerechten Geschwindigkeitskomponente nichts ausgesagt werden.

#### Einfachwürfe

Da die bereits abgeleiteten Beziehungen (s. Gl. 15 bzw. 15a) zwischen der Beschleunigung  $r\omega^2$  und dem Zeitverhältnis  $K_1$  sowohl für kreisförmige als auch geradlinig lotrechte Bahnkurven gelten, errechnet sich im Anschluß an die früheren Betrachtungen die Geschwindigkeit  $v_{k1}$  der Mahlkörpermasse in senkrechter Richtung im Augenblick des Zusammentreffens mit der Unterlage wie folgt:

$$v_{k1} = r\omega \cos \varphi_1 - g(\tau_1 - t_0)$$

Setzt man

$$g = r\omega^2 \sin \varphi_1, \quad \frac{\tau_1 - t_0}{T} = K_1 \text{ und } \omega = 2\pi/T$$

so wird  $v_{k1} = r\omega (\cos \varphi_1 - 2\pi K_1 \sin \varphi_1)$  . . . (25)

Die Geschwindigkeit der Unterlage beträgt in senkrechter Richtung im gleichen Augenblick:

$$\begin{aligned} v_{u1} &= r\omega \cos \omega \tau_1 \\ \omega \tau_1 &= K_1 \cdot 360 + \varphi_1 \text{ gesetzt wird,} \\ v_{u1} &= r\omega \cdot \cos(K_1 \cdot 360 + \varphi_1) \end{aligned} \quad (26)$$

<sup>20)</sup> Es wird vereinfachend angenommen, daß die Masse des schwingenden Systems gegenüber der Mahlkörpermasse groß ist, so daß also die Formeln nur für diesen Idealfall Gültigkeit besitzen. Ist diese Voraussetzung nicht erfüllt, so wird entsprechend dem Massenverhältnis, je nach der Bauart des schwingenden Systems und dem Schwingungszustand der Mahlkörper ein mehr oder weniger großer Ungleichförmigkeitsgrad auftreten, dessen Größe jedoch im voraus nicht rechnermäßig zu bestimmen ist.

Setzt man  $v_{21}$  und  $v_{11}$  aus Gl. 25 und 26 in Gl. 23 ein, so folgt:

$$E_1 = \frac{m r^2 \omega^2}{2} [\cos(K_1 \cdot 360 + \varphi_1) - \cos \varphi_1 + 2\pi K_1 \sin \varphi_1] \quad (27)$$

Nach Auflösen dieser Gleichung, Division beider Seiten durch  $\sin^2 \varphi_1$  und Einsetzen von  $g = r\omega^2 \sin \varphi_1$  erhält man:

$$E_1 = \frac{m g^2}{2 \omega^2} [\operatorname{ctg} \varphi_1 (\cos K_1 \cdot 360 - 1) - \sin K_1 \cdot 360 + 2\pi K_1] \quad (28)$$

Da  $\operatorname{ctg} \varphi_1$  nach Gl. 14 nur von  $K_1$  abhängig ist, kann man bei bekanntem  $m$ ,  $g$  und  $\omega$  für jedes Zeitverhältnis  $K_1$  die Arbeit für einen Wurf berechnen. Zur Berechnung der Leistungsaufnahme muß Gl. 28 noch mit dem Faktor  $F$  multipliziert werden. Entsprechend den früheren Betrachtungen wird der Faktor  $F$  bei einem Zeitverhältnis zwischen 0 und 1 gleich der Frequenz  $f$  der Unterlage:

$$F = f = \omega / 2\pi = 1/T$$

Da sich nun in den Bereichen  $K_1 = 1,43$  bis  $2$ ,  $K_1 = 2,45$  bis  $3$ ,  $K_1 = 3,47$  bis  $4$  usw. die Einfachwürfe erst nach jeder zweiten, dritten oder vierten Periode wiederholen, muß sich der Faktor  $F$  bei gleichbleibender Winkelgeschwindigkeit um einen dimensionslosen Faktor  $p$ , der obiger Tatsache Rechnung trägt, verkleinern. Es wird dann:

$$F = \omega / 2\pi p$$

wobei  $p$  für die einzelnen Bereiche von  $K_1$  die weiter oben angegebenen Werte annimmt.

Nach der Multiplikation der Gl. 28 mit  $F$  wird zwecks Vereinfachung der Faktor  $p$  in die eckige Klammer genommen und der ganze Ausdruck gleich einer dimensionslosen Kennzahl  $C_1$  gesetzt:

$$C_1 = \frac{\operatorname{ctg} \varphi_1 (\cos K_1 \cdot 360 - 1) - \sin K_1 \cdot 360 + 2\pi K_1}{p} \quad (29)$$

Da  $\omega = 2\pi f$  und das Mahlkörpergewicht  $G = mg$  ist, folgt weiter:

$$L_1 = \frac{Gg}{8\pi^2 f} [C_1] = 12,45 \frac{G}{f} [C_1] \text{ cm} \cdot \text{kg/s} \quad (30)$$

Da nun für  $C_1 = \text{konst}$  auch  $r\omega^2 = \text{konst}$  ist, muß mit wachsender Frequenz  $f$  die Amplitude  $r$ , die sich nach Gl. 6a zu

$$r = \frac{g}{\omega^2} \sqrt{1 + \operatorname{ctg}^2 \varphi_1} = \frac{g}{4\pi^2 f^2} \sqrt{1 + \operatorname{ctg}^2 \varphi_1} \text{ berechnet,}$$

kleiner werden. Führt man in Gl. 30 an Stelle der Frequenz  $f$  die Amplitude  $r$  ein, so folgt:

$$L_1 = \frac{G \cdot \sqrt{g \cdot r}}{4\pi} \left[ \frac{C_1}{\sqrt{1 + \operatorname{ctg}^2 \varphi_1}} \right] = 2,5 \cdot G \sqrt{r} [C_1] \cdot \frac{\text{cm} \cdot \text{kg}}{\text{s}} \quad (31)$$

Setzt man den Ausdruck in der eckigen Klammer gleich einer dimensionslosen Kennzahl  $C_2$ , so ist  $C_2$  wiederum nur von dem Zeitverhältnis  $K_1$  abhängig, da  $\operatorname{ctg} \varphi_1$  durch Gl. 14 gegeben ist. Für  $C_2 = \text{konst}$ ,  $g = \text{konst}$  und  $G = \text{konst}$  wächst die Leistungsaufnahme mit der Quadratwurzel aus der Amplitude, wobei die Frequenz entsprechend Gl. 6a kleiner wird.

#### Mehrfachwürfe

Bei Mehrfachwürfen kann die Energie für den ersten Wurf wie beim Einfachwurf mit Hilfe der Gl. 27 errechnet werden. Für den zweiten Wurf ist der entsprechende Abwurfbahnwinkel  $\varphi_2$  und das Zeitverhältnis  $K_2$  in Gl. 27 einzusetzen. Es folgt dann ähnlich wie beim Einfachwurf<sup>21)</sup>:

$$E_2 = \frac{m r^2 \omega^2}{2} [\cos(K_2 \cdot 360 + \varphi_2) - \cos \varphi_2 + 2\pi K_2 \sin \varphi_2] \quad (32)$$

In dieser Gleichung ist der Abwurfbahnwinkel  $\varphi_2$  durch den ersten Wurf gegeben. Da auch das Zeitverhältnis  $K_1$

<sup>21)</sup> Die Ableitung wird in gekürzter Form wiedergegeben, da sie sich grundsätzlich von den Betrachtungen beim Einfachwurf nicht unterscheidet.

durch den ersten Wurf gegeben ist, kann aus Gl. 16 der Abwurfbahnwinkel  $\varphi_2$  errechnet werden. Das Zeitverhältnis  $K_2$  muß man, wie bereits früher erwähnt, graphisch ermitteln. In ähnlicher Weise, wie in Gl. 32 angedeutet, kann für jeden weiteren Wurf die Energie nach Einsetzen der entsprechenden Zeitverhältnisse und Abwurfbahnwinkel berechnet werden.

Für den Doppelwurf errechnet sich die Gesamtenergie aus der Summe der Energien für den ersten und zweiten Wurf zu:

$$E_{1,2} = \frac{m r^2 \omega^2}{2} [\cos(K_1 \cdot 360 + \varphi_1) - \cos \varphi_1 + 2\pi K_1 \sin \varphi_1]^2 + [\cos(K_2 \cdot 360 + \varphi_2) - \cos \varphi_2 + 2\pi K_2 \sin \varphi_2]^2 \quad (33)$$

Setzt man in dieser Gleichung für den Abwurfbahnwinkel  $\varphi_2 = K_2 \cdot 360 + \varphi_1$  ein, dividiert die ganze Gleichung durch  $\sin^2 \varphi_1$  und setzt dann  $\sin \varphi_1 = g/r\omega^2$ , so ergibt sich schließlich:

$$E_{1,2} = \frac{m g^2}{2 \omega^2} [\operatorname{ctg} \varphi_1 (\cos K_1 \cdot 360 - 1) - \sin K_1 \cdot 360 + 2\pi K_1]^2 + [\operatorname{ctg} \varphi_1 (\cos(K_1 + K_2) \cdot 360 - \cos K_1 \cdot 360) - \sin(K_1 + K_2) \cdot 360 + \sin K_1 \cdot 360 + 2\pi K_2]^2 \quad (34)$$

Man multipliziert diese Gleichung mit  $F = \frac{\omega}{2\pi p}$  (wobei  $p = 2$  für  $1 < K_1 < 1,43$ ) und setzt den Quotient aus dem Ausdruck in der großen eckigen Klammer und  $p$  gleich einer dimensionslosen Kennzahl  $C_1$ . Entsprechend Gl. 30 und 31 beträgt dann die Leistungsaufnahme beim Doppelwurf:

$$L_{1,2} = \frac{Gg}{8\pi^2 f} [C_1] = 12,45 \frac{G}{f} [C_1] \text{ cm} \cdot \text{kg/s} \quad (35)$$

$$(36)$$

$$L_{1,2} = \frac{G \sqrt{g \cdot r}}{4\pi} \left[ \frac{C_1}{\sqrt{1 + \operatorname{ctg}^2 \varphi_1}} \right] = 2,5 \cdot G \sqrt{r} [C_1] \text{ cm} \cdot \text{kg/s}$$

Stellt man die dimensionslosen Kennzahlen  $C_1$  und  $C_2$  in Abhängigkeit des Zeitverhältnisses für einen Bereich von  $K_1 = 0$  bis  $2$  dar, so ergeben sich zwei zusammenhängende Kurven, Bild 18. Die  $C_1$ -Kurve gilt für  $f = \text{konst}$  (Amplitude nach Gl. 6a veränderlich) und die  $C_2$ -Kurve für  $r = \text{konst}$  (Frequenz nach Gl. 6a veränderlich). Aus dem Kurvenverlauf ist die Abhängigkeit der Leistungsaufnahme von dem Zeitverhältnis  $K_1$  ( $K_2 = f(K_1)$ ) zu erkennen. Für  $K_1 = 1$  (Resonanz I) und  $K_1 = 2$  (Resonanz II) erreichen die Kennzahlen und somit auch die Leistungsaufnahmen Höchstwerte, während sie für  $K_1 = 1,43$  gleich Null werden. Es erscheint also zweckmäßig, eine Schwingmühle in der Nähe der Resonanz I oder Resonanz II zu betreiben, wenn man eine große Leistungsaufnahme wünscht.

Da mit wachsender Beschleunigung die Verluste in den Lagern und sonstigen Maschinenteilen schnell zunehmen, und gleichzeitig die Lebensdauer der Maschine infolge der größeren Beanspruchungen verringert wird, erscheint es zweckmäßig, die Mühle in Resonanz I zu betreiben. Um bei Resonanz I annähernd dieselbe Leistungsaufnahme und Energie je Wurf wie bei Resonanz II zu erhalten, braucht man bei Resonanz I nur die Amplitude um das Doppelte zu vergrößern und die Frequenz entsprechend zu verkleinern, wie Zahlentafel 5 an zwei Beispielen veranschaulicht, bei denen als Mahlkörpergewicht 1 kg angenommen wurde.

Wie bereits erwähnt wurde, ist die Berechnung der Leistungsaufnahme bei kreisförmigen Bahnkurven ohne Kenntnis der Reibungszahl zwischen Mahlkörpermasse und Gefäßboden nicht möglich. Man kann jedoch annehmen, daß die Leistungsaufnahme bei kreisförmiger Bahnkurve infolge der horizontalen Geschwindigkeitskomponenten größer ist als bei geradlinig lotrechten Bahnkurven.

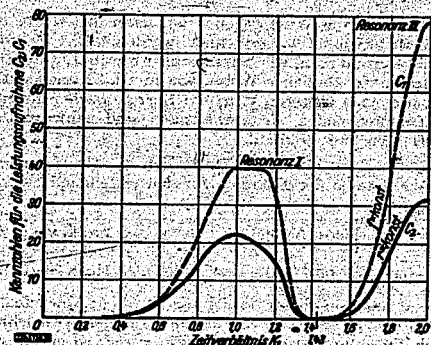


Bild 18. Kennzahlen  $C_1$ ,  $C_2$  für die Leistungsaufnahme in Abhängigkeit vom Zeitverhältnis  $K$ . (Vgl. Gl. 30, 31, 35, 36)

Für die Kennzahl  $C_1$  wird die Frequenz  $f$  konstant gesetzt. Für die Kennzahl  $C_2$  die Amplitude  $r$ .

**Trockenmahversuche**

Um den Einfluß der Beschleunigung bei gleichbleibender Amplitude auf die Zerkleinerung zu untersuchen, wurden Trockenmahversuche mit Marmormehl im rechteckigen Gefäß bei geradlinig lotrechten und kreisförmigen Bahnkurven durchgeführt und durch Siebanalyse ausgewertet. Der Rückstand auf den einzelnen Sieben in Prozent der aufgegebenen Gutmenge ist in Bild 19 und 20 über der lichten Maschenweite der Prüfsiebe aufgetragen, wobei der Übersichtlichkeit halber durch die Meßpunkte für das Ausgangsmaterial keine Kurven gelegt wurden.

Das rechteckige Gefäß war 35 mm hoch mit Glaskugeln von 3 mm Dmr. gefüllt und die Mahlgutmenge so bemessen, daß 0,15 kg Marmor auf 1 kg Mahlkörper entfielen. Marmormehl und Mahlkörper wurden gut durchmischt in das Gefäß gefüllt und bei jedem Versuch 20 Minuten lang gemahlen. Die Amplitude betrug bei allen Versuchen im Mittel 1,65 mm.

Aus den Ergebnissen geht hervor, daß sowohl bei geradlinig lotrechter als auch bei kreisförmigen Bahnkurven die Zerkleinerung für  $r\omega^2 = 32 \text{ m/s}^2$  ( $K_1 = 1$ ) und  $r\omega^2 = 38 \text{ m/s}^2$  ( $K_1 = 1,1$ ) annähernd gleich ist. Dasselbe gilt für  $r\omega^2 = 14 \text{ m/s}^2$  ( $K_1 = 0,5$ ) und  $r\omega^2 = 45 \text{ m/s}^2$  ( $K_1 = 1,43$ ). Für die beiden ersten Beschleunigungen ist die Zerkleinerung wesentlich besser als bei den letztgenannten, was an der Verschiebung der Höchstwerte der

Zahlentafel 5. Abhängigkeit der Leistungsaufnahme und Arbeit je Wurf von der Beschleunigung

Beschleunigung $r\omega^2$ m/s <sup>2</sup>	Frequenz 1/s	Amplitude $r$ cm	Anzahl $F$ der Würfe je s	Arbeit $E_1$ je Wurf cmkg	Leistungsaufnahme $\Delta$ cmkg/s
32,4 (Resonanz I)	28,6	0,10	28,6	0,61*	17,4*
62,3 (Resonanz II)	58,0	0,05	28,0	0,627*	17,6*

\* für 1 kg Mahlkörper

Kornverteilungskurven nach kleineren Korngrößen hin zu erkennen ist.

Qualitativ stimmen die Versuchsergebnisse bei geradlinig lotrechten Bahnkurven mit den theoretischen Betrachtungen über die Leistungsaufnahme der Mahlkörpermasse überein; denn sowohl die theoretische Leistungsaufnahme als auch die Zerkleinerung sind für Zeitverhältnisse  $K_1 = 0,5$  und  $K_1 = 1,43$  schlechter als für  $K_1 = 1$  und  $K_1 = 1,1$ .

Bei allen Versuchen mit kreisförmigen Bahnkurven ist der Anteil an feinerem Korn etwas größer als bei denjenigen mit geradlinig lotrechten Bahnkurven. Hieraus folgt, daß die Zerkleinerung durch Anwendung kreisförmiger Bahnkurven verbessert wird.

**Zusammenfassung**

Beobachtungen an trocken arbeitenden Schwingmühlen zeigten, daß den Wurfbewegungen des Mahlgutes bei kreisförmigen Bahnkurven eine Umlaufbewegung der Mahlkörpermasse — ähnlich dem Röhrmühlenvorgang — überlagert ist. Einzelne, vor allem größere Mahlkörper in der Nähe der Gefäßwänden drehen sich um ihre eigene Achse. Bei Betrachtung des gesamten Gefäßinhaltes können bei bestimmten Beschleunigungen kennzeichnende Einstellungen der Mahlkörpermasse beobachtet werden. Die Umlaufbewegung ist, gleiche Amplitude und Frequenz vorausgesetzt, um so stärker, je größer die Reibungszahl zwischen der untersten Mahlkörperschicht und der Unterlage ist. Ändert man die Amplitude bei gleichbleibender Beschleunigung, so vergrößert sich die Umlaufbewegung der Mahlkörpermasse annähernd proportional der Geschwindigkeit  $r\omega$ .

Da nun bei jeder Schwingmühle eine möglichst lothafte Umlaufbewegung zur Erzielung einer innigen Mischung von Mahlkörpern und Mahlgut erwünscht ist, wird man zweckmäßig kreisförmige Bahnkurven mit großen Amplituden wählen und die Kreisfrequenz  $\omega$  so einstellen, daß  $r\omega^2 = 32 \text{ m/s}^2$  wird. Geradlinige Bahnkurven in senk-

rechter oder waagerechter Richtung bewirken nur schwache Umlaufbewegungen der Mahlkörpermasse.

Diastroboskopische Beobachtung, der dem waagerechten Gefäßboden nahen Mahlkörper läßt erkennen, daß bei kreisförmigen und geradlinig lotrechten Bahnkurven das Verhältnis der Wurfzeit der Mahlkörper zur Schwingungszeit des Gefäßes (Zeitverhältnis) nur von der Beschleunigung abhängt, wenn die Erdbeschleunigung gleichbleibend ist, so daß also die Größe der Froudeschen Zahl die Vorgänge ganz

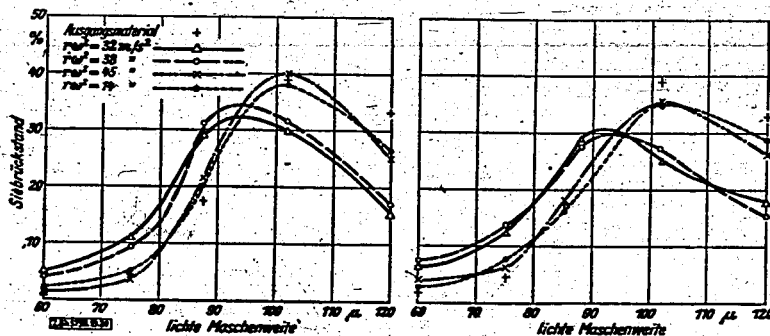


Bild 19. Geradlinig lotrechte Bahnkurve

Bild 20. Kreisförmige Bahnkurve

Bild 19 und 20. Siebanalysen von Trockenmahversuchen im rechteckigen Modellgefäß  
Mahlgut = 0,15 kg Marmormehl je kg Mahlkugeln. Mahlkugeln = 3 mm Dmr., Glas  
Mahldauer = 20 min. Amplitude = 1,65 mm

allgemein kennzeichnet. Da alle Beobachtungen unabhängig von den Stoffkonstanten der Mahlkörpermassen sind, kann angenommen werden, daß sich jedes Kornhaufwerk von bestimmter Schichthöhe an wie ein vollkommen unelastischer, plastischer Körper verhält.

Diese Annahme ermöglicht es, die Versuchsergebnisse mathematisch zu bestätigen und die theoretische Leistungsaufnahme der Mahlkörpermasse für den einfachen Fall geradlinig lotrechter Bahnkurven zu berechnen. Die theoretische Leistungsaufnahme der Mahlkörpermasse erreicht jeweils bei ganzzahligen Zeitverhältnissen einen Höchstwert, während sie für bestimmte Zeitverhältnisse null wird. Trockenmahlvorgänge mit Marmormehl bestätigten qualitativ diese Erkenntnisse.

Ist nun z. B. durch das Zeitverhältnis  $K_1 = 1$  die Beschleunigung  $\omega^2 = 32 \text{ m/s}^2$  bestimmt, so ergeben sich zum Betreiben der Mühle noch unendlich viele Möglichkeiten, die von der Wahl der Amplitude bzw. der Frequenz ab-

hängen. Da die theoretische Leistungsaufnahme bei  $\omega^2 = \text{konst}$  mit der Quadratwurzel aus der Amplitude (Gl. 31) und die bei jedem Wurf frei werdende kinetische Energie proportional der Amplitude wächst, vergrößern sich auch die die eigentliche Zerkleinerung bewirkenden Scher- und Druckkräfte, welche im Augenblick des Zusammentreffens von Gefäßwand und Mahlkörpermasse entstehen, mit wachsender Amplitude. Die Häufigkeit, mit der die Scher- und Druckkräfte in der Zeiteinheit wirksam werden, verringert sich jedoch mit wachsender Amplitude, da die Frequenz entsprechend der Gleichung  $\omega = \sqrt{\text{konst}/r}$  kleiner wird. Hieraus folgt, daß man die Amplitude zweckmäßig nur so groß wählt, daß die Scher- und Druckkräfte gerade ausreichen um eine Zerkleinerung des Gutes herbeizuführen. Obwohl eine genaue Bestätigung dieser Überlegung erst durch weitere Versuche erhalten werden kann, scheint es durchaus möglich, für bestimmte Mahlgüter bei  $\omega^2 = \text{konst}$  kennzeichnende Amplituden zu finden, bei denen die Mahlleistung am günstigsten ist. [Bh 5759]

18140

04120

II. Teil

**Untersuchung von nass arbeitenden Schwingmühlen**

## Untersuchung von naß arbeitenden Schwingmühlen Beitrag zur Klärung des Schwingmahlvorganges

Von D. Bachmann VDI, Frankfurt a. M./Höchst

Eine kürzlich veröffentlichte Arbeit<sup>1)</sup> brachte einen Beitrag zur Klärung der Bewegungsvorgänge in trocken arbeitenden Schwingmühlen. Da in vielen Fällen mit der Schwingmühle naß gemahlen wird, wurden Versuche an Modellgefäßen und zwei Betriebsmühlen durchgeführt, die mit Mahlkörpern und Flüssigkeit gefüllt waren. Nachfolgend wird über die Versuchsergebnisse berichtet. Zunächst konnte die Leistungsaufnahme der Mahlkörpermasse in Abhängigkeit von den verschiedenen Betriebsbedingungen gemessen werden. Eine aus den Versuchsergebnissen hergeleitete Formel gestattet überschläglich, die Motorleistung einer naß arbeitenden Mühle im voraus zu berechnen. Naßmahlvorgänge mit Marmormehl zeigen weiterhin die Abhängigkeit der Oberflächenzunahme von den Betriebsdaten und bestätigen die Brauchbarkeit eines Sedimentationsverfahrens zur schnellen Bestimmung des mittleren Teilchendurchmessers bzw. der mittleren Oberfläche von Marmormehl. Aus einem Vergleichsversuch mit einer Kugelmühle folgt, daß die Schwingmühle bei Fein- und Feinstmahlungen der Kugelmühle überlegen ist.

### Leistungsaufnahme der Mahlkörpermasse

Da bei Feinstmahlungen im allgemeinen in Anwesenheit von Flüssigkeiten — meist Wasser — gemahlen wird, soll im folgenden der Einfluß der Flüssigkeiten, die sich außer den Mahlkörpern im Gefäß befinden, auf die grundlegenden Bewegungsvorgänge untersucht werden.

### Grundlegende Beobachtungen

Bei einem auf kreisförmiger Bahnkurve schwingenden zylindrischen Modellgefäß, das z. B. halb mit Kugeln und bis zum Füllstutzen mit Wasser gefüllt ist, verläuft die Umlaufbewegung der ganzen Mahlkörpermasse unter gleichen Betriebsverhältnissen langsamer als bei trockener Füllung<sup>1)</sup>. Außer dieser Umlaufbewegung sind auch wieder — durch die Mantelfläche des Gefäßes angeregte — periodische Wurfbewegungen der Mahlkörpermasse und eine Umlaufbewegung der einzelnen Kugeln, im gleichen Sinne wie bei Behandlung trockener Füllungen beschrieben<sup>2)</sup>, zu beobachten. Da die Wurfhöhe der Kugeln entsprechend dem größeren Widerstand, den sie in der Flüssigkeit finden, äußerst klein ist, kann der Abwurf von den Gefäßwänden bedeutend schlechter als bei trockener Füllung beobachtet werden. Vor allem auch, da die Wurfbewegungen offenbar infolge Wirbelbildung in der Flüssigkeit ungleichmäßig verlaufen. Infolgedessen wurde das strobooskopische Untersuchungsverfahren nicht benutzt. Es wurde deshalb versucht, die Leistungsaufnahme der Mahlkörpermasse unter verschiedenen Betriebsbedingungen zu messen.

Die Meßergebnisse lassen keinerlei Aussagen über die bei der praktischen Mahlung zu erwartende Aufteilung der Leistungsaufnahme in die in der Zeiteinheit entwickelte Mahlarbeit und Reibungswärme zu, sondern geben nur darüber Auskunft, wieviel Leistung von den schwingenden Gefäßwänden — solange sich kein Mahlgut im Behälter befindet — an die Mahlkörpermasse übertragen wird. Man kann auf diese Weise den Einfluß der Betriebsdaten, der Füllhöhe und der Gefäßform auf die Leistungsaufnahme verfolgen und gewisse Aufschlüsse über voraussichtlich günstige Betriebsbedingungen gewinnen.

Weiter können an Betriebschwingmühlen bei gleichzeitiger Messung der Leistungsaufnahme und Motorleistung die mechanischen Verluste ermittelt werden, so daß man ein Bild von der Güte der Konstruktion erhält.

Bezeichnet man mit  $N_1$  die Leistungsaufnahme der Mahlkörpermasse, mit  $N_2$  die Leistung an der Kupplung der Schwingmühle und mit  $N_3$  die mechanische Verlustleistung, so läßt sich folgende Gleichung aufstellen:

$$N_2 = N_1 + N_3 \quad (1)$$

<sup>1)</sup> D. Bachmann, Bewegungsvorgänge in Schwingmühlen mit trockener Mahlkörperfüllung, Z. VDI Beft Verfahrenstechnik 1940 Nr. 2 S. 43.

<sup>2)</sup> Vgl. D. Bachmann, Fußann. 1, dort S. 44.

Der Wirkungsgrad  $\eta_m$  beträgt dann:

$$\eta_m = \frac{N_1}{N_2} \quad (2)$$

Die Leistungsaufnahme  $N_1$  läßt sich nun bei Anwesenheit eines Mahlgutes und bei Naßmahlung in erster Annäherung in folgende Summanden aufspalten:

$$N_1 = N_{1D} + N_{1R} + N_{1S} + N_{1M} \quad (3)$$

Darin bedeuten:

$N_{1D}$  den Leistungsanteil, der durch das unvollkommen elastische Verhalten der einzelnen Mahlkugel bedingt ist,

$N_{1R}$  die Reibungsleistung, die durch die Reibung zwischen den Mahlkugeln und der Flüssigkeit entsteht,

$N_{1S}$  die Reibungsleistung, die infolge des Zusammenstoßens und Aneinanderreibens der Mahlkugeln entsteht,

$N_{1M}$  die Leistung, die infolge der Schub- und Stoßkräfte in das Mahlgut geht, aber als umkehrbare Verformungsarbeit nicht zum Bruch führt,

$N_{1M}$  die wirkliche physikalische Mahlleistung.

Man erkennt, daß sich  $N_1$  aus teilweise überhaupt nicht zu bestimmenden Summanden zusammensetzt und kann nur allgemein aussagen, daß die vier ersten Glieder der Gl. 3 eine Erwärmung des Mühleninhaltes bewirken. Das letzte Glied, die eigentliche Nutzleistung  $N_{1M}$ , auf die es beim Mahlvorgang ankommt, ist nun im Vergleich zu den ersten Gliedern außerordentlich klein und erreicht bei allen bekannten Mühlen höchstens 0,1 %<sup>3)</sup> der Leistungsaufnahme  $N_1$ .

### Meßverfahren und Versuchsdurchführung bei Modellversuchen

Zur Bestimmung der Leistungsaufnahme  $N_1$  wurde die Temperaturerhöhung innerhalb des Modellgefäßes, das mit Kugeln und Wasser gefüllt war, nach einer willkürlich gewählten Schwingzeit von 10 min ermittelt. Als Versuchsgefäße dienten die bereits früher<sup>1)</sup> beschriebenen zylindrischen und trogförmigen Modellgefäße und als Antrieb die Schwingmaschine. Die Versuche wurden so durchgeführt, daß die Temperaturerhöhung im Gefäß für verschiedene Frequenzen bei mehreren gleichbleibenden Amplituden nach 10 min festgestellt wurde. Zur Ableitung der Temperatur (bei abgestellter Maschine) diente ein  $\frac{1}{10}^\circ$  Thermometer, das eine verschiebbare Lupe trug. Der durch das Aufschlagen der Kugeln auf die Gefäßwände bedingte Verlust an Schallenergie wurde vernachlässigt.

Infolge unvermeidlicher Temperaturunterschiede zwischen Gefäß- und Raumtemperatur wurden trotz Gefäßisolation geringe Wärmemengen ausgetauscht, die während

<sup>3)</sup> A. Suckal, Physikalisches und technisches Arbeitsgesetz der Zerkleinerung Z. VDI Beft Verfahrenstechnik 1937 Nr. 5 S. 159 und A. Suckal, Theoretische Grundlagen der Hartzerkleinerung Z. VDI Beft Verfahrenstechnik 1937 Nr. 1 S. 1.

der Versuchszeit von 10 min bereits meßbare Temperaturänderungen im Gefäß verursachten. Zur Erfassung dieser Verluste wurden für die einzelnen Versuchgefäße Abkühlungskurven aufgenommen, mit deren Hilfe die Meßwerte für die Temperaturerhöhung richtiggestellt werden konnten. Da die so ermittelte wirkliche Temperaturerhöhung noch keine Aussagen über die in der Zeiteinheit erzeugte Wärmemenge zuläßt, wurden mit Hilfe einer elektrischen Heizrichtung Eichversuche durchgeführt, um die Temperaturerhöhung in Abhängigkeit einer bekannten Wärmemenge  $Q$  zu ermitteln.

Bei den Schwingversuchen wird  $Q$  im folgenden absolute Leistungsaufnahme genannt. Dividiert man  $Q$  durch das Gewicht  $G$  der im Behälter befindlichen Kugeln, so berechnet sich die spezifische Leistungsaufnahme  $q$  [kcal/h kg] zu:

$$q = Q/G \quad (4)$$

#### Meßverfahren und Versuchsdurchführung bei Betriebsversuchen

Ähnlich wie bei den Modellversuchen wurde auch an zwei Betriebsschwingmühlen zur Ermittlung der Leistungsaufnahme die Temperaturerhöhung im Behälter eine Stunde lang in Abständen von 10 zu 10 Minuten gemessen. Als Versuchsmühlen dienten eine zylindrische und eine trogförmige Schwingmühle, die je mit 1000 kg Porzellankugeln von 12 mm Dmr. gefüllt waren. Die Halbmesser des zylindrischen Teiles beider Mühlen betragen 450 mm, die Behälterlänge 1200 mm und der Füllgrad  $\epsilon = 3/4$ . Da die Frequenzen und Amplituden der Mühlen unveränderlich waren, konnte die Leistungsaufnahme nur für eine Beschleunigung festgestellt werden. Die Leistungsaufnahme wurde aus dem bekannten Wasser- und Kugelgewicht, den spezifischen Wärmen und der ermittelten Temperaturerhöhung berechnet. Der Wasserwert des Mahlbehälters, der im Vergleich zu dem der Füllung klein ist, konnte vernachlässigt werden.

Die Ermittlung von Abkühlungskurven erübrigte sich gleichfalls, da festgestellt wurde, daß bei einer Abkühlungsdauer von einer halben Stunde bei einem Temperaturunterschied von 2° zwischen Füllung und dem Versuchsraum kein Temperaturabfall im Mühleninnern zu messen war.

Die absolute Leistungsaufnahme  $Q$  [kcal/h] berechnet sich dann zu:

$$Q = (G_s c_s + G_w c_w) \Delta t \quad (5)$$

worin  $\Delta t$  der Temperaturzuwachs der Füllung in einer Stunde,  $c_s$  die spezifische Wärme der Mahlkugeln,  $c_w$  die spezifische Wärme der Flüssigkeit,  $G_s$  das Kugelgewicht und  $G_w$  das Wassergewicht bedeuten. Da bei den Versuchen Wasser und Porzellankugeln verwendet wurden, beträgt  $c_w = 1$  und  $c_s = 0,25$  kcal/kg °C.

#### Versuchsergebnisse

##### Kreisförmige Bahnkurven, zylindrische Modellgefäße ohne Einbauten

Zunächst wurde die Abhängigkeit der spez. Leistungsaufnahme von Frequenz, Amplitude und Füllhöhe an zylindrischen Modellgefäßen von 103 und 148 mm Dmr. ohne Einbauten bei verschiedenen Mahlkugeldurchmessern und Füllgraden untersucht (Wasserfüllung). Die Versuchsergebnisse sind in Bild 1 in doppeltlogarithmischem Maßstab dargestellt.

Man erkennt, daß die spezifische Leistungsaufnahme  $q$  bei gleichbleibendem Füllgrad unabhängig vom Gefäß- und Mahlkugeldurchmesser ist. Die absolute Leistungsaufnahme  $Q$  ist also bei Gefäßen mit verschiedenen Durchmesser und gleichbleibendem Füllgrad dem Mahlkugengewicht proportional. Für Beschleunigungen zwischen 35 und 80 m/s<sup>2</sup> verlaufen alle Kurven geradlinig, so daß

<sup>1)</sup> Vergl. D. Bachmann, Fußanm. 1, dort S. 44.

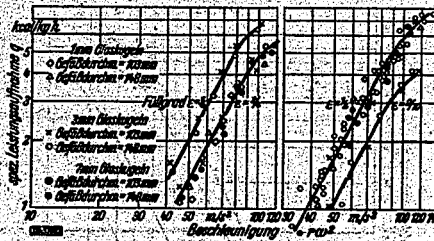


Bild 1. Spez. Leistungsaufnahme  $q$  in Abhängigkeit von der Beschleunigung  $w^2$  für verschiedene Gefäßdurchmesser, Kugeldurchmesser und Füllgrade  $\epsilon$

sich entsprechend der doppeltlogarithmischen Auftragung dieser Teil der Kurven durch die Gleichung einer Geraden:

$$\lg q = x \lg w^2 + \lg c \quad (6)$$

ausdrücken läßt, worin  $x$  die Steigung der Geraden,  $w^2$  die Beschleunigung und  $c$  eine von der Füllhöhe, den Stoffkonstanten der Flüssigkeit bzw. der Mahlkugeln und der Gefäßform abhängige Konstante bedeuten. Für alle Füllhöhen ist  $x \approx 2$ , so daß sich Gl. 6 auch folgendermaßen schreiben läßt:

$$q = c (w^2)^2 \quad (7)$$

Wird die Beschleunigung größer als 80 m/s<sup>2</sup>, so verlaufen die einzelnen Kurven nicht mehr geradlinig, womit Gl. 7 ihre Gültigkeit verliert.

Bei gleichbleibenden Beschleunigungen, z. B.  $w^2 = 60$  m/s<sup>2</sup>, nimmt, wie Bild 2 zeigt, die spezifische Leistungsaufnahme  $q$  und damit auch die Konstante  $c$  mit wachsendem Füllgrad  $\epsilon$  linear ab. Trägt man über dem Füllgrad  $\epsilon$  die aus dem Kugelgewicht und der spezifischen Leistungsaufnahme errechnete absolute Leistungsaufnahme  $Q$  auf, so erkennt man, daß bei beiden Versuchgefäßen die absolute Leistungsaufnahme für  $\epsilon \approx 0,75$  einen Höchstwert erreicht. Entsprechend dem größeren Kugelgewicht ist die absolute Leistungsaufnahme beim Gefäß von 148 mm Dmr. etwa doppelt so groß wie beim Gefäß von 103 mm Dmr.

Drei Versuchsreihen, bei denen für verschiedene Betriebsdaten die spez. Leistungsaufnahme von Bleikugeln und Stahlkugeln in Wasser und Glaskugeln in Maschinenöl gemessen wurde, sind in Bild 3 mittels der Kurven  $a$ ,  $b$  und  $d$  dargestellt. Zum Vergleich ist Kurve  $c$ , die für

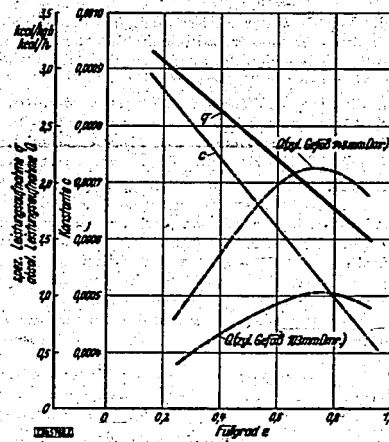


Bild 2. Einfluß des Füllgrades  $\epsilon$  auf die spezifische und absolute Leistungsaufnahme  $q$  bzw.  $Q$  und auf die Konstante  $c$  bei gleichbleibender Beschleunigung  $w^2 = 60$  m/s<sup>2</sup>

04123

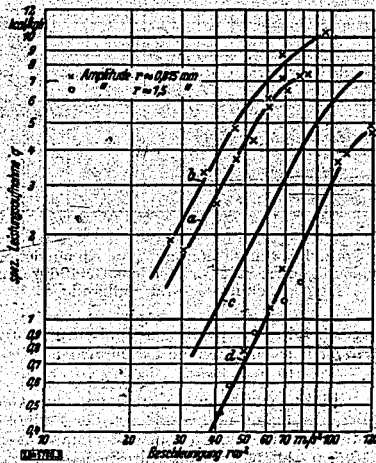


Bild 3. Spez. Leistungsaufnahme  $q$  in Abhängigkeit von der Beschleunigung  $a$  für verschiedene Mahlkugelarten und Flüssigkeitsfüllungen. Füllgrad  $s = 3/4$ .  
Kurve a. Stahlkugeln 3 mm Dmr., Füllung Wasser  
Kurve b. Bleikugeln 3,5 mm Dmr., Füllung Wasser  
Kurve c. Glaaskugeln 3 mm Dmr., Füllung Wasser (Bild 1 entnommen)  
Kurve d. Glaaskugeln 3 mm Dmr., Füllung Maschinenöl. Zähigkeit des Maschinenöls bei 20°:  $\eta = 230 \cdot 10^{-4}$  kg s/m<sup>2</sup>

Glaaskugeln in Wasser gilt und Bild 1 entnommen wurde, mit eingezeichnet.

Die Kurven a, b und d verlaufen im unteren Bereich wiederum geradlinig, so daß sich auch hier die Abhängigkeit der spez. Leistungsaufnahme von den Betriebsdaten durch Gl. 7 ausdrücken läßt. Da das Verhältnis der spez. Leistungsaufnahmen im geradlinigen Bereich der Kurven a, b und d für  $a = \text{konst}$  annähernd gleich dem Quotienten aus den Wichten der Blei- und Glaaskugeln bzw. Stahl- und Glaaskugeln ist, kann man den Einfluß der Kugelwichte mit grober Annäherung berücksichtigen. Gl. 7 lautet dann für bestimmte Bereiche von  $a$ :

$$q = c \cdot \frac{\gamma}{2700} \cdot (a)^{0.8} \quad (8)$$

worin die Wichte  $\gamma$  der Kugeln in kg/m<sup>3</sup> einzusetzen ist. Da Gl. 8 nur für den geradlinigen Teil der Kurven in Bild 3 gilt, ergeben sich die folgenden größten Beschleunigungen, bis zu denen Gl. 8 noch gilt:

- für Bleikugeln in Wasser . . . . .  $a \approx 50$  m/s<sup>2</sup>,
- für Stahlkugeln in Wasser . . . . .  $a \approx 60$  m/s<sup>2</sup>,
- für Glaaskugeln in Wasser . . . . .  $a \approx 80$  m/s<sup>2</sup>,
- für Glaaskugeln in Maschinenöl . . . . .  $a \approx 115$  m/s<sup>2</sup>.

Man erkennt, daß sich mit fallender Wichte der Mahlkörper und wachsender Zähigkeit der Flüssigkeit der Gültigkeitsbereich der Gl. 8 vergrößert. Eine genauere zahlenmäßige Erfassung des Einflusses der Zähigkeit und der Wichte kann erst durch weitere Versuche gewonnen werden. Man ersieht jedoch bereits aus den wenigen Meßergebnissen, daß sich die spez. Leistungsaufnahme sehr stark mit der Wichte der Mahlkugeln und der Zähigkeit der Flüssigkeit ändert.

Kreisförmige Bahnkurven, zylindrische und trogförmige Gefäße mit und ohne Einbauten.

Die Abmessungen und Anordnung der Einbauten in dem trogförmigen und zylindrischen Modellgefäß sind bereits früher<sup>1)</sup> beschrieben worden. Bei allen Versuchen

<sup>1)</sup> Vergl. D. Bachmann, Fußann. 1, dort S. 44 und Bild 1 und 2.

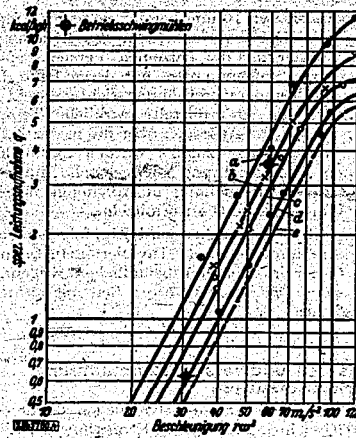


Bild 4. Abhängigkeit der spez. Leistungsaufnahme  $q$  von der Beschleunigung  $a$  für verschiedene Gefäße mit und ohne Einbauten

Füllung 3 mm dicke Glaaskugeln in Wasser, Füllgrad  $s = 3/4$ .  
Kurve a. Trogl mit zylindrischem Einbau und Leitflächen  
Kurve b. Trogl mit zylindrischem Einbau ohne Leitflächen  
Kurve c. Trogl ohne Einbau  
Kurve d. zylindrisches Gefäß von 148 mm Dmr. mit zylindrischem Einbau  
Kurve e. zylindrisches Gefäß ohne Einbau (aus Bild 1 entnommen)

wurden die Gefäße  $3/4$  hoch mit Kugeln (Füllgrad  $s = 3/4$ ) und bis zum Füllstutzen mit Wasser gefüllt. Die Versuchsergebnisse in Bild 4 zeigen, daß sowohl beim zylindrischen als auch beim trogförmigen Modellgefäß der zylindrische Einbau die spez. Leistungsaufnahme etwas erhöht. Zum Vergleich ist die Kurve e, die Bild 1 entnommen wurde, für das zylindrische Gefäß von 148 mm Dmr. (Füllgrad  $s = 3/4$ ) mit eingezeichnet. Die spez. Leistungsaufnahme wird durch die Trogform und Leitflächeneinbauten erheblich verbessert. Bei allen Versuchen läßt sich auch hier die Abhängigkeit der spez. Leistungsaufnahme von der Beschleunigung durch Gl. 7 ausdrücken. Für den sonstigen Verlauf der Kurven gilt das in dem vorigen Abschnitt Gesagte.

In Zahlentafel 1 sind die Meßergebnisse und deren Auswertung für die trogförmigen und zylindrischen Betriebschwingmühlen zusammengestellt. Die absolute Leistungsaufnahme  $Q$  wurde aus Gl. 5 berechnet. Um diese Versuchsergebnisse mit den Ergebnissen der

Zahlentafel 1. Meßergebnisse und deren Auswertung für die Betriebschwingmühlen

	Dimension	zylindrische Mühle	trogförmige Mühle
Frequenz $f$ . . . . .	1/s	24,5	24,2
Amplitude $r$ . . . . .	cm	0,135	0,255
Zentrifugalbeschleunigung $a$ . . . . .	m/s <sup>2</sup>	32	58,1
Kugelgewicht $G_k$ . . . . .	kg	1000	1000
Wassergewicht $G_w$ . . . . .	kg	240	370
Temperaturerhöhung $\Delta t$ . . . . .	°C/h	1,24	5,72
Leistungsaufnahme des Antriebmotors $N$ . . . . .	kW	2,30	8,35
Absolute Leistungsaufnahme der Mahlkugeln $Q$ . . . . .	kcal/h	600	3500
Spez. Leistungsaufnahme der Mahlkugeln $q$ . . . . .	kcal/kg h	0,60	3,50



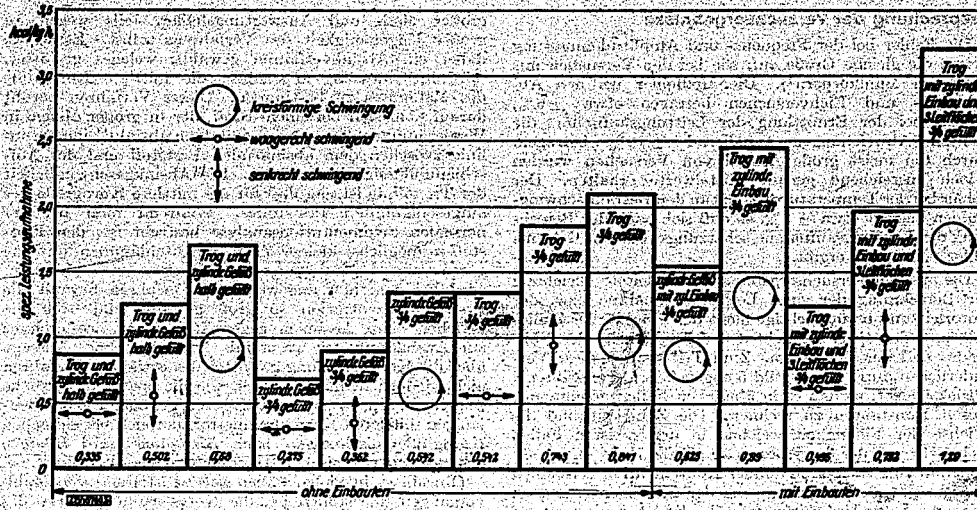


Bild 5. Spez. Leistungsaufnahme der Mahlkugeln bei verschiedenen Gefäßen und Füllgraden bei gleichbleibender Beschleunigung  $\omega^2 = 50 \text{ m/s}^2$

Amplitude  $r = 2 \cdot 10^{-2} \text{ m}$

Frequenz  $f = 25 \text{ 1/s}$

Die Zahlen in der untersten Reihe des Bildes, multipliziert mit  $10^{-5}$ , ergeben den Wert der Konstanten  $c$  in Gl. 7

Modellversuche vergleichen zu können, wurden die Werte für  $q$  aus Zahlentafel 1 zur Berücksichtigung der Wichte mit dem Faktor  $\frac{\gamma_{\text{Glas}}}{\gamma_{\text{Porzellan}}} = \frac{2700}{2600} = 1,04$  multipliziert und

in Bild 4 mit den zugehörigen Beschleunigungen eingetragen. Trotz der verschiedenen Gefäß- und Mahlkugeldurchmesser stimmen Betriebs- und Modellversuche genügend genau überein. Es erscheint daher möglich, auch bei Mühlen mit betrieblichen Abmessungen die spez. Leistungsaufnahme im voraus zu berechnen.

Geradlinige und kreisförmige Bahnkurven, zylindrische und trogförmige Gefäße mit und ohne Einbauten

Da sich die spez. Leistungsaufnahme bei geradlinigen Bahnkurven für die hier untersuchten Beschleunigungen von 35 bis  $80 \text{ m/s}^2$  wiederum nach Gl. 7 ändert, sind in Bild 5 die Versuchsergebnisse nur für eine Zentrifugalbeschleunigung von  $50 \text{ m/s}^2$  zusammengestellt. Bei allen Versuchen dienten als Füllung 3 mm starke Glaskugeln und Wasser. Zum Vergleich sind die wesentlichen Ergebnisse mit kreisförmigen Bahnkurven gleichfalls dargestellt.

Mit Hilfe der Gl. 8 und den Konstanten  $c$  aus Bild 5 läßt sich die spez. Leistungsaufnahme für Zentrifugalbeschleunigungen zwischen 35 und  $80 \text{ m/s}^2$  berechnen.

Bild 5 zeigt anschaulich, daß in jedem Falle die geradlinig-waagerechte Schwingung am wenigsten wirksam ist, während mit kreisförmigen Bewegungen die besten Ergebnisse erzielt werden. Außer der schlechten spez. Leistungsaufnahme kommt auch praktisch keine Drehbewegung der Mahlkörpermasse zustande, so daß man zum Betreiben von Schwingmühlen zweckmäßig kreisförmige Bahnkurven anwendet, um eine gute Durchmischung und Reibung des Mahlgutes mit den Mahlkörpern zu erzielen. Die Drehbewegung der Mahlkörpermasse verläuft bei geradlinigen Bahnkurven im gleichen Sinne wie bereits früher bei den Versuchen mit trockenen Mahlkörpern angedeutet wurde.<sup>\*)</sup>

<sup>\*)</sup> Vergl. D. Bachmann, Fußsamm. 1, dort S. 45.

#### Überschlägliche Berechnung der Motorleistung naß arbeitender Schwingmühlen

Bei den Versuchen mit Betriebschwingmühlen wurden außer der Leistungsaufnahme der Mahlkörpermasse auch die Leistungsaufnahme des Motors gemessen (Nzylindr. = 2,3 kW; Ntrogförmig = 8,35 kW), so daß für beide Versuche die mechanischen Wirkungsgrade  $\eta_m$  nach Gl. 2 ermittelt werden konnten.

Bei einem Motorwirkungsgrad von  $\eta_M = 95\%$  berechnet sich der mechanische Wirkungsgrad der untersuchten zylindrischen Mühle zu 32% und der trogförmigen Mühle zu 51%. Der mechanische Wirkungsgrad ist bei der zylindrischen Mühle infolge Lagerreibungs- und Dämpfungsverlusten in den Gefäßflanschen verhältnismäßig klein.

Er könnte bei der trogförmigen Mühle durch geschweißte Konstruktion und Herabsetzung der Lagerverluste verbessert werden und beträgt bei den neuesten Mühlen im Mittel 55%. Auf Grund der bisher vorliegenden Versuchsergebnisse läßt sich mit Hilfe der Gl. 8 bei Berücksichtigung des Kugelgewichtes und der verschiedenen Wirkungsgrade die Motorleistung für einen bestimmten Bereich von  $\omega^2$  im voraus berechnen, und zwar beträgt sie:

$$N = c (\omega^2)^3 \frac{G_k \cdot \gamma_k}{2700 \cdot 800 \eta_m \eta_M} \text{ kW.}$$

Hierin bedeuten:

- $N$  die Motorleistung in kW
- $c$  die in Bild 5 zusammengestellten Konstanten bezogen auf Glaskugelfüllung, Wichte = 2700
- $\omega^2$  die Beschleunigung in  $\text{m/s}^2$
- $\gamma_k$  die Wichte der Mahlkugeln in  $\text{kg/m}^3$
- $G_k$  das Gesamtkugelgewicht in der Mühle in kg
- $\eta_m$  den mechanischen Wirkungsgrad der Mühle (0,5 bis 0,6)
- $\eta_M$  den Wirkungsgrad des Antriebmotors.

Obige Gleichung gilt bei Wasserfüllung je nach der Wichte der Mahlkugeln bis zu Beschleunigungen von 50 bis  $80 \text{ m/s}^2$ ; der kleinere Wert gilt für Blei- und größere für Glaskugeln. Bei Glaskugeln in Maschinenöl erweitert sich der Gültigkeitsbereich auf  $115 \text{ m/s}^2$ .

**Besprechung der Versuchsergebnisse**

Die Fehler bei der Frequenz- und Amplitudenmessung weisen die gleiche Größe auf, wie bei den Versuchen mit trockenen Mahlkörpern<sup>1)</sup>. Die Meßfehler bei den Abkühlungs- und Eichversuchen betragen etwa  $\pm 6\%$ , so daß bei der Ermittlung der Leistungsaufnahme die größten Abweichungen annähernd  $\pm 10\%$  betragen. Durch die meist große Anzahl von Versuchen wurden jedoch ausreichend genaue Mittelwerte erhalten. Der Fehler bei der Temperaturmessung an den Betriebschwingmühlen beträgt etwa  $\pm 3\%$ , so daß sich nach der Berechnung der Leistungsaufnahme schätzungsweise ein Gesamtfehler von  $\pm 5\%$  ergibt.

Die aus den Versuchsergebnissen hergeleitete Gleichung zur Berechnung der spez. Leistungsaufnahme bzw. der Motorleistung berücksichtigt nicht den Einfluß der Zähigkeit und des spez. Gewichtes der Flüssigkeit, des Füllgrades und der Gefäßform. Zum Teil werden diese Veränderungen durch die in Bild 5 angegebenen Konstanten  $c$  berücksichtigt, so daß es in ähnlichen Fällen genügt, mit diesen Konstanten zu rechnen. Die Zähigkeit und die Wichte der Flüssigkeit weichen in den meisten Fällen nicht sehr von der des Wassers ab, da die Feststoff Suspensionen im allgemeinen in dünner Konzentration vermahlen werden, um sie wieder gut aus der Mühle entfernen zu können. Außerdem zeigen fast alle Feststoff Suspensionen thixotropes Verhalten, so daß sie infolge der Schwingbewegungen, denen sie in der Mühle unterworfen sind, flüssiger als im ruhenden Zustand werden. Da die Mühle zwecks Säuberung meist eine gewisse Zeit mit Wasser läuft, muß man zur Berechnung der Motorleistung die Leistungsaufnahme für Kugel- und Wasserfüllung als Grundlage annehmen. Der Motor der Mühle wird dann, wie die Modellversuche mit Maschinenöl andeuten, bei zäheren Flüssigkeiten, d. h. bei Hinzukommen von Mahlgut, überbemessen sein. Allgemein ergibt sich hieraus, daß es zweckmäßig ist, nicht zu konzentrierte Teige zu vermahlen.

Es sei noch erwähnt, daß die bisherige Grenze der Betriebsdaten für Schwingmühlen aus Festigkeitsrück-sichten bei  $\omega^2 = 60 \text{ m/s}^2$ , d. h. noch innerhalb des untersuchten Bereiches, liegt.

**Untersuchung des Vorganges der Naßmahlung durch Korngrößenbestimmung**

Bei jeder Untersuchung über Mahlvorgänge ist es notwendig, die Korngrößenänderung des Mahlgutes während des Mahlvorganges möglichst genau festzustellen. Das Verfahren zur Bestimmung der Korngröße muß um so genauer sein, je kürzer die Mahldauer und je kleiner, beispielsweise bei der Schwingmühle, die Frequenz- oder Amplitudenänderungen bei den einzelnen Versuchen sind. Die Wahl des Mahlgutes hängt in erster Linie von dem zu wählenden Korngrößenbestimmungsverfahren und dem zu untersuchenden Korngrößenbereich ab. Im vorliegenden Fall wurde ein Korngrößenbereich von etwa 20 bis 80  $\mu$  gewählt, da dieser Bereich für die Schwingmühle im Modellmaßstab genügend große und damit noch meßbare Korngrößenänderungen ergab. Zur Bestimmung der Korngröße bzw. Oberfläche eines Mahlgutes wurden nun verschiedene, direkte (Adsorptionsmethode<sup>2)</sup>) und indirekte (Sedimentationsmethode<sup>3)</sup>)<sup>4)</sup>)<sup>5)</sup>)<sup>6)</sup>)<sup>7)</sup>) Verfahren an-probiert. Sie schlugen jedoch alle fehl, teils wegen zu

großer Meß- und Auswertungsfehler, teils wegen zu großer Ungenauigkeit des Verfahrens selbst. Es wurde daher ein Absinkverfahren gewählt, welches gestattet, mit einer Messung angenähert die mittlere Korngröße des Mahlgutes zu bestimmen. Dieses Verfahren beruht darauf, daß sich bei einem Stoff, der in großer Menge in Wasser aufgeschlämmt wird und dann absinkt, eine Trennlinie zwischen dem absinkenden Feststoff und der Aufschlammflüssigkeit ausbildet. Die Absinkgeschwindigkeit der Trennlinie ist ein Maß für die mittlere Korngröße des aufgeschlämmten Feststoffes. Während man bei der normalen Sedimentationsanalyse bestrebt ist, den Feststoff in möglichst kleiner Menge aufzuschlämmen, um eine gegenseitige Beeinflussung der Teilchen zu verhindern, wird bei dem hier angewendeten Verfahren bewußt die Feststoffkonzentration so groß gewählt, daß sich die Teilchen beim Absinken gegenseitig stören, wodurch es zur Ausbildung der Trennlinie kommt. Eine Aussage über die Kornverteilung gestattet das erwähnte Verfahren nicht, jedoch kennzeichnet es, wie die späteren Versuche zeigen werden, in gewissen Grenzen genügend genau denjenigen mittleren Korndurchmesser, der sich bei einfachen Korngrößenmischungen nach Bierbrauer und König<sup>8)</sup>) aus der logarithmischen Darstellungsweise berechnet.

Obwohl es in vielen Fällen zur Beurteilung von Mahlvorgängen unerlässlich ist, die Kornverteilungskurve des Mahlgutes festzustellen, ist es für die folgenden Untersuchungen wegen der Vergleichsmöglichkeiten zweckmäßiger, nur einen, das Mahlgut genügend genau kennzeichnenden Zahlenwert zu benutzen.

Aus der mittleren Korngröße berechnet man zweckmäßig durch die vereinfachende Annahme, daß alle Teilchen Kugelform besitzen, die mittlere Oberfläche des Mahlgutes. Die Oberflächenzunahme des Mahlgutes, die eine anschauliche Darstellung der Versuchsergebnisse gestattet, ergibt sich dann aus dem Unterschied der Oberflächen zu Anfang bzw. Ende der Mahlung. Bei den oben erwähnten, vereinfachenden Annahmen können die Oberflächen des Mahlgutes selbstverständlich keine absolut richtigen Zahlenwerte darstellen.

Obgleich in vielen Arbeiten über Hartzerkleinerung<sup>9)</sup>)<sup>10)</sup>)<sup>11)</sup>)<sup>12)</sup>)<sup>13)</sup>)<sup>14)</sup>)<sup>15)</sup>)<sup>16)</sup>)<sup>17)</sup>)<sup>18)</sup>) die Frage eines allgemein gültigen Zerkleinerungsgesetzes eingehend behandelt wurde, wies Smekal<sup>19)</sup>) eindeutig nach, daß es heute noch kein allgemein gültiges, einfaches, physikalisches Arbeitsgesetz der Zerkleinerung gibt.

Diese Feststellung gilt u. a. auch für das Rittingersche Gesetz<sup>20)</sup>), welches aussagt, daß die wirkliche physikalische Mahlarbeit proportional der Oberflächenzunahme eines Mahlgutes verläuft. Es ist daher bei den folgenden Mahlvorgangsergebnissen durchaus keine Verhältnismäßigkeit zwischen physikalischer Mahlarbeit und Oberflächenzunahme zu erwarten, sondern nur ein Vergleich der unter verschiedenen Betriebsbedingungen erzielten Oberflächenzunahme möglich.

**Das Absinkverfahren mit großen Feststoffkonzentrationen****Meßverfahren**

Bei dem Absinkverfahren mit großen Feststoffkonzentrationen kann die Absinkgeschwindigkeit der Trennlinie durch Zeitnahme über eine bestimmte Absinkstrecke

<sup>1)</sup> A. H. M. Andreasen, Zur Kenntnis des Mahlgutes, Kolloidchem. Beihfte Bd. 27 (1928) S. 349.

<sup>2)</sup> I. Groß u. S. R. Zimmerly, Metall und Erz, Bd. 26 (1929) S. 306.

<sup>3)</sup> W. Büche, Der Zerkleinerungsvorgang auf Reibwalzenstühlen, Chem. Fabrik (1934) S. 165.

<sup>4)</sup> G. Heim, Über das Mahlen in Trommelmühlen, Ber. dtsch. keram. Ges. Bd. 13 (1932) Heft 5, S. 196.

<sup>5)</sup> F. Hais u. E. Rasmiller, Über Mahlung u. Mahlmaschinen, Chem. Fabrik Bd. 5 (1933) S. 395.

<sup>6)</sup> H. Bartsch, Der Arbeitsverbrauch von Rohrmühlen, Techn. Mech. Thermodyn. Bd. 1 (1930) S. 321.

<sup>7)</sup> C. M. Mac, Zement Bd. 17 (1928) S. 1321.

<sup>8)</sup> F. R. v. Rittinger, Aufbereitungskunde, Berlin 1867, S. 19.

<sup>9)</sup> E. Bierbrauer u. F. König, Über die Ermessung des Zerkleinerungsstandes fester Stoffe, Zement Bd. 24 (1935), S. 285 u. 301.

<sup>1)</sup> Dr. F. Krcsyk, Untersuchung und Bewertung technischer Adsorptionsstoffe, Leipzig 1931.

<sup>2)</sup> H. W. Götzl, Korngröße und Kornzusammensetzung von Stäuben, ATM V. 982 bis 983 (1925).

<sup>3)</sup> G. Wiegner, Über eine neue Methode der Schlämmanalyse, Die landwirtschaftlichen Versuchsanstalten Bd. 91 (1918) S. 41.

<sup>4)</sup> H. Götter, Der Wiegner'sche Schlämmaparat und seine praktische Anwendung, Kolloidchem. Beihfte Bd. 38 (1926) S. 115.

<sup>5)</sup> H. Stanzsch, Eine einfache Vorrichtung zur photographischen Registrierung von Fallkurven bei der Sedimentationsanalyse, Ber. dtsch. keram. Ges. Bd. 14 (1933) S. 84.

gemessen werden. Die Trennlinie, die sich herausbildet, ist um so schärfer, je gleichmäßiger die Körnung, je feiner der Feststoff und je größer die Feststoffkonzentration in der Flüssigkeit ist. Einige Vorversuche mit weißem Marmormehl von Korngrößen von 40 bis 100  $\mu$  ergaben, daß das Verfahren für vergleichende Versuche mit diesem Stoff brauchbar ist. Es wurden daher Absinkversuche mit verschiedenen, durch Aussieben zwischen Prüfsieben hergestellten Korngrößen, bei geänderten Konzentrationen und Temperaturen durchgeführt, um deren Einfluß auf die Absinkbewegung der Trennlinie kennen zu lernen. Hierdurch war es möglich, bei später folgenden Mahlversuchen ein absolutes Maß für die mittlere Korngröße bzw. Oberfläche zu bekommen.

Der Versuchsapparat besteht aus einem einseitig 100 cm<sup>3</sup> fassenden Meßzylinder, der eine verschiebbare Manschette trägt, auf der zwei Stoppmarken in 31 mm Entfernung angebracht sind. Bild 6 zeigt den Apparat, der in ein Flüssigkeitsbad mit gleichbleibender Temperatur gestellt werden kann.

Die Durchführung der Versuche geht so vor sich, daß man in 100 cm<sup>3</sup> destilliertes Wasser die abgewogene Stoffmenge einschüttet. Durch Umschütteln wird eine Aufschlammung erzeugt und die Zeit zwischen dem Durchgehen der Trennlinie durch die erste und zweite Stoppmarke mit einer Stoppuhr bestimmt, auf der noch  $\frac{1}{10}$  s abgelesen werden können. Der obere Rand der Manschette wird vor der Messung auf den Flüssigkeitsspiegel eingestellt, um den kleinen Unterschied der Absinkgeschwindigkeit, der über dem Fallweg vorhanden ist, auszuschalten.

Die einzelnen Versuchskorngrößen wurden durch sehr sorgfältiges trockenes Aussieben zwischen Normprüfsieben erhalten. Der trockenen Siebung folgte noch ein Nachspülen des auf dem betreffenden Sieb verbliebenen Gutes mit Wasser und Alkohol, um auch den letzten Rest der feinsten Teilchen zu beseitigen, die kleiner als die Maschenweite des Siebes waren und an den größeren Teilchen anhafteten. Danach wurde der erhaltene Guterest bei 40 bis 50° im Trockenofen getrocknet. Zur Siebung wurden die Siebgewebe Nr. 60, 70, 80 und 100 verwendet (DIN 1171). Die zwischen zwei Sieben zurückgehaltenen mittleren Korngrößen betragen 95, 81,5 und 67,5  $\mu$ .

Bild 6. Gefäß für Absinkversuche  
a Meßzylinder  
b verschiebbare Manschette  
c Thermometer  
d Spiegel

#### Absinkversuche

Zunächst wurde die Temperaturabhängigkeit der Absinkbewegung bei verschiedenen Konzentrationen und Korngrößen für einen Temperaturbereich von 15 bis 25° geprüft. Die zwischen zwei Marken gemessene Absinkzeit ändert sich annähernd geradlinig mit der Temperatur der Aufschlammung. In allen Fällen verhalten sich die bei zwei verschiedenen Temperaturen gemessenen Sinkzeiten etwa wie die zu diesen Temperaturen gehörigen Zähigkeiten der Aufschlammflüssigkeit. Man kann somit die Sinkzeiten beispielsweise auf eine Bezugstemperatur von 20° umrechnen, wenn bei der Feststellung der Sinkzeit gleichzeitig die Temperatur der Aufschlammung gemessen wird. Zur Vereinfachung der Umrechnung wurde eine Umrechnungskurve benutzt, die für den in Frage kommenden kleinen Temperaturbereich mit großer Annäherung geradlinig ist.

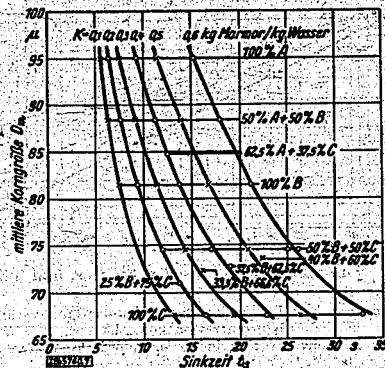


Bild 7. Zusammenhänge zwischen der mittleren Korngröße  $D_m$  und der Sinkzeit  $t_s$ . Die mittlere Korngröße der Komponente A ist 95  $\mu$ , der Komponente B 81,5  $\mu$  und der Komponente C 67,5  $\mu$ .

Um die Fehlermöglichkeiten bei der Umrechnung klein zu halten wird bei den folgenden Versuchen darauf geachtet, daß die Temperatur der Aufschlammung möglichst nicht mehr als  $\pm 1^\circ\text{C}$  von 20° abweicht.

Hierauf wurden für die verschiedenen ausgesiebten Korngrößen und deren Mischungen untereinander die Absinkzeiten ermittelt. Die Feststoffkonzentrationen betragen 0,1 bis 0,6 kg Marmor auf 1 kg destilliertes Wasser. In Bild 7 sind die Meßergebnisse, die für eine Temperatur von 20° gelten, dargestellt. Bei den Mischungen, die aus dem gesiebten Material hergestellt wurden, ist der Anteil der einzelnen Komponenten A, B und C in Gewichtsprozent angegeben. Die zu den Mischungen gehörenden mittleren Korngrößen berechnen sich aus der Formel von Bierbrauer und Hönig<sup>20)</sup> zu:

$$\ln D_m = \frac{x_1 \ln D_1 + x_2 \ln D_2}{x_1 + x_2} \quad (9)$$

worin  $D_m$  die gesuchte mittlere Korngröße

$x_1$  den Mengenanteil, der zur Korngröße  $D_1$  gehört, und

$x_2$  den Mengenanteil, der zur Korngröße  $D_2$  gehört, bedeuten. Die Darstellung läßt erkennen, daß bei

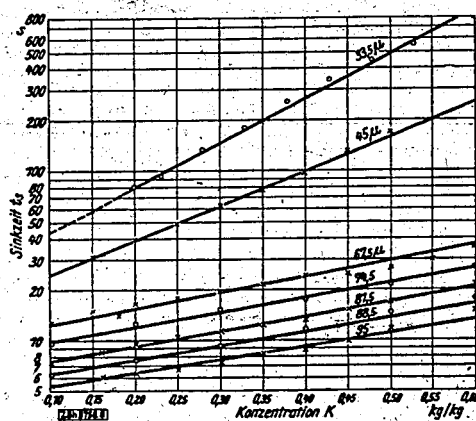


Bild 8. Absinkkurven von Marmor in Wasser, bei verschiedenen Korngrößen und Konzentrationen. Länge der Meßstrecke im Meßzylinder 31 mm.

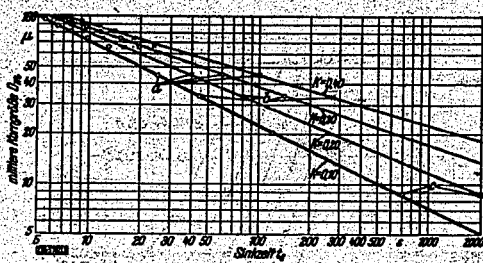


Bild 9. Zusammenhänge zwischen Sinkzeit und mittlerer Korngröße

Die Punkte a, b und c wurden durch Versuche mit veränderter Konzentration gefunden  
K Konzentration in kg Marmor je kg Wasser

verschiedenen Korngrößenmischungen die Sinkzeit ein Maß für die nach obiger Formel errechneten mittleren Korngrößen darstellt, da alle Meßpunkte auf bzw. in die Nähe der entsprechenden Kurven gleichbleibender Konzentrationen fallen.

Trägt man die Sinkzeit  $t_s$  über der Konzentration  $K$  für verschiedene bekannte Korngrößen in Einfach-Logarithmenpapier auf (Bild 8), so erkennt man, daß bei gleichbleibender Korngröße die Abhängigkeit der Sinkzeit von der Konzentration durch eine  $e$ -Funktion ausgedrückt werden kann. Die Steigung der einzelnen Kurven ist ein Maß für die mittlere Korngröße.

Wie aus Bild 9 zu entnehmen ist, läßt sich die Abhängigkeit der mittleren Korngröße von der Sinkzeit bei gleichbleibender Konzentration durch ein Potenzgesetz ausdrücken.

Um die Gültigkeit dieser Gesetzmäßigkeit auch für kleinere Korngrößenbereiche zu untersuchen, wurden zwei Versuche mit Marmor, dessen Kornzusammensetzung später mit dem Wiegnerschen \*)<sup>10)</sup> Schlämmaparat bestimmt und dessen mittlerer Korndurchmesser durch graphische Auswertung der Rückstandskennlinien ermittelt wurde<sup>11)</sup>, bei verschiedenen Konzentrationen durchgeführt (vgl. die beiden oberen Kurven in Bild 8). Trifft das Potenzgesetz auch für kleine Korngrößen ( $< 67 \mu$ ) zu, so müssen sich die Meßwerte in Bild 9 (Punkte a und b) mit den Geraden der verschiedenen Konzentrationen decken, was auch in der Tat der Fall ist. Bei Mahlgut von einer mittleren Korngröße von  $8,8 \mu$ , das in der Schwingmühle längere Zeit gemahlen und mit dem Absinkversuche bei verschiedenen Konzentrationen ( $K=0,1$  und  $0,2$ ) vorgenommen wurden, fielen die beiden Meßpunkte ebenfalls auf die Geraden, Bild 9, Punkte c.

Demnach gilt also das Potenzgesetz auch noch bei kleinen Korngrößen, zumal spätere vergleichende Korngrößenuntersuchungen mit der Ultrazentrifuge für mittlere Korngrößen von  $4 \mu$  nur Unterschiede von  $\pm 0,3 \mu$  bei beiden Verfahren ergaben.

#### Besprechung der Versuchsergebnisse

Die bisherigen Versuchsergebnisse lassen erkennen, daß das Absinkverfahren mit großen Feststoffkonzentrationen zur Beurteilung des Zerkleinerungsvorganges in Mühlenmodellen geeignet ist. Die Meßgenauigkeit von etwa  $\pm 2\%$  bei Feststellung der Sinkzeiten reicht aus, um schon bei kurzen Mahlzeiten kleine Änderungen der mittleren Korngröße beobachten zu können.

Allgemein sei erwähnt, daß die Absinkversuche nur bei kleinen Korngrößenunterschieden des Feststoffes und bis Korngrößen von höchstens  $100 \mu$  durchzuführen sind. Bei einem Korngemisch, in dem z. B. Korngrößen von  $20$  bis  $120 \mu$  vorliegen, ist das Verfahren nicht anwendbar,

da in diesem Fall die größeren Teilchen nicht mehr in die Messung einbezogen werden. Es tritt ein schnelles Durchfallen der groben Teilchen ein, so daß die Trennlinie unscharf erscheint und ihr Durchgang durch die Stoppmarken schwer erkennbar wird. Begrenzt man die Korngröße durch Sieben nach oben hin auf etwa  $75 \mu$ , so entsteht auch bei Korngrößenmischungen von etwa  $25$  bis  $75 \mu$  noch eine genügend scharfe Trennlinie.

Aus diesem Grunde wurde das für die folgenden Mahlversuche benutzte Marmor, auf einem Gewebe Nr. 80 (lichte Maschenweite  $75 \mu$ ) vorgeseiht.

Grundsätzlich wurde festgestellt, daß sich auch bei anderen Stoffen (Aluminiumoxyd, Glasstaub, Wiener Kalk, Quarzsand, Gips), die in großer Konzentration aufgeschlämmt sind, beim Absinken eine Trennlinie ausbildet. Ob bei diesen Stoffen ähnliche Gesetzmäßigkeiten zwischen Sinkzeit, Konzentration und Korngröße bestehen, konnte im Rahmen dieser Arbeit nicht ermittelt werden.

Störungen, die den Absinkvorgang vor allem beeinflussen, sind Elektrolytzusätze, durch die die Absinkzeit stark geändert wird. Darum wurde für alle Versuche nur destilliertes Wasser verwendet und darauf geachtet, daß die Aufschlämmungen nach längerem Stehen bei Vornahme der Absinkversuche neutral waren ( $pH=7$ ).

#### Mahlversuche mit Marmor

##### Meßverfahren

Die Mahlversuche wurden mit einem zylindrischen Gefäß von  $125$  mm Dmr. und  $42$  mm Tiefe vorgenommen. Da der Mahlbehälter an der Stirnseite eine Glasscheibe trug, konnte die Absinkbewegung der Trennlinie unmittelbar im Mahlgefäß beobachtet und die Zeit zwischen dem Durchgang durch zwei auf der Glasscheibe angebrachte Marken gemessen werden. Um den Absinkvorgang nicht zu stören und die Temperaturmessung zu ermöglichen, wurde das Gefäß halb mit Kugeln und bis zum Einfüllstutzen mit der Mahlgutaufschlämmung gefüllt. Der Absinkvorgang konnte dann im oberen Teil des Gefäßes, der frei von Kugeln ist, beobachtet werden. Durch die unmittelbare Messung im Mahlgefäß wurden Materialverluste, die beim Ausschütten der Aufschlämmung in den Meßzylinder entstehen, vermieden. Außerdem war man sicher, daß sich die Feststoffkonzentration nicht änderte, was beim Umschütten in den Meßzylinder sehr leicht möglich ist, wenn nicht schnell ausgeschüttet wird.

Nach einigen Tastversuchen erwies es sich als zweckmäßig, das Gefäß genau bis zu einer Marke im Einfüllstutzen mit Wasser und Mahlgut zu füllen, so daß der Abstand der Flüssigkeitsoberfläche von der unteren Marke  $38$  mm betrug.

Die Feststoffkonzentration betrug bei allen Versuchen  $0,2$  kg Marmor je kg Wasser, was bei den Abmessungen des Versuches einer Marmorportion von  $65$  g und einer Wassermenge von  $325$  g entspricht. Bei einer Kugelmenge von  $435$  g ( $3$  mm dicke Glaskugeln) erreicht dann der Flüssigkeitsstand gerade die Marke im Einfüllstutzen des Gefäßes. Die Wichte des vorgeseihten Ausgangsmaterials betrug  $2,72$ . Die mittlere Korngröße wurde nach dem Absinkverfahren im Meßzylinder ermittelt und betrug  $43 \mu$ . Bei der vereinfachenden Annahme, daß die einzelnen Teilchen Kugelform besitzen, berechnet sich die mittlere spez. Oberfläche  $O_{em}$  [ $m^2/kg$ ] folgendermaßen:

$$O_{em} = n \cdot o = \frac{6}{D_m \gamma} \quad (10),$$

worin  $n$  die Teilchenzahl in  $1$  kg Substanz,  
 $o$  die Oberfläche eines Teilchens,  
 $D_m$  den mittleren Teilchendurchmesser und  
 $\gamma$  die Wichte des Teilchenstoffes bedeuten.

### Versuchsergebnisse

Bei Mahlversuchen mit verschiedenen Frequenzen und Amplituden wurden während einer Gesamtmahldauer von 40 min alle 10 min und vor jedem Mahlversuch ein Absinkversuch mit dem ungemahlten Material vorgenommen. Der Mittelwert dieser Versuche ergab für das Ausgangsmaterial eine mittlere spez. Oberfläche von  $51,9 \text{ m}^2/\text{kg}$ . Stellt man die Meßergebnisse über der Geschwindigkeit  $w$  dar, so erkennt man aus Bild 10, daß die Oberflächenvergrößerung  $\Delta Q_{\text{spez}}$  bei den verschiedenen Mahlzeiten linear mit  $w$  wächst. Es wird somit:

$$\Delta Q_{\text{spez}} = k w \quad (11)$$

darin bedeutet  $k$  eine von der Zeit abhängige Konstante. Zum Vergleich ist in Bild 10 ein Punkt für eine Kugelmühle bei einer Mahldauer von 40 min eingetragen. Zu

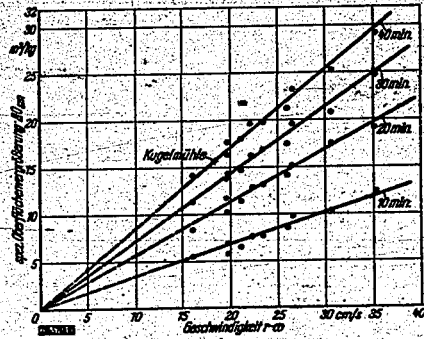


Bild 10. Abhängigkeit der spez. Oberflächenvergrößerung von der Geschwindigkeit für Naßmahlversuche mit Marmor in Schwingmühlen bei verschiedener Mahldauer.

diesem Versuch wurde das Gefäß von 125 mm Dmr. bei der gleichen Füllhöhe und Mahlgutkonzentration mit einer Drehzahl von 50 U/min als Kugelmühle betrieben. Die Mahlwirkung der Kugelmühle ist verhältnismäßig schlecht, da sie bei den niedrigen  $w$ -Werten der Schwingmühle liegt und sich durch Erhöhen oder Verringern der Kugelmühlendrehzahl nicht verbessern läßt.

Um die Abhängigkeit der Zerkleinerung von der Zeit zu ermitteln, wurden einige Dauermahlversuche mit verschiedenen Betriebsdaten durchgeführt. Zum Vergleich wurde wiederum das Gefäß von 125 mm Dmr. als Kugelmühle betrieben. In Bild 11 ist in doppeltlogarithmischem Maßstab über der Mahldauer  $z$  die mittlere Korngröße  $D_m$  aufgetragen. Bis zu einer Korngröße von etwa 25 bis  $28 \mu$  verlaufen die Kurven geradlinig, biegen dann ab und verlaufen bei den Schwingmühlversuchen von  $18 \mu$  abwärts wieder geradlinig; bei dem Kugelmühlversuch biegt die Kurve nochmals ab, und man ersieht aus dem Kurvenverlauf, daß die Mahlwirkung zum Schluß immer schlechter wird. Bei der Schwingmühle bleibt die Mahlwirkung bis  $7 \mu$  unverändert. Im ganzen ist also für die verglichenen Gefäßgrößen die Schwingmühle der Kugelmühle überlegen, und die vorliegenden Kurven bestätigen, daß die Schwingmühle für Fein- und Feinstmahlungen geeignet ist. Vor allem bei Farbstoff- und Graphitmahlungen, bei denen Korngrößen von  $1 \mu$  und weniger erreicht wurden, zeigte es sich, daß die Schwingmühle bei annähernd gleicher Antriebsleistung nur  $1/15$  bis  $1/25$  der Mahldauer einer Kugelmühle benötigte.

### Besprechung der Versuchsergebnisse

Die Versuche haben gezeigt, daß man den Mahlvorgang beim Naßmahlen von Marmor in kleinen Modellgefäßen

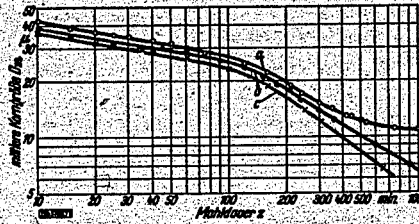


Bild 11. Vergleich der Mahlwirkung von Schwing- und Kugelmühle

Gefäßdurchmesser 125 mm

Füllgrad  $\epsilon = 1/2$

Füllung: Glaskugeln von 3 mm Dmr.

Konzentration  $K = 0,2 \text{ kg Marmor}/\text{kg Wasser}$

Kurve a Kugelmühle ( $f = 0,83 \text{ 1/s}$ )

Kurve b Schwingmühle ( $f = 25 \text{ 1/s}$ , Amplitude  $r = 0,167 \text{ cm}$ )

Kurve c Schwingmühle ( $f = 30 \text{ 1/s}$ , Amplitude  $r = 0,162 \text{ cm}$ )

mit Hilfe von Absinkversuchen gut verfolgen kann. Über die Kornverteilung läßt sich jedoch nichts aussagen, sondern man kann nur die mittlere Korngröße bzw. Oberfläche des Mahlgutes messen.

Die Versuche wurden an einem halb mit Kugeln gefüllten zylindrischen Gefäß vorgenommen und erheben keinerlei Anspruch auf Vollständigkeit. Sie sollten die Abhängigkeit der mittleren spez. Oberflächenvergrößerung von der als  $w$  zusammengefaßten Frequenz, der Amplitude und der Mahldauer aufzeigen und die Brauchbarkeit des Absinkverfahrens mit großen Feststoffkonzentrationen für Mahlversuche bestätigen. Die Naßmahlversuche mit Marmor zeigen, daß die mittlere Oberflächenzunahme proportional mit der auf der Bahnkurve gemessenen Geschwindigkeit  $w$  wächst. Ob diese Gesetzmäßigkeit auch für andere Mahlgüter zutrifft, können erst weitere Versuche zeigen.

Dauermahlversuche lassen erkennen, daß die Abnahme der mittleren Korngröße mit der Mahldauer in bestimmten Bereichen nach Potenzgesetzen verläuft. Eine Deutung dieser Bereiche ist vorläufig nicht möglich. Ein Vergleichsversuch mit der Kugelmühle veranschaulicht die Überlegenheit der Schwingmühle.

Abschließend sei darauf hingewiesen, daß sich die grundlegenden Erkenntnisse über die Bewegungsvorgänge in Schwingmühlen auch auf andere Apparate, in denen körniges Gut Schwingungen ausgesetzt wird, übertragen lassen. Ähnlich wie bei der Schwingmühle kann man beispielsweise bei Schwingsieben oder Schwingförderanlagen den Einfluß von Amplitude und Frequenz auf die Bewegungsvorgänge des Gutes mathematisch untersuchen<sup>21)</sup>. Auf diese Weise lassen sich nicht nur die Bewegungsvorgänge in diesen Apparaten anschaulich erläutern, sondern man erhält auch Hinweise für die zweckmäßig zu wählenden Betriebsdaten. Bei der Wichtigkeit der genannten Apparate für fast alle Verbrauchgüterindustrien erscheint eine umfassende Untersuchung der Vorgänge durchaus lohnenswert, zumal bei Einsatz großzügiger Mittel, beispielsweise der Kinematographie<sup>22)</sup> mit großer Bildfolge, die Bewegungsvorgänge im Innern des Kornhaufwerkes genauer, als es in der vorliegenden Arbeit möglich war, untersucht werden könnten. [Bh 5760]

<sup>21)</sup> Vgl. H. Glösel, Untersuchungen über die Anstellung von Leistungskennlinien an neuzeitlichen, schnelllaufenden Schwingmühlen für Fein- und Feinstkieserung verschiedener Massengüter. Diss. Techn. Hochschule Berlin 1938; Auszug von W. Grönder, Z. VDI Beihft Verfahrenstechnik 1939 S. 31.

<sup>22)</sup> W. Grönder, Bewegung der Mahlkörper in Schwingmühlen, Veröffentlichung der Reichsstelle für den Unterrichtszulm zu dem Hochschulm Nr. U 905.

Büro K o l l m a r

04129

**BRAUNKOHLE-BENZIN AKTIENGESELLSCHAFT**  
WERK SCHWARZHEIDE

PRENSPREDER  
RUHLAND 221/224

BEANTWORT  
BRABAG SCHWARZHEIDE WERK

BRAUNKOHLE-BENZIN A.-G., WERK SCHWARZHEIDE

IHRE ZEICHEN

Herrn

IHRE NACHRICHT VOM

Dr. B ü t e f i s c h  
m.Br. Braunkohle-Benzin A.G.  
-Hauptverwaltung-

UNSERE ZEICHEN  
(BEI ANTWORT ANZUGEBEN)

B e r l i n C 2

Ko.

Schinkelplatz 1/2

SCHWARZHEIDE  
OBER RUHLAND (LAUSITZ)

DEN 6. März 1941 /Ws.

BETRIFFT:

Beiliegend überreiche ich Ihnen einen Bericht über die  
Kostenentwicklung Werk Schwarzheide 1936 - 1940.

Heil Hitler!



Anlage

VORSITZER DES AUFSICHTSRATS: WILHELM KEFFLER

VORSTAND: GENERAL ALFRED VON VOLLMER-ROCKELBERG, DR. HEINRICH BÜTEFISCH, DR. ERNST HOCHSCHWENDE, FRITZ KRANZFÜß  
STELLV. MITGLIEDER DES VORSTANDES: DR. ERICH LINDENBERG, KURT TANGH, DR. ERICH WÜLFER

04130 Nr. 312

Schwarzhide, den 12. Februar 1941.

Vertraulich!

Kostenentwicklung Werk Schwarzhide  
1936 - 1940

Inhalt:

- A) Ausbau, Leistung und Anbeute
- B) Kosten
- C) Gestehkosten-Vergleich mit anderen  
Fischereiverken
- D) Zusammenfassung.

Anlagen:

- 1. Leistung und Anbeute
- 2. Gestehkosten 1937 - 1940.

04131

A) Ausbau, Leistung und Ausbeute.

Zum besseren Verständnis der Kosten-Entwicklung werden im Vorwege die wichtigsten Daten über Ausbau, Leistung und Ausbeute genannt.

1. Entwicklung Gas-Anlagen:

Mit dem Bau des Werkes Schwarzhöhe wurde im Herbst 1935 begonnen. Der erste Teil der Anlagen wurde im Frühjahr 1936 in Betrieb genommen. Mitte des Jahres 1938 war der vorläufige Vollausbau des Werkes in seinen wesentlichen Teilen beendet, und zwar in folgendem Umfang:

<u>Gasreinigung:</u>	<u>Soll-Leistung je Stde.</u>
1 Koppers-Anlage	20.000 cbm Sy-Gas
5 Koppers-Anlagen (je 25.000 m <sup>3</sup> )	125.000 cbm Sy-Gas
1 Didier-Anlage	40.000 cbm Sy-Gas
1 Schmalfeldt-Anlage (stillgelegt)	-
	zus.: 185.000 cbm Sy-Gas
./ 10 % Reserve	<u>18.500 cbm Sy-Gas</u>
	= <u>166.500 cbm Sy-Gas</u>

entspricht bei 100 gr Fl. Ausbeute rd. 146.000 lato Fl. Primärprodukt.

Gasreinigung:

<u>Synthese</u>	230 Syntheseöfen
./ 10% Reserve	<u>23</u>
	<u>207 Syntheseöfen</u>

entspricht bei 800 cbm Sy-Gas stündlicher Beaufschlagung und  
100 gr Fl. Ausbeute rd. 145.000 lato Fl. Primärprodukt.



04132

- 2 -

Naohverarbeitung: Destillation  
Stabilisierung  
Gasverflüssigung  
Spaltanlage und Nebenanlagen

Kraftwerk

Kontaktfabrik

Polymarisierungsfabrik

An wichtigeren Erweiterungen kamen bis Ende 1940 hinaus

Polymerisations-Anlage ab Beginn 1940 in Betrieb,  
Vergrößerung der Synthese um 32 Kontaktofen sowie  
eine Vergrößerung der Aktivkohle-Anlage ab etwa  
Mitte 1940 in Betrieb.

Elektrofilter

Hartparaffin-Gewinnung

Die Vergrößerung der Synthese um 32 Öfen wirkte sich bis Ende 1940  
nicht produktionserhöhend aus, da das zur Verfügung stehende Gas mit  
den bisher vorhandenen Öfen verarbeitet werden konnte.

Dagegen erfuhr die Benzol-Produktion nach Inbetriebnahme der Polymeri-  
sations-Anlage durch Polymerisation von  $C_2$  und  $C_4$ -Kohlenwasserstoffen  
eine Zunahme, die sich einschließlich der Spaltanlage auf ca. 8 %  
stellt, bei entsprechendem Fortfall von Treibgas.

Abgesehen von weniger bedeutenden Schäden und Ausfällen wurde der Be-  
trieb bzw. die Produktion ab Ende 1938 hauptsächlich durch die zwecks  
Durchführung von Reparaturen erforderliche Einzel-Herausnahme der  
Koppers-Anlagen in der Zeit von November 1938 bis November 1939 und  
durch den Leistungsrückgang der Didier-Anlage ab Juli 1939 nachteilig  
beeinflusst.

-3-

POOR  
COPY

3

POOR  
COPY

Aus diesem kurzen Überblick ergibt sich, daß zwischen der betrieblichen Lage in der zweiten Hälfte 1938 und der des Jahres 1940 kein erheblicher Unterschied bestand. Ein Vergleich dieser beiden Zeitabschnitte ist kostennäßig infolgedessen von besonderem Interesse, da er bei ähnlichen Anlageverhältnissen die betriebliche und kostenartige Entwicklung bis Ende 1940 am klarsten aufzeigt. Dieser Vergleich erfolgt an späterer Stelle.

### 2. Entwicklung der Leistung:

Die Erzeugung nahm in den Jahren 1937 - 1940 \*) folgende Entwicklung an (s. auch Anlage 1):

	1937	1938	1939	1940
<b>Gaserzeugung</b>				
ehm Sy-Gas je Stunde	42.200	125.500 (II/38: 151.100)	115.600	144.600
ehm Sy-Gas insgesamt	369.365.000	1.090.986.700	1.012.508.000	1.268.214.000
Fl. Exia. Exod.	29.034 t	101.189 t	102.515 t	125.047 t
Rohmasel	3.317 t	6.494 t	16.994 t	29.975 t
Brennöl (gem. Brenninquote)	23.329 t	77.563 t	82.523 t	114.500 t

Der aus obigen Zahlen erkennbare Rückgang im Jahre 1939, vor allem gegenüber II/38, ist insbesondere auf den bereits erwähnten Ausfall der Koppers-Anlagen zurückzuführen.

Die Gaserzeugung leistete 1940 durchschnittlich annähernd 145.000 ehm Sy-Gas in der Stunde (II/38 = 151.000 ehm/h) und blieb damit hinter den Erwartungen zurück.

\*) 1936 wurde ausgelassen, da sich der Betrieb hier noch im Aufbaustadium befand.

04134

- 4 -

Die Leistung wurde insbesondere durch die Didier-Anlage bei einer Gasleistung von nur rd. 22.000 cbm/h herabgedrückt. Die 6 Koppers-Anlagen lieferten im Durchschnitt 20.500 cbm Sy-Gas/h (1940).

### 3. Entwicklung der Ausbeuten:

In Bezug auf die wichtigsten Ausbeuten ergibt sich folgendes Bild (s. auch Anlage 1):

	1937	1938	1939	1940
<u>Sy-Gas in 10</u>				
<u>Erikett</u>	ca. 1.257 m <sup>3</sup>	1.251 m <sup>3</sup>	1.212 m <sup>3</sup>	1.190 m <sup>3</sup>
		(II/38: 1.249 m <sup>3</sup> )		

Bei der Sy-Gas-Ausbeute je Tonne Erikett zeigt sich ein leichter Rückgang, der vorwiegend auf den Rückgang bei Didier zurückzuführen ist.

	1937	1938	1939	1940
<u>fl. Primärprodukt</u>				
<u>in 100 Sy-Gas</u>	61,1 gr	55,2 gr	104,5 gr	101,0 gr
		(II/38: 59,3 gr)		

Diese Bezugszahlen stellen keine einwandfreien Werte dar, da das flüssige Primärprodukt den stabilen Kohlenwasserstoffen der Ausbeute nicht genau entspricht. Der Rückgang 1940 gegenüber 1939 wird durch erhöhte Benzolanteile in Rohgasol mehr als ausgeglichen.

Die an sich nicht bedeutende Veränderung der flüssigen Ausbeuten in der Synthese ab II/1938 bis 1940 spielt kostenmäßig keine besondere Rolle.

	1937	1938	1939	1940
<u>Rohgasol in</u>				
<u>100 Sy-Gas</u>	9,3 gr	6,1 gr	17,3 gr	24,2 gr
		(II/38: 5,7 gr)		

Der Rohgasol-Anfall ist laufend gestiegen, wobei allerdings 1940 der vorerwähnte gesteigerte Anteil stabiler Teile in Rohgasol zu

-5-

POOR  
COPY

3

PO  
CO

beträchtliches bleibt. Der hohe Gasolenfall in Verbindung mit stark verbesserten Absatzmöglichkeiten für Treibgas wirkt sich gänzlich sehr fühlbar aus.

fl. Primärprodukt - Benzol	1937	1938	1939	1940
a) Benzinquote	80 % (11/38: 76,2 %)	76,7 % (11/38: 76,2 %)	80,5 %	91,6 %
b) Benzoläquivalent	-	ca. 77,5 %	83,5 %	109 %

Die gesteigerte Benzinquote bzw. das höhere Benzoläquivalent übt in Verbindung mit dem vorerwähnten höheren Rohgasolenfall den entscheidenden Einfluß auf die Entwicklung der Gestehkosten je te Benzol aus, die im nächsten Abschnitt behandelt werden. Diese Steigerungen sollen daher bereits an dieser Stelle erläutert werden und zwar an Hand der auch beim Kostenvergleich gewählten Vergleichsperioden August - Oktober 1938 gegenüber August - Oktober 1940.

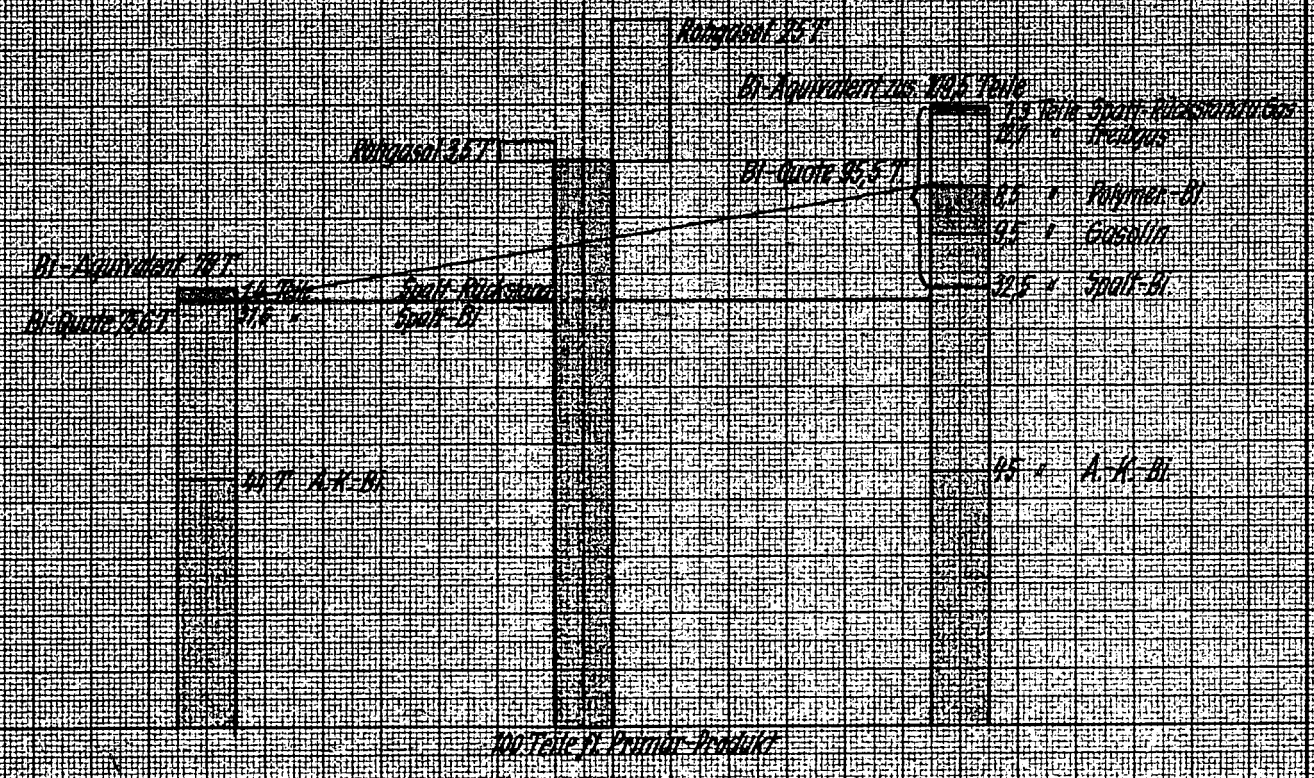
Vorweg sei erklärt, daß unter der Benzinquote das Verhältnis des flüssigen Primärproduktes zum Benzol, bei Umwandlung der gesamten flüssigen Primärprodukte zu Benzol einschließlich Dieselöl und Gatsch sowie des aus dem Gasol gewonnenen Polymerbenzins, zu verstehen ist, unter dem Benzoläquivalent dagegen außerdem noch hinzugerechnet sämtliche gewonnenen und verwertbaren Nebenprodukte der Synthese und Nachverarbeitung wie Treibgas, Spaltrückstandsöl und Spaltgas in Höhe ihres Benzoläquivalents.

Wie sich aus nachstehender Darstellung ergibt, steht einem Benzoläquivalent August - Oktober 1938 in Höhe von 78 % in den Monaten August - Oktober 1940 ein solches von 109,5 % gegenüber. Dieses bedeutet bei etwa gleichen absoluten Kosten in einem Fall 78 Teile Benzol, in anderen 109,5 Teile, mit anderen Worten eine Senkung der Kosten je te Benzol um rd. 28,6 %.

# Benzin-Quota u. Benzin-Äquivalent

1938 (Aug. Okt.)

1940 (Aug. Okt.)



POOR COPY 3

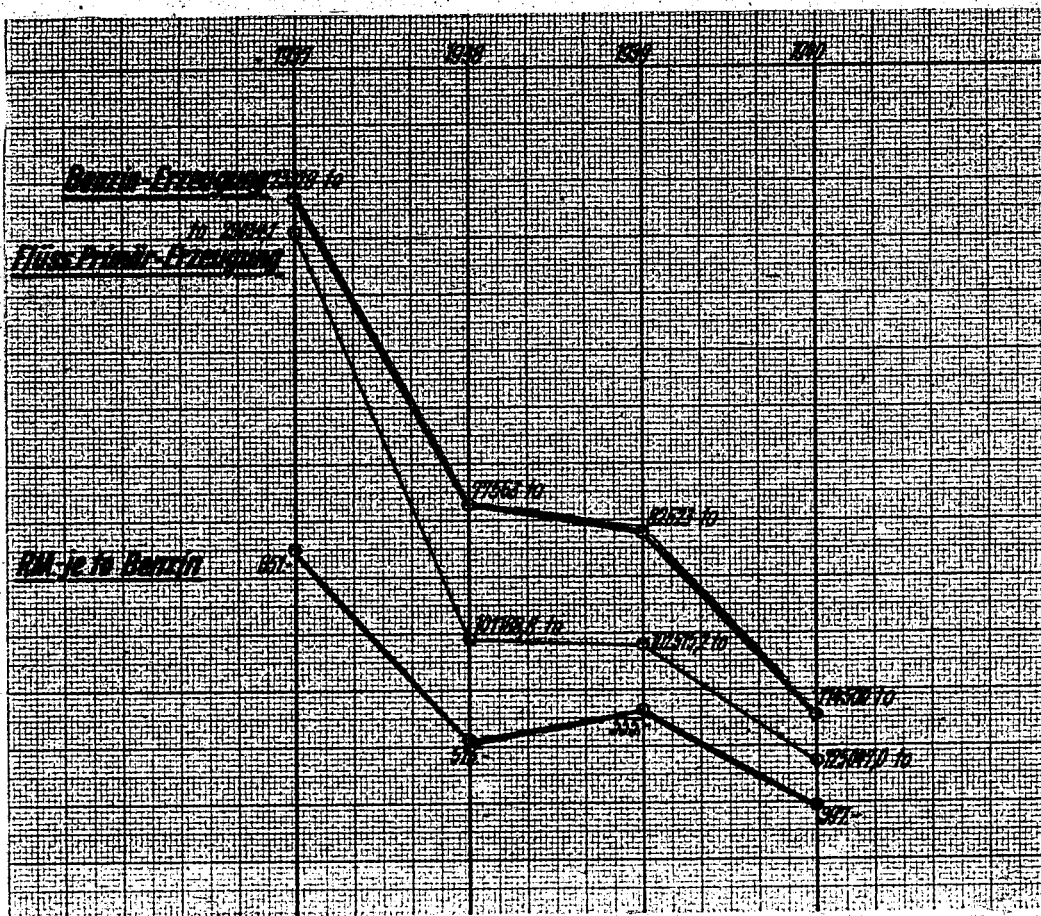
Die Ursachen der Verbesserung sind teils auf betriebliche Fortschritte und Erweiterungen, teils auf von außen kommende Umstände, wie z.B. verbesserte Absatzmöglichkeiten, zurückzuführen. Im einzelnen sind die Hauptgründe:

1. Erhöhter Rohgasanfall einschließlich höherer Gasolin- (flüssige) Anteile im Rohgasol
2. Stark verbesserte Absatzmöglichkeiten für Treibgas
3. Polymerisation eines Teiles der Gasole zu Polymerbenzin
4. Höhere Ausbeute bei Spaltung des Kondensatöles, hervorgerufen:
  - a) betriebliche Fortschritte
  - b) Herabsetzung der Qualitätsansprüche (O.Z.) an das heutige Spaltbenzin
  - c) Nichtspaltung von Kondensatölfractionen mit ungünstigen Spaltergebnissen (Dieselöl)
5. Verwertung des Spalt-Rückgases im Kesselhaus.

Während 1938 die an sich zwar geringere Gasol-Menge abgefackelt werden mußte oder mit wirtschaftlich sehr geringem Effekt als Kesselfeuerung Verwendung fand, da keine oder nur eine sehr geringe Möglichkeit zum Abtransport und Absatz bestand, zumal die strengeren Vorschriften über Treibgas noch hindernd im Wege standen, kann heute eine fast völlige Verwertung bzw. Umarbeitung der Gasole, soweit sie im heutigen Betriebe bereits erfaßt werden, stattfinden.

**B) Kosten****Entwicklung der Gestehkosten**

Die Gestehkosten -bezogen auf eine Tonne Benzol- sowie die Jahres-  
erzeugungen von flüssigem Primärprodukt und Benzin 1937 - 1940  
entwickelten sich wie nachstehend dargestellt:



Weitere Einzelheiten ergeben sich aus Anlage 2.

Um die eigentliche Entwicklung und die Verschiebungen im Zeitraum zwischen II/1938 und 1940 klarer erkennen zu können, ist es zweckmäßig, einen Kostendurchschnitt von ungefährl. etwa gleichliegenden Monaten aus den beiden Zeitperioden zu betrachten. Es wurden hierfür die Monate August bis Oktober 1938 und 1940 mit einer verhältnismäßig hohen Produktion von je rd. 11.000 t Fl.Prüfprodukt gewählt. Die Rechnungen wurden in zwei Gruppen zerlegt:

- I.) Fabrikationskosten auf Fl.Prüfprodukt bezogen, nach Abzug der Erlöse für Kupfersteer, Makroparaffin und Massen
- II.) Auswirkung des Benzoläquivalents.

Die Kontaktregenerierungskosten wurden für den Vergleich auf gleicher Grundlage gerechnet, da diese Kosten außerhalb der vorliegenden Betrachtungen liegen.

K o s t e n - Monatsmittel aus	Aug.-Okt. 1938		/ Aug.-Okt. 1940	
	Fl.Prüf.Erzeugung:		Fl.Prüf.Erzeugung	
	RM	RM je t Fl.Prüf.	RM	RM je t Fl.Prüf.
<b>I. Kosten</b>			<b>I. Kosten</b>	
Rohstoffe 89.100 t Briketts x 8,00 (8,0 t / t Fl.Prüf.)	720.300	65,60	90.347 t x 8,00 (8,0 t / t Fl.Prüf.)	722.300 72,--
Hilfsstoffe				
Fremdkoks 12.700 = 1,16			162.700 = 14,69	
Hilfsf.Kontakte 362.700 = 33,07 (ohne A.+K.D.)			331.300 = 31,73	
Sonstige 73.300 = 6,62	448.700	40,91	53.600 = 4,84	567.600 51,26
Sonst.Fabrikationskosten	1.040.300	94,86	Sonst.Fabr.Kosten	1.142.300 103,16
H.V.Kosten 75.700 = 6,90			H.V.Kosten	140.000 12,64
Anl.u.Kap.Mieter 14,5% a/115 Mill.	1.389.600	126,72	14,5 % a/125 Mill.	1.510.300 136,32
<b>z. Erlöse für</b>	<b>3.674.600</b>	<b>333,07</b>	<b>4.197.300</b>	<b>375,45</b>
Kupfersteer 2.100 t x 30,-	71.700	6,54	2.947 t x 30,-	90.400 = 8,16
Makroparaffin	-	-	120 t x 590,-	97.800 = 8,84
ausgebr.Massen usw.	-	-	500 = 0,05	188.700 17,03
	<b>3.602.900</b>	<b>326,53</b>	<b>3.968.800</b>	<b>358,48</b>
<b>II. Benzol-Äquivalent</b>	<b>78 %</b>		<b>II. Benzol-Äquivalent</b>	<b>109,5 %</b>
	<b>0.554.8 t</b>			<b>12.183.3 t</b>
<b>Kosten je t Bi-Äquivalent</b>	<b>RM 421,19</b>		<b>Kosten je t Bi-Äquivalent</b>	<b>RM 327,21</b>



Die vorliegende Rechnung zeigt deutlich ein Anwachsen der Fabrikationskosten (Gruppe I) im Jahre 1940 absolut gesehen und auf die Tonne flüssigen Primärprodukt bezogen.

Die Steigerung ist vor allem hervorgerufen:

bei den Rohstoffen durch höheren Krikett-Indexpreis und schlechteren Gas-Ausbeute 1940

bei den Hilfsstoffen durch höheren Fremdkohleverbrauch (zu Gunsten der Gasgewinnung)

bei den sonstigen Fabrikationskosten durch Anwachsen der Gehaltskraft, Erhöhung der Gemeinkosten, Verwaltungskosten u. dergl.

Diese Steigerungen können zum Teil auf die Kriegsverhältnisse, in gewissem Umfang auch auf die Erweiterungen (Polymer-Anlage etc.) zurückgeführt werden.

bei dem Anlage- und Kapitaldienst durch Erhöhung der Anlagewerte um rd. 10 Mill. RM (Erweiterung um 52 Öfen, 2-Kohle, Elektrofilter, Polymeranlage, Paraffin-gewinnung und kleinere Anlagen).

Insgesamt haben sich die Fabrikationskosten bei ähnlicher Ausbeute je to Krikett : fl. Primärprodukt um rd. RM 40,- je to fl. Primärprodukt gesteigert (ca. RM 335,- s ca. RM 375,-), oder um etwa RM 400 - 500.000 in Monat, bzw. über 5 Millionen RM auf ein Jahr gerechnet, wobei etwa 1,5 Mill. RM auf die Anlageerweiterungen fallen.

Der Nachteil höherer Fabrikationskosten wird durch den Einfluss des wesentlich gesteigerten Brennstoffäquivalents indes nicht nur nicht ausgeglichen, sondern erheblich übertroffen (Gruppe II). Die Entwicklung des Brennstoffäquivalents wurde bereits im vorhergehenden Abschnitt näher behandelt, so daß es sich erübrigt, hier nochmals darauf einzugehen. Die Verkünderung bewirkt jedenfalls, daß sich die Gestehkosten je to Brennstoff

August - Oktober 1940 mit rd. RM 127,-  
errechnen, gegenüber

August - Oktober 1939 mit rd. RM 121,-

Trotz dieses günstigen Ergebnisses, das sich vorwiegend aus der höheren Gewinnung, der Polymerisation und der wesentlich verbesserten Absatz-

Möglichkeit der Gasole erklärt, darf nicht außer acht gelassen werden, daß die Kosten je te Benzol bei außer den erhöhten Anlage- und Kapitalkosten sonst unverändert gebliebenen Fabrikationskosten in den Vergleichsmonaten 1940 auf RM 105,- gesunken wären.

Im übrigen handelt es sich in beiden Fällen um verhältnismäßig sehr günstige Zeitabschnitte, die Ergebnisse dürfen also nicht als Durchschnitt gewertet werden. Außerdem bleibt beim Vergleich der vorliegenden Rechnungen mit den normalen Kostenrechnungen zu berücksichtigen, daß sich bei Anwendung des Benzoläquivalents rechnerisch niedrigere Gestehkosten je te entwickeln als bei Einsatz der Nebenprodukte der Nachverarbeitung unter Nebenrisiken. Das Gesamt-Ertragsergebnis wird aber durch die verschiedenartigen Rechenformen nicht beeinträchtigt. Die abweichende Form wurde hier gewählt, weil sich dabei die Entwicklung klarer herausstellt.

Über die hauptsächlichsten Kostenarten ist entwicklungsmäßig folgendes zu sagen:

#### Roßhauf (Briketts)

Die Bewegung auf diesem Gebiet ist verhältnismäßig gering. Durch Rückgang der Gasenbeute und durch Erhöhung des Brikettpreises (Indexpreis) ist laufend eine Verteuerung eingetreten. Eine Verbesserung der Brikettqualität wird nachdrücklich seit langen angestrebt. Erfolge auf diesem Gebiete werden, insbesondere in den Wintermonaten, Leistungsrückgänge vermeiden und sich deshalb vor allem wirtschaftlich stark auswirken.

#### Hilfsstoffe

##### Freudenberg

Der stark angewachsene Freudenbergverbrauch zur Deckung der Unterfeuerungsbedürfnisse wirkte sich verteuern aus, wenn dieses auch eine erhöhte Gasolenmenge, die früher teils in das Restgas durchschlag und dessen Heizwert erhöhte, gegenübersteht. Eine der wichtigsten weiteren Aufgaben liegt in der gesteigerten Verwertung der eigenen

feinkörnigen Grade für Generatormas. Eine Steigerung der Ertragsqualität und in Verbindung hiermit ein Mehrerfall generatortauglichen Eigenkohles wird sich verbessernd auswirken.

Kontakte:

Die hauptsächlichste Rolle unter den Hilfstoffen spielen die Synthesekontakte. Die hier auf der Tonne Basis liegenden Kosten betragen:

1936/37 ca. RM 94,- gegenüber 1940 ca. RM 31,-  
(einschl. Anlage- und Kapitaldienst für die Kontaktfabrik)

Die Kobaltverluste sind von 11,5% 1938/39 auf 1,1% 1940 je Kontakt-Regenerierung zurückgegangen. Kreislaufverluste sind 1940 kaum noch aufgetreten.

Bis Ende 1938 wurden bei rd. 136.000 t Fl.Prüfprodukt

rd. 103 t Kobalt

durch Verluste bei der Kontakt-Regenerierung und Kontakt-Herstellung aus Frischkobalt, die weitans überwiegend a.St. in der Holtener Kontaktfabrik durchgeführt wurden, sowie im Kreislauf der Kontakte eingebüßt. Ab 1939 besifferte sich dieser Verlust bei rd. 227.000 t Fl.Prüfprodukt dagegen nur auf

rd. 42 t Kobalt.

Auf die Tonne Fl.Prüfprodukt entfallen

bis 1938 rd. 0,750 kg Kobalt-Verlust = rd. RM 6,06  
ab 1939 - 1940 rd. 0,105 kg Kobalt-Verlust = rd. RM 1,48

Vonn somit die Entwicklung auch als günstig zu bezeichnen ist, so bedeuten die Kontakte trotzdem noch eine ungewöhnlich hohe Belastung für die Fischer-Synthese. Fortentwicklungen auf diesem Gebiete können bedeutende wirtschaftliche Vorteile bringen.

POOR COPY 3

PO CO

Schwefelreinigungskosten:

Die Kosten für Schwefelreinigungsmaschinen, die in den Gesamtkosten von untergeordneter Bedeutung sind, haben laufend eine Verbilligung erfahren.

Energie:

Die Kosten für Wasser, Dampf und Strom in Schwerebeide sind hoch, aber unter den gegebenen Verhältnissen kaum wesentlich zu ändern.

Die Kosten für 40 atü Dampf beliefen sich 1940 auf durchschnittlich

RM 4,20 je to  
für Strom auf RM 2,97 Pfg. je kWh  
(einschl. Verteilerkosten)

Gefolgschaft

Die Entwicklung bzw. Zunahme der Gefolgschaft II/1938 bis II/1940 verlief wie folgt:

	Stand Ende	II/38	I/39	II/39	I/40	II/40
Arbeiter	2 961	3 073	3 040 ohne W. 403 Wehrm.	3 322 456	3 657 379	
Angestellte	471	393	328 ohne W. 106 Wehrm.	697 98	729 107	

Ferner erhöhten sich u.a.:

Reparaturen:

1938	RM 2.271.500
1939	RM 3.372.000
1940	RM 2.873.500

Die besondere Steigerung 1939 ist auf die Reparaturen bei Koppers zurückzuführen.

04144

- 14 -

Gemeinkosten (einschl. Anl.u.Kap.-Dienst)

	RM
1938	(abweichende Aufteilung)
1939	5.277.700
1940	5.322.700

Nebenkosten für Kosten der H.V.

	RM
1938	1.339.200
1939	1.440.000
1940	1.600.000

Anlage- und Kapitaldienst

Die Jahresdurchschnitte der den Abschreibungen (9 %) zu Grunde gelegten Anlagewerte sind:

	rd. RM
1937	55.000.000
1938	100.000.000 (in Vergleichsrechnung Aug.- Okt. 1938 = 115 Mill. RM)
1939	125.500.000
1940	122.500.000 (nach Herausnahme der Kontakte)

In diesen Werten ist das Kraftwerk, die Kontakt- und Massfabrik, ebenso auch noch die Schmalfeldt-Anlage enthalten.

Bei den kalkulatorischen Zinsen (5 1/2 %) werden ab 1939 für das Betriebskapital rd. RM 13.000.000 hinzugerechnet.

Bei rd. RM 450,50 Kosten je te Bensa in Jahre 1940 (ohne Abzug der Nebenerlöse) entfallen

rd. RM 96,40 auf Abschreibungen  
 rd. RM 65,50 auf kalk. Zinsen  
 aus: rd. RM 161,90 = rd. 37,1 %

-15-

POOR  
COPY

3

PO  
CO

04145

- 15 -

Die Hauptkostenarten gliedern sich nach dem jetzigen Stand  
prozentual etwa folgendermaßen:

	<u>2</u>
Rohtoffe	19,2
Hilfsstoffe (einschl. Rückst. für Kontakte etc. ohne A+E-Dienst)	13,0
Forschungskosten (nur Messingfabrik)	7,6
Energien (ohne A+E-Dienst)	4,2
Reparaturen	3,6
Sonstige Kosten	3,3
Gemeinkosten (ohne A+E-Dienst)	6,7
H.V.-Kosten	3,3
Zinsen	14,9
Abschreibungen	22,2
	<u>100,0 %</u>

Der Anteil der gesamten Gefolgschaftskosten in Schwarzbeide, also  
einschließlich der Gefolgschaftskosten der Kontakt- und Messingfabrik,  
des Kraftwerkes, der Werkstätten und Reparaturbetriebe und der in  
sonstigen und Gemeinkosten enthaltenen Löhne und Gehälter beträgt

22,4 % der Gesamtkosten.

- 16 -

POOR  
COPY

3

PO  
CO

04146

- 16 -

**Zusammengefaßt:**

rd. 19,2 %	Rawstoffe
rd. 23,4 %	Sefelgaschicht
rd. 37,1 %	Abschreibungen u. Zinsen
78,7 %	
rd. 21,3 %	Sonstiges
<u>100,0 %</u>	

Bei Aufteilung der Kosten nach Betriebsgruppen, also Gaserzeugung, Synthese und Nachverarbeitung, stellt sich klar die dominierende Stellung der Gaserzeugung innerhalb des Fischer-Verfahrens heraus. Dieses ist auf nachstehender Zeichnung veranschaulicht.

Die Gesamtkosten je to Benzol betragen hiernach RM 438,50 (ohne Abzug der Nebenrisse), wovon allein RM 246,50 auf die Gasphase entfallen bzw. rd. RM 268,--, sofern die Kosten der Gasreinigung einbezogen werden. Das bedeutet also einschließlich Gasreinigung einen Anteil von rd. 61 % der Gesamtkosten, während nur rd. 39 % für die gesamte Synthese und die Nachverarbeitung verbleiben.

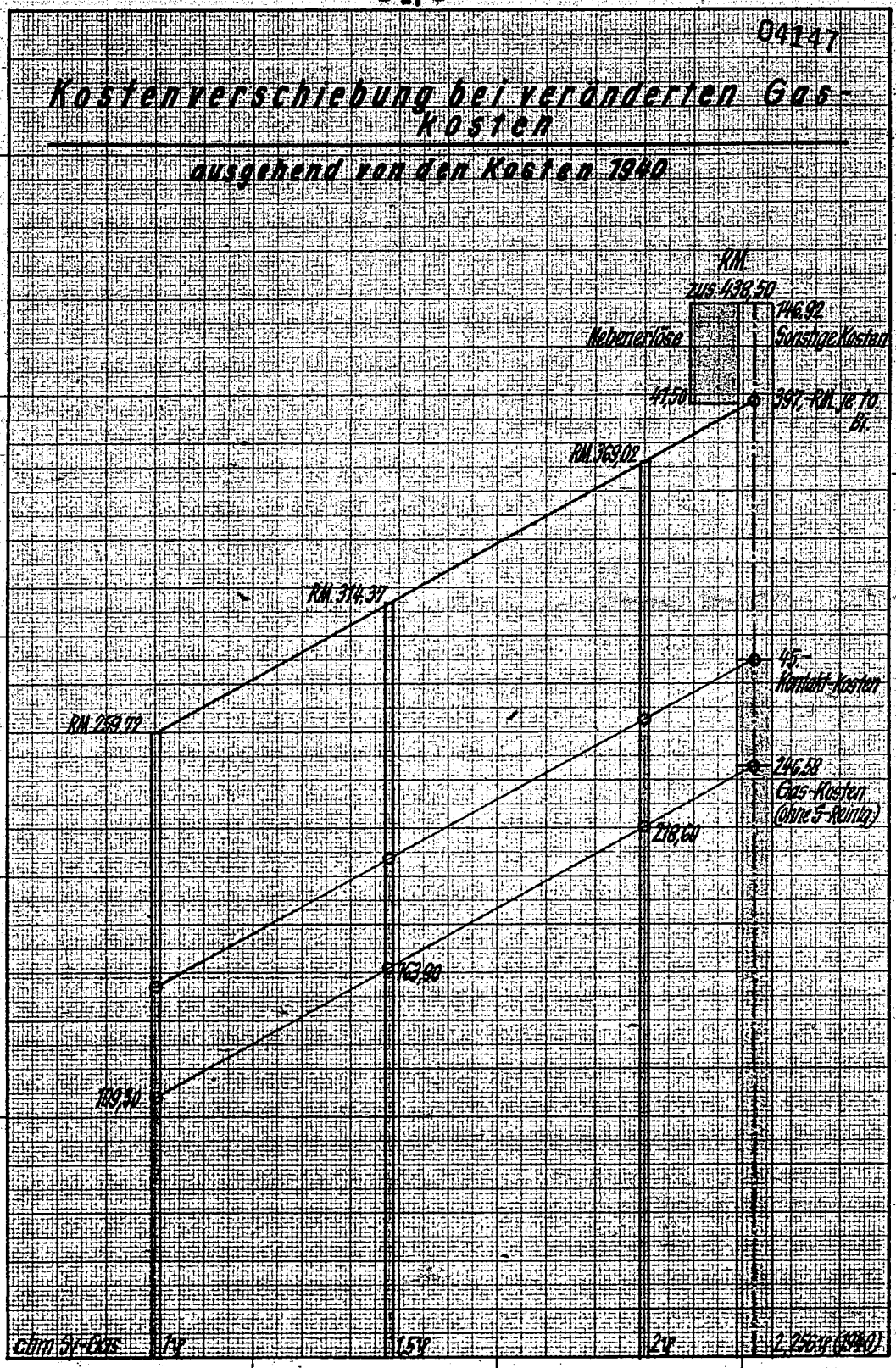
In der Synthese wiederum spielen die Kontaktkosten eine bedeutende Rolle, auf die etwa 10 % der Gesamtkosten entfallen, somit nach dem jetzigen Stand über 70 % auf Sy-Gas und Kontakte.

Aus der nachstehenden Darstellung ist ferner zu ersehen, in welchem Umfange sich die Bi-Gestehkosten bei Rückgang der Gaskosten senken würden. Zu bemerken bleibt noch, daß die jetzige Höhe der Gaskosten teilweise auf die schlechte Betriebslage bei der Didier-Anlage zurückzuführen ist. Allein hierdurch erfahren die Kosten eine Erhöhung von über RM 25,-- je to Benzol.

-17-

POOR  
COPY

3





Es ergibt sich aus dieser Betrachtung, daß -wirtschaftlich gesehen- neben sonstigen künftigen Möglichkeiten in Bezug auf betriebliche und verfahrensmäßige Verbesserungen und Verfeinerungen in der Synthese und der Nachverarbeitung und neben der Erfassung festlicher Kohlenwasserstoffe die Gabe und Kontaktkosten im Vordergrund stehen.

Die ab 1940 durchgeführte Polymerisation bringt heute im Gegensatz zu früheren Jahren, als das ohne Polymerisation vorhandene Treibgas schwer absetzbar gewesen und zur Abfackelung gekommen wäre, keine geldlichen Vorteile, da die zusätzlichen Kosten für die Polymerisation den bestehenden Hindernissen bei Treibgas aufheben, einschließlich des Anlage- und Kapitaldienstes sogar übertreffen. Demgegenüber aber verbleibt der Vorteil des qualitativ höherwertigen Polymerbensins, der sich s.Et. allerdings geldlich nicht auswirkt, und eine Verringerung der Gefahr, überschüssiges, d.h. nicht absetzbares Treibgas abfackeln zu müssen.

Die Gewinnung von Hartparaffin (Makroparaffin) hat bei gleichzeitiger gesteigerter Nachfrage im Kriege gute Fortschritte gemacht.

1939	294 tate
1940	1 445 tate.

Für das Jahr 1941 wird mit einer Herstellung von wenigstens etwa 2 500 t gerechnet.

Durch die seit 1939 steigend auftretenden Nebenrisse für das Paraffin erhöht die Benzin-Rechnung eine fühlbare Entlastung. Bei einem Erlös von rd. RM 650,- je t Hartparaffin erbrachten die 1 445 t im Jahre 1940 einen Erlös von rd. RM 940.000,-. Bezogen auf die Benzinerzeugung von rd. 114.500 t bedeutet dieser Nebenrisse eine Senkung der Benzin-Gestehkosten um ca. RM 0,23 je t Bz. Die bei der Paraffin-Gewinnung und -Verarbeitung auftretenden zusätzlichen Kosten beeinträchtigen den Vorteil nicht sehr erheblich, da sie s.Et. etwa bei RM 100,- je t Paraffin liegen, also bei rd. RM 140 - 150.000 im Jahre 1940, gegenüber RM 940.000,- Erlös.

04149

- 19 -

Hiermit sind die hauptsächlichsten Ursachen zusammengefaßt, die zu der beachtlichen Senkung der Gestehkosten des Benzins im Laufe der Entwicklung bis 1940 geführt haben.

Vorläufig zeigt das Jahr 1940 folgendes Ergebnis:

Beraufwand	31,7 Mill. RM
Kalk. Zinsen	7,5 "
Abschreibungen	<u>11,9 "</u>
	50,2 Mill. RM
./. Hebererlöse	<u>4,8 "</u>
	45,4 "
./. Haupterlöse	<u>37,4 "</u>
Verlust :	<u>8,0 Mill. RM</u>

Etwa 3/4 der Abschreibungen bleiben also u. Zt. noch ungedeckt.

Für 1941 wird vorläufig mit ähnlicher Produktion und ähnlichem Ergebnis gerechnet.

- 20 -

POOR  
COPY

3

PO  
CO

C) Gestehkostenvergleich mit anderen Fischerwerken:

Im Laufe der letzten Monate durchgeführte Kostenvergleiche mit der Ruhrbenzin, dem Krupp Treibstoffwerk und Victor-Rauzel ergaben, daß diese Werke entsprechend den uns gemachten Angaben z.B. in den Gestehkosten für Benzin um schätzungsweise RM 55,- niedriger liegen als Schwarzeide.

Ein genauer Vergleich stößt u.a. aus folgenden Gründen auf Schwierigkeiten:

- 1.) Die Westwerke gehen zur Herstellung von Synthesegas von Steinkohlenteers aus, während Schwarzeide direkt von der Lausitzer Braunkohle als Briquet ausgeht.
- 2.) Die Westwerke wenden teilweise in der Synthese das Mittel-druckverfahren an, das sich insbesondere in unterschiedlichen Anlagewerten, Ausbeuten und Energien auswirkt.
- 3.) Die Nachverarbeitung der Primärprodukte auf Benzin, Dieselöl etc. erfolgt in den einzelnen Werken verschiedenartig.

Die entscheidenden Kostenabweichungen zwischen Schwarzeide und den oben erwähnten Werken ergeben sich aus nachfolgender Gegenüberstellung, bei der für die drei westlichen Fischerwerke ein Durchschnitt errechnet und eingesetzt wurde. Die Ausbeuten in der Synthese und in der Nachverarbeitung wurden in der Gegenüberstellung als gleich angenommen, ebenso die Nebenerlöse, damit das Kostenbild durch verschiedene Ausbeuten keine, in diesem Zusammenhang nichtinteressierenden Abweichungen erfährt. Auch die jährliche Lohn- und Gehaltssumme je Gesellschaftsmitglied wurde als gleich unterstellt, zumal sie sich nicht wesentlich voneinander unterscheidet.

Kostenvergleich

## Gegenwärtiger Durchschnitt

S. Vertriebsabteilung  
(schonatiert)

Grundlagen	Jahr
Durchschnitts-Erzeugung	47.000 Stk. Prim. Prod.
-(angenommene Beanspruchung 90 %)	42.300 Stk. (ca. 36% von 115.000)
Gefolgschaft:	350 Arbeiter ca. RM 2.500,- 175 Angest. ca. RM 4.000,-
Anlagevermögen:	8,2 Mill. RM Gaserzeugung 19,8 Mill. RM übrige Anlagen
	<u>sum.: 28,0 Mill. RM</u>

## Gegenwärtiger Durchschnitt

S. S. S. S.  
(schonatiert)

Grundlagen	Jahr
Durchschnitts-Erzeugung	131.000 Stk. Prim. Prod.
-(angenommene Beanspruchung 90 %)	118.000 Stk.
Gefolgschaft:	3150 Arbeiter ca. RM 2.500,- 680 Angest. ca. RM 4.000,-
Anlagevermögen:	43,1 Mill. RM Gaserzeugung 49,6 Mill. RM übrige Anlagen (ohne Kraftwerk u. Kontaktfabrik)
	<u>sum.: 92,7 Mill. RM</u>

Kosten je t Primat	ca. RM
Koks-Einsatz 6,5 t zu RM 18,-	117,-
Gefolgschaft: Arbeiter RM 32,50 Angest. RM 16,62	49,-
Kontaktkosten 214 Kontakte x RM 7.600,-	39,-
Energien (schätzungsweise)	29,-
Übrige Kosten einschl. Verwaltung (schätzungsweise)	37,-
Anlage- u. Kapitaleinsatz (15 %)	99,-
	<u>370,-</u>
./. Nebenverläufe	30,-
	<u>340,- je t Stk.</u>

Kosten je t Primat	ca. RM
Brikett-Einsatz 9,5 t x 8,70 = 82,90	72,-
./. Teer	13,-
Freischmelz-Einsatz	83,-
Gefolgschaft: Arbeiter RM 66,90 Angest. RM 21,10	90,-
680 Kontakte x RM 9.000,-	47,-
Energien	30,-
Übrige Kosten einschl. Verwaltung	47,-
Anlage- u. Kapitaleinsatz (15 %)	110,-
	<u>425,-</u>
./. Nebenverläufe	30,-
	<u>395,- je t Stk.</u>

Die vorliegende Rechnung zeigt im wesentlichen folgendes:

- 1.) Die Kosten für den Rohstoff liegen bei den Westwerken infolge der Verwendung von hochwertigem Koks für das Synthesegas erheblich höher. Allerdings erfahren die demgegenüber niedrigeren Rohstoffkosten in Schwarzhöhe durch den immer noch erforderlichen Fremdkoks zur Unterfeuerung eine nicht unerhebliche Erhöhung.
- 2.) Die Gefahrenhaftigkeit in Schwarzhöhe ist weitaus größer. Ein erheblicher Teil des Mehreinsatzes an Arbeitskräften entfällt auf die anders gelagerte und viel größere Gaserzeugung in Schwarzhöhe, ein anderer Teil auf Werkstätten, Reparaturbetriebe, Kolonnen und sonstige Hilfsbetriebe. Teilweise läßt sich letzteres dadurch erklären, daß die westlichen Treibstoffwerke zum Teil an größere Betriebe angelehnte Werke sind und daß damit Vorteile und Erleichterungen Hand in Hand gehen, die Schwarzhöhe nicht genießt. Synthese und Nachverarbeitung zeigen keine besonderen Unterschiede.
- 3.) Die Kosten für Kontakte liegen in Schwarzhöhe höher, da einmal Schwarzhöhe z.B. einen häufigeren Kontaktwechsel vornimmt und zum anderen, da die Kosten der Kontaktregenerierung und Herstellung in der noch nicht voll ausgenutzten Schwarzhöcker Kontaktfabrik z.B. etwas höher liegen als bei der stärker ausgenutzten Holtasser Kontaktfabrik, die die Ruhrbeasin und die übrigen Werke in Vesten mit Kontakten versorgt.
- 4.) Die Energien liegen in Schwarzhöhe höher, insbesondere, da die dortige Gaserzeugung einen starken Verbrauch an Dampf hat, während sich bei der Herstellung von Synthesegas aus Kokswassergas noch ein Dampfüberschuß kostensenkend auswirkt. Außerdem sind die Kosten je Energie-Einheit in Schwarzhöhe höher. Die Synthese der Westwerke benötigt dagegen infolge teilweiser Kompression für die Mitteldrucksynthese an dieser Stelle mehr Energien.

- 5.) Der Anlage- und Kapitaldienst fällt in Schwarzhöhe stärker ins Gewicht, da die Anlagen zur Erzeugung von Synthesegas aus Braunkohlenkohle sich zwangsläufig wesentlich teurer als die verhältnismäßig einfachen Kohlenwasser-Generatoren stellen.
- 6.) Die übrigen Kosten einschließlich Verwaltungskosten stellen sich in Schwarzhöhe um annähernd RM 10,- je to Bennis höher, teilweise bedingt durch die größeren Anlagen und durch die stärkere Sefolgshaft.

Zerlegt man die Kosten nach den Hauptbetriebsgruppen, also in Gasernzeugung, Synthese und Nachverarbeitung, so zeigt sich, daß das Synthesegas einschließlich Reinigung in Schwarzhöhe um etwa RM 4,- je 1000 cbm Sy-Gas teurer ist (rd. RM 21,- ; rd. RM 25,-). Auf eine Tonne Bennis bezogen, bedeutet dieser höhere Gaspreis bereits ein Kostenzuwachs von rd. RM 45,-.

Von dem vorher genannten Gesamtunterschied von rd. RM 55,- entfallen somit rd. RM 45,- allein auf das Synthesegas und RM 10,- auf die restliche Verarbeitung.

In der Gasernzeugung Schwarzhöhe wiederum verteuert der Didier-Anteil infolge der schlechten Betriebsverhältnisse 1940 und des hohen Fremdkohlebedarfes bei dieser Anlage das Gesamtgas um rd. RM 25,- bis 30,- auf die Tonne Bennis bezogen.

D) Zusammenfassung.

Der Vollbetrieb des Werkes Schwarzeide setzte in der zweiten Hälfte 1938 ein. Die Anlagen erfuhren bis Ende 1940 noch eine Reihe von Verbesserungen, Erhöhungen der Betriebssicherheit, Vervollständigungen und Erweiterungen, die zwar betriebliche Vorteile zur Folge hatten, ohne aber leistungs- und ertragsmäßig bedeutsamer in Erscheinung zu treten.

Die durchschnittliche Leistung der Gaserzeugungs-Anlagen, die für die Benzolproduktion entscheidend ist, blieb hinter den Erwartungen zurück, verstärkt durch die erforderlichen Reparaturen der Koppers-Anlagen 1939 und den Leistungsrückgang der Didier-Anlage.

Ausbeutenmäßig wurde der in der Synthese gegen Ende des Jahres 1938 etwa erreichte Stand an Ausbeute flüssiger Primärprodukte je ohm Sy-Gas bis Ende 1940 etwas überschritten, während die Gewinnung, Verarbeitung und Verwertung von Gasol starke Fortschritte machte, die sich wirtschaftlich kräftig auswirkten.

Diese Vorteile werden allerdings in gewissen Umfang durch eine eingetretene Zunahme der Fabrikationskosten wieder aufgehoben.

Die Gestehkosten bemiffen sich im Jahre 1940 auf

rd. RM 397.-- je kg Benzol

gegenüber erheblich höheren Kosten in den Vorjahren.

04155

- 25 -

Mit anderen Fischerwerken in Vesten durchgeführte Kostenvergleiche ergaben z.B. höhere Basis-Kosten in Schwarzhede, die sich teils aus den unterschiedlichen, an verschiedenen Stellen nicht unmittelbar vergleichbaren Betriebsverhältnissen und aus den jetzt enorm hoch liegenden Kosten des Didier-Gases erklären, zum Teil aber auch aus der an einigen Stellen verhältnismäßig hohen Belegschaft und den im Vergleich höheren allgemeinen Kosten in Schwarzhede.

*M. Muan*

POOR  
COPY

3



04156

Anlagen

Leistung und Ausbeute.

		11/1936	1937	1938	1939	1940
Erikettleistung	t	105.100	294.175	672.113	855.550	1.065.750
Fremdkoks-Verbrauch	t	7.359	16.582	14.859	37.720	51.507
Gasverzeugung Dildar	m <sup>3</sup>	57.793.710	106.707.700	251.455.100	276.620.000	292.243.000
Gasverzeugung Koppers	m <sup>3</sup>	46.577.090	102.857.300	859.551.600	735.888.000	1.076.071.000
Gasverzeugung Gesamt	m <sup>3</sup>	104.370.800	209.565.000	1.070.986.700	1.012.508.000	1.268.214.000
Gasverzeugung oh/n	m <sup>3</sup>	25.800	42.200	123.500	115.600	144.600
Gas für Nebenwerke	m <sup>3</sup>	11.685.200	11.681.510	28.219.700	31.254.500	30.493.800
Gasdurchsatz Synthese	m <sup>3</sup>	92.487.600	357.883.690	1.062.767.000	981.253.500	1.237.720.200
fl. Produkt	t	5.346	29.034	101.189	102.515	125.047
Rehgasol	t	-	3.517	6.494	16.994	29.955
fl.P.P. + Rehgasol	t	5.346	32.551	107.683	119.509	155.002
Brenn-Quote	t	4.884	23.329	77.563	82.525	114.500
Gas /to Erikett	m <sup>3</sup>	991	1.257	1.251	1.212	1.190
Erikett /1000 ohm Gas	t	1,01	0,80	0,80	0,83	0,84
Koks /1000 ohm Gas	kg	71	49	14	37	41
fl.P.P. /to Erikett	kg	50,8	97,6	116,0	122,7	117,5
fl.P.P.+Gasol /to Erikett	kg	50,8	110,0	123,5	143,0	145,4
fl.P.P. /ohm Gas	gr	57,8	81,1	95,2	104,5	101,0
Rehgasol /ohm Sy-Gas	gr	-	9,5	6,1	17,5	24,2
Brenn-Quote	%	80,7	80,0	76,7	80,5	91,6
Brenn /to Erikett	kg	46,5	79,3	88,9	98,6	107,4
Erzeug. fl.P.P. je Kontakt	t	-	-	190	202	202
Erzeug. fl.P.P. + Gasol je Kontakt	t	-	-	202	236	250
Gefolgschaft (Jahresende) (ohne Wehrmacht)		991	1.844	3.452	3.568	4.386

04158  
Anlage 2

Gesamtkosten 1937 - 1942

	1937		1938		1939		1942	
<u>Brennöl ges. Quote</u>	<u>25.320,7 t</u>		<u>77.569,1 t</u>		<u>82.927,4 t</u>		<u>114.500,0 t</u>	
<b>Kosten</b>								
Rohtoffe	2.690.600	115,33	7.579.900	97,73	7.363.000	89,26	9.661.300	84,30
Hilfsstoffe (einschl. Rückst.)	2.913.600	124,89	5.551.400	71,37	6.580.900	79,75	6.503.400	56,80
Fabrikationskosten	6.156.400	263,29	12.357.600	159,32	13.870.900	168,08	13.804.700	120,56
	11.760.600	504,12	25.488.900	328,62	27.817.600	337,09	29.969.400	261,74
o/o Nebenrlöse	143.300	6,14	1.106.700	15,30	2.315.800	28,06	4.752.600	41,53
	11.617.300	497,98	24.382.200	313,32	25.501.800	309,03	25.216.800	220,23
H.v.Kosten	-	-	1.535.200	17,21	1.440.000	17,45	1.600.000	14,67
	11.617.300	497,98	25.917.400	330,53	26.941.800	326,48	26.816.800	234,90
Kalk.Sinsen (5/2%)	3.300.000	141,46	5.340.400	69,06	7.617.700	92,31	7.502.900	65,33
	14.917.300	639,44	30.977.800	399,38	34.559.500	418,79	34.319.700	300,43
Abschreibungen (9 %)	4.950.000	212,18	8.984.800	115,63	11.293.300	136,83	11.034.700	96,37
	19.867.300	851,62	39.962.600	515,23	45.852.800	555,64	45.434.400	396,80

POOR COPY 3

4

04159

Dr. III

Herr Hellmar

Schwarze, den 26. Juni 1941.

Vertraulich!

Entwicklung Werk Magdeburg.

Inhalt:

- A) Anbau, Leistung und Ausbeute.
- B) Entwicklung der Gestehkosten.
- C) Voreinschätzung der künftigen Gestehkosten und Ertragslage.

Anlage:

Entwicklung der Anlagewerte.

POOR  
COPY 4

04160

A) Ausbau, Leistung und Ausbeute.

1.) Entwicklung des Ausbaus.

Mit dem Bau des Werkes Magdeburg wurde im Juni 1935 begonnen. Im September 1936 setzte die Benzol-Erzeugung ein. Damit kann der erste Ausbau in seinen wesentlichen Teilen als fertiggestellt betrachtet werden, und zwar für eine

Verarbeitung von rd. 188.000 tate Teer und Leichtöl  
entsprechend einer Erzeugung von

rd. 150.000 tate Benzin.

Diese Ausbaustufe entspricht einer Investierung von 54,4 Mill. RM. Unmittelbar im Anschluß hieran wurde die bestehende Anlage durch Erstellung

einer zweiten Teer-Destillation,  
eines fünften Kompressors im Bau 9 und  
eines sechsten Kontaktgas-Systemes sowie  
verschiedener kleinerer Anlagen

auf eine Kapazität von

rd. 200.000 tate Teer + Leichtöl

+ rd. 160.000 tate Benzin-Erzeugung

erweitert (Ma. II).

Dieser Bauabschnitt kann als im September 1937 abgeschlossen betrachtet werden. Die Anlagewerte hierfür betragen zu diesem Zeitpunkt etwa 55,7 Mill. RM.

Zur Sicherstellung dieser Produktionsleistung wurde das Programm 1054 sowie verschiedene weitere Programme aufgestellt und durchgeführt (Ma. III), die sich hauptsächlich aus folgenden Anlagen zusammensetzen:

- 3-ter Winkler-Generator
- Gehäse
- ein kompletter Benzinsofen
- Kompressoren
- Teer-, Leichtöl- und Phenolwassertanks
- Reserve-CO-Wascher.

Die Durchführung dieses Bauabschnittes war etwa im Juni 1940 beendet. Die Anlagewerte waren damit für Ende 1940 auf ca. 63,4 Mill. RM angewachsen.

Ende 1940 besteht das Werk Magdeburg hauptsächlich aus folgenden Anlagen bzw. Aggregaten:

- 4 Sauerstoff-Trennapparate
- 3 Kompressoren hiervon
- 4 Hochdruckluftkompressoren
- 2 Ammoniak-Kompressoren
  
- 3 Winkler-Generatoren
- 4 Schwefelreinigungstürme
- 6 Kontaktgas-Systeme
- 5 Hochdruck-Gaskompressoren
- 3 CO-Wascher
- 6 CO<sub>2</sub>-Wascher
- Schlammwasser-Filter- und Begasungsanlage.
  
- 7 Teer-Zentrifugen
- 2 Teer-Destillationen
- 2 Teerkammern (1 mit 3 Öfen, 1 mit 2 Öfen)
- 1 Benzol-Destillation
- 1 A-Mittelkammer mit 4 Öfen
- 1 B-Mittelkammer mit 3 Öfen
- 2 Treibgas-Anlagen
- 2 Hy-Gaskompressoren.

Die Entwicklung der Anlagewerte ist auf beiliegender Anlage festgehalten.

04162

- 3 -

**2.) Entwicklung der Leistung.**

Die Erzeugung entwickelte sich in den Jahren 1936 - 1940 wie folgt:

<u>Hauptprodukte:</u>	<u>Benzin</u>	<u>Dieselloil</u>	<u>Dieselloil</u>	<u>zusammen</u>
	t	t	t	t
Sept.-Des. 1936	23.681,4	-	-	23.681,4
1937	139.059,6	-	-	139.059,6
1938	153.105,9	-	-	153.105,9
1939	123.387,7	9.064,6	25.409,6	157.861,9
1940	60.606,0	43.078,6	85.111,4	188.796,0
	<u>499.840,6</u>	<u>52.143,2</u>	<u>110.521,0</u>	<u>662.504,8</u>

Größere Betriebsstörungen sind nicht aufgetreten. Die Erzeugung wurde teilweise durch die Menge des zur Verfügung stehenden Teeres beeinflusst.

Nebenprodukte:

	<u>Treibgas</u>	<u>Schwefel</u>	<u>Phenolöl</u>
	t	t	t
Sept.-Des. 1936	109,4 (0,5)	47,6	49,8
1937	2.860,4 (2,1)	2.300,9	281,1
1938	8.196,0 (5,4)	3.265,9	301,3
1939	10.329,3 (6,5)	3.051,9	284,1
1940	3.222,8 (2,0)	3.262,5	278,4
	<u>26.717,9 (4,0)</u>	<u>11.928,8</u>	<u>1.194,7</u>

Die oben angeführten Treibgasmenge stellen nur die abgasstaten Mengen dar. Ein großer Teil wurde -insbesondere in den ersten Jahren-

+

POOR  
COPY

4

04163

- 4 -

als Heizgas verbraucht bzw. abgefackelt. Der Rückgang im Jahr 1940 ist auf die Dieselöl-Fahrweise zurückzuführen.

### 3.) Entwicklung der Ausbeuten.

	1937	1938	1939	1940
Tessolöl /to fl.Prod.	1259	1234	1232	1233
Grude /to fl.Prod.	746	706	674	563
H <sub>2</sub> -Verbrauch /to fl.Prod.	889	874	759	621
O <sub>2</sub> -Verbrauch /to fl.Prod.	315	299	270	239
fl.Prod. /to Tessolöl	795	811	812	812
H <sub>2</sub> /to Grude	1191	1233	1124	1102
<b>Energien</b>				
Dampf / to fl.Prod.	3,7	3,6	3,5	3,4
Strom / to fl.Prod.	1104	1095	1060	898

Der sich in den Jahren 1939 und 1940 zeigende Rückgang im Verbrauch von Grude bzw. Wasserstoff, sowie der geringere Strombedarf je to flüssiges Produkt ist im wesentlichen auf die Dieselöl-Fahrweise zurückzuführen. Im übrigen ist zur Wasserstoff-Erzeugung je to Grude zu bemerken, daß die tatsächliche Ausbeute etwa 10 % höher liegt.

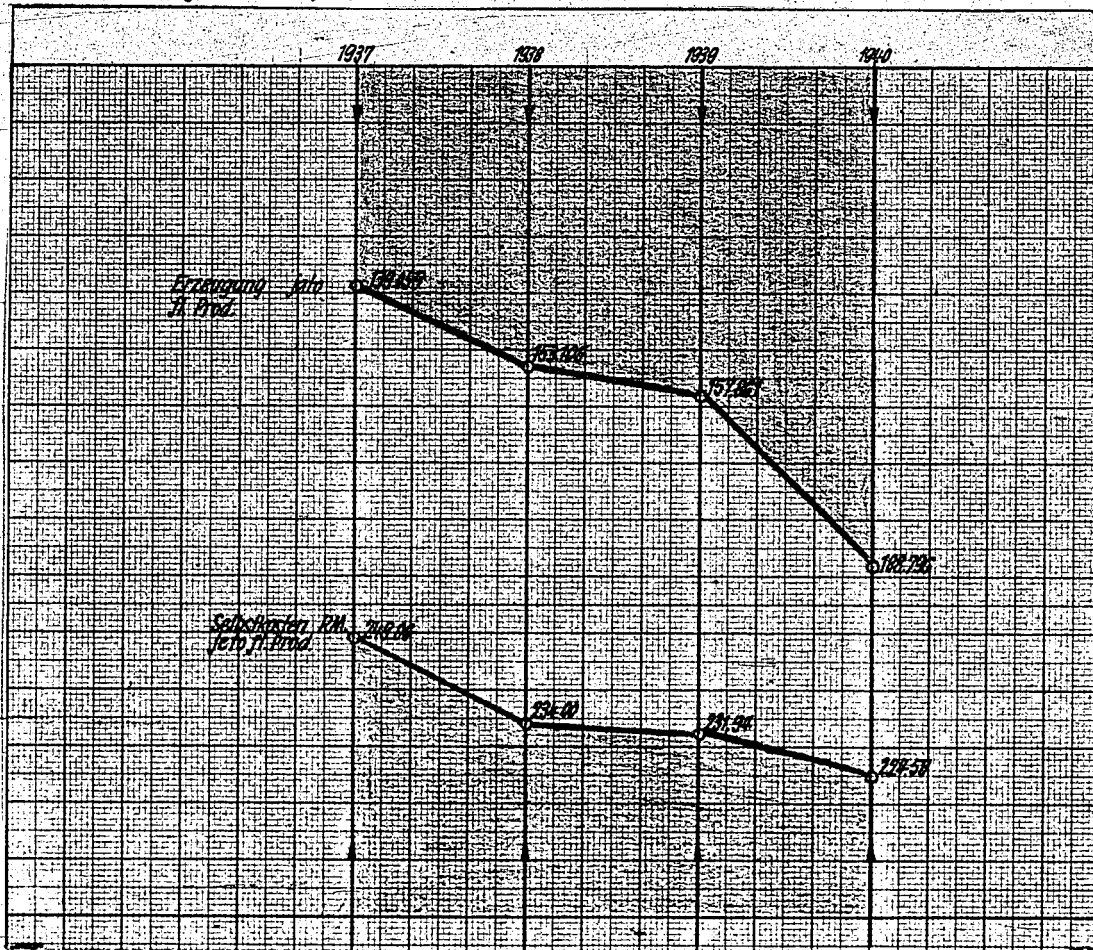
POOR  
COPY 4



B) Entwicklung der Gestehkosten.

Die Kosten, bezogen auf 1 t flüssiges Produkt, sowie die Jahreserzeugungen zeigen folgendes Bild:

	1937	1938	1939	1940
<u>Erzeugung flüss. Produkt</u>	139.059,6 t	153.105,9 t	157.861,9 t	188.796,0 t
<u>Kosten je t fl. Produkt (ohne H.V.)</u>	RM 249,06	RM 234,--	RM 231,94	RM 224,58



POOR COPY 4

Nachstehende Tabelle zeigt die Gestehkosten der einzelnen Jahre (ohne 13. Monat) unterteilt nach den hauptsächlichsten Kostenarten. Bei dieser Rechnung wurde von den Selbstkosten-Berichten der H.V. insofern abgewichen, als zur besseren Vergleichsmöglichkeit der betrieblichen Entwicklung der einzelnen Jahre

1. gleiche Teer- und Grudepreise sowie gleiche Kontaktkosten eingesetzt,  
(Teer u. Leichtöl RM 78,- je to  
Grude RM 10,- je to  
Hilfsstoffe u. Kontakte RM 4,50 je to Produkt)
2. die Nebenprodukte (Treibgas, Schwefel und Phenolöl) in den einzelnen Jahren mit gleichbleibendem Erlösen abgesetzt,
3. die Anlagewerte den jeweils bestehenden Anlagen entsprechend, und nicht nach dem jeweiligen Stand der Abrechnung eingesetzt,
4. als Divisor nicht die Fonne Bessin bzw. Bessin-Äquivalent, sondern 1 to flüssiges Produkt (Bessin + Dieselöl) genommen,
5. die in den einzelnen Jahren abweichenden H.V.-Kosten ausgelassen wurden.

Erzeugung:	1937		1938		1939		1940	
	RM	RM je t	RM	RM je t	RM	RM je t	RM	RM je t
<b>Erzeugung:</b>	139.059,6 t		153.103,9 t		157.861,9 t		180.796,0 t	
<b>Robstoffe</b>								
Teer + Leichtöl	13.657.800	98,21	14.739.600	96,27	15.167.600	96,08	18.095.500	95,05
Grude	1.037.900	7,46	1.081.500	7,06	1.063.500	6,74	1.063.200	5,63
TFH-Rückstand	-	-	-	-	-	-	88.100	-47
	14.695.700	105,67	15.821.100	103,33	16.231.100	102,82	19.246.800	101,95
<b>Bestandsveränderungen</b>	283.800	2,04	101.200	-,66	246.400	1,56	204.600	1,08
	14.411.900	103,63	15.922.300	103,99	15.984.700	101,26	19.042.200	100,87
<b>Hilfsstoffe einschli</b>								
Rückst.f.Kontakte etc.	625.800	4,50	689.000	4,50	710.400	4,50	849.600	4,50
<b>Energien</b>	3.905.000	28,08	3.738.200	24,42	3.986.300	25,25	4.596.900	24,35
<b>Personalkosten</b>	1.466.700	10,55	1.551.000	10,13	1.558.300	9,87	1.648.100	8,75
<b>Reparaturen</b>	2.495.100	17,94	2.756.600	18,-	1.870.700	11,85	2.060.500	10,91
<b>Übrige Kosten</b>	915.000	6,58	1.607.300	10,50	1.323.400	8,40	1.241.900	6,58
<b>Gemeinkosten</b>	2.278.400	16,38	2.139.600	13,97	3.922.600	24,85	3.567.100	18,89
<b>Abf.u.Versandbetrieb</b>	261.500	1,88	254.400	1,66	361.100	2,29	362.900	1,92
<b>Lizenzen</b>	702.000	5,05	773.300	5,05	659.850	4,18	995.700	5,27
<b>Kosten H.V.</b>	-	-	-	-	-	-	-	-
	27.061.400	194,59	29.431.700	192,22	30.379.350	192,45	34.364.900	182,02
<b>Nebenerlöse</b>								
Treibgas	715.000	5,14	2.049.000	13,38	2.582.000	16,36	1.305.000	6,91
Schwefel u. Phenolöl	282.000	2,03	357.000	2,33	335.000	2,12	347.000	1,84
	997.000	7,17	2.406.000	15,71	2.917.000	18,48	1.652.000	8,75
	26.064.400	187,42	27.025.700	176,51	27.462.350	173,97	32.712.900	173,27
<b>5/2 % kalk.Zinsen</b>	3.538.000	25,59	3.646.000	23,81	3.778.000	23,93	3.982.000	21,09
<b>9 % Abschreibungen</b>	5.013.000	36,05	5.157.000	33,68	5.373.000	34,04	5.706.000	30,22
	34.635.400	249,06	35.828.700	234,00	36.613.350	231,94	42.400.900	224,58

Zur Entwicklung der hauptsächlichsten Kostenarten ist folgendes zu sagen:

Rohtoffe:

Der Rückgang der Rohstoffkosten je to Produkt ist auf den verringerten Grundbedarf bei der Diesel-Fl-Fahrweise zurückzuführen.

Personalkosten:

In den Gestehkosten-Rechnungen sind unter Personalkosten nur die Löhne und Gehälter der Benzinfabrik ausgewiesen, während die übrigen Gefolgschaftskosten in den Gemeinkosten, unter den Reparaturen und sonstigen Fabrikationskosten enthalten sind.

Die Personalkosten der Benzinfabrik sind um rd. 1,8 Mill. RM angestiegen = ca. 11 %, bei einer Steigerung der flüss. Produktion um ca. 48 %. Dabei ist zu berücksichtigen, daß der Lohndurchschnitt 1940 infolge verstärkter Frauenarbeit gesunken ist, so daß also die zahlenmäßige Steigerung höher als 11 % liegt.

Die Entwicklung der gesamten Gefolgschaft verlief folgendermaßen:

	ult. 1937	ult. 1938	ult. 1939	ult. 1940
<u>Arbeiter</u>				
RI-Fabrik	523	577	720	777
Werkstätten, Kolonnen	401	406	386	529
Sonstige	262	282	257	309
<b>zusammen:</b>	<b>1.186</b>	<b>1.265</b>	<b>1.363</b>	<b>1.615</b>
<u>Angestellte</u>	317	362	306	430

Hiernach sehen von ultimo 1937 bis ultimo 1940 aus:

Arbeiter	36,2 %
Angestellte	35,7 %

In vorstehenden Zahlen sind die Kriegsteilnehmer nicht enthalten.

An weiblichen Gefolgschaftsmitgliedern waren beschäftigt:

1937	78
1938	85
1939	262
1940	322

Die verhältnismäßig starke Zunahme wird vorwiegend auf Kriegseinflüsse zurückgeführt, und zwar auf Einsatz von Hilfskräften und Frauen, sowie auf den Einsatz von fremden Arbeitskräften.

Energien:

Bei einer Betrachtung der Energiekosten ist zu berücksichtigen, daß in den letzten beiden Jahren die Verteilerkosten (ohne Anlage- und Kapitalkosten) unter Energien mit auftreten, während diese bis 1937 bei den Gemeinkosten verrechnet wurden.

Reparaturen:

Nach den Selbstkostenberichten betragen die Reparaturkosten der Benzinfabrik:

	1937	1938	1939	1940
	RM	RM	RM	RM
<u>absolute Kosten</u>	2.495.100	2.756.600	1.870.700	2.060.500
<u>Kosten je kg KLI-Produkt</u>	17,94	18,--	11,85	10,91

Der Rückgang des Betrages der Reparaturkosten in dem Jahre 1939/1940 rührt zum Teil daher, daß in den beiden Vorjahren die Gesamtkosten der Werkstätten einschließlich Gemeinkosten von dem sonstigen Hilfsbetrieben als Zuschlag zu den Reparaturlöhnen verrechnet wurden. In dem Jahre 1939 und 1940 dagegen wurden zur teilweisen Deckung der Werkstattkosten

04168

- 9 -

feste Zuschlagssätze (1939: 100 %, 1940: 60 %) gerechnet. Die ungedeckten Werkstattkosten wurden in diesen beiden Jahren als Gemeinkosten schlussendlich auf die Gruppen umgelegt.

Die tatsächlichen vollen Reparaturkosten des Werkes Magdeburg betragen nach neueren Ermittlungen:

1938 RM 4.231.561,46  
bei 57,4 Mill. RM Anlagewerten  
= 7,4 % der Anlagewerte

1939 RM 3.034.989,97  
bei 59,7 Mill. RM Anlagewerten  
= 5,1 % der Anlagewerte

1940 RM 3.512.992,35  
bei 63,4 Mill. RM Anlagewerten  
= 5,5 % der Anlagewerte.

Gemeinkosten:

	1937	1938	1939	1940
	RM	RM	RM	RM
<u>absolute</u> <u>Kosten</u>	2.278.400	2.139.600	3.922.600	3.567.100
<u>Kosten je kg</u> <u>Zf. Produkt</u>	16,38	13,97	24,85	18,89

Das Ansteigen der Gemeinkosten 1939 und 1940 gegenüber den beiden Vorjahren ist zum Teil auf die vorstehend geschilderte Verrechnungsart der Reparaturkosten zurückzuführen. Außerdem resultiert die Zunahme auch noch aus dem Anwachsen der Gefolgschaft für Werkstätten sowie für sonstige Nebetriebe.

-10-

04169

- 10 -

**Anlage- und Kapitaldienst:**

Zur Errechnung des Anlage- und Kapitaldienstes wurden bei dieser Rechnung folgende Anlagewerte zu Grunde gelegt:

Ende 1937	55,7 Mill. RM
Ende 1938	57,3 Mill. RM
Ende 1939	59,7 Mill. RM
Ende 1940	63,4 Mill. RM

Als Betriebskapital wurden gleichmäßig  
2,0 Mill. RM  
 eingesetzt.

Die Hauptkostenarten zergliedern sich nach dem jetzigen Stand etwa wie folgt:

	<u>1</u>
Rohstoffe	42,3
Hilfestoffe einschl. Rückstellungen	1,3
Personalkosten (nur Benzinfabrik)	3,6
Energien	10,4
Reparaturen	4,7
Übrige Kosten	2,8
Gemeinkosten	8,0
H.-V.-Kosten	2,0
Abfall- u. Versandbetrieb	0,8
Lizenzen	2,2
Zinsen	9,0
Abschreibungen	12,9

- 11 -

04170

- 11 -

**1937. in Gliederung nach 4 Hauptkostenarten:**

	<u>Gr. 1</u>
Rohtstoffe	42
Ges.-Personalkosten	14
Anlage- u. Kapitalsdienst	22
Sonstige Fabrikationskosten	22

Die Kosten für Siedlungen wurden in die Rechnungen nicht einbezogen.

Die Kostenentwicklung zwischen 1937, dem ersten vollen Betriebsjahr, und 1940 ergibt sich aus nachfolgenden Darstellungen. Es wurde hierbei das Flüssiggas in die Hauptprodukte einbezogen, wobei allerdings zu berücksichtigen ist, daß die verhältnismäßig niedrige Menge 1937 hauptsächlich auf Abfackeln bzw. Nichtabsatz zurückzuführen ist.

-12-

04171

- 12 -

<u>Erzeugung:</u>	<u>1941</u>	<u>1942</u>
	RM	RM
Benzin	139.059,6	107.684,6
echtes Dieselöl	-	87.111,4
Flüssiggas	2.860,4	5.222,8
	<u>141.920,0</u>	<u>194.018,8</u>
<b>Mehrproduktion: 37 %</b>		

<u>Kosten:</u>	<u>1941</u>		<u>1942</u>	
	RM	RM	RM	RM
	10 t		10 t	
Rob- u. Hilfsstoffe (unter Berücksichtigung d. Bestandsveränderungen)	15.037.700	105,96	19.891.800	102,53
Energien	3.905.000	27,52	4.596.900	25,70
Sonst. Fabrikationskosten	7.416.700	52,26	8.880.500	45,78
Lizenzen	702.000	4,95	993.700	5,14
Zinsen	3.558.000	25,07	3.982.000	20,53
Abschreibungen	5.013.000	35,32	5.706.000	29,39
	<u>35.632.400</u>	<u>251,08</u>	<u>44.052.900</u>	<u>227,07</u>
1/2 Nebenarbeitskosten (ohne Flüssiggas)	282.000	1,99	347.000	1,79
	<u>35.914.400</u>	<u>249,09</u>	<u>44.400.900</u>	<u>225,28</u>

Aus dieser Gegenüberstellung läßt sich folgendes entnehmen:

- 13 -



1.) Rohe- und Hilfsstoffe (proportionale Kosten)

Der Rückgang ist auf den besseren Produktfaktor für Teer und Leichtöl sowie auf den geringeren  $H_2$ -Verbrauch als Folgen der Diesellof-fahrweise zurückzuführen.

2.) Energie (weitgehend proportional)

Die Verbesserung ist vorwiegend in dem geringeren Energieverbrauch bei der Fahrweise auf Dieselöl begründet, der das Mehr durch Zuschlag der Verteilerkosten im Jahre 1949 überwiegt.

3.) Sonstige Fabrikationskosten (überwiegend feste Kosten)

Diese Kosten haben sich um rd. RM 1.464.000 erhöht, d.h. um rd. 20 %. Diese Steigerung ist vorwiegend auf das Anwachsen der Löhne und Gehälter zurückzuführen.

Die Produktionssteigerung ist jedoch größer gewesen (37 %), so daß eine tatsächliche Verbesserung der Kosten je te Produkt (RM 52,26 : RM 45,78) eingetreten ist.

4.) Lizenzen

5.) Zinsen und Abschreibungen

Besogen auf die te Produkt ist der Aufwand um rd. RM 10,- zurückgegangen, da sich die Anlageverste nur um rd. 13 % erhöht haben.

6.) Hebenerlöse (ohne Treibgas)

Die Hebenerlöse sind etwa gleich geblieben.

Insgesamt betrachtet, haben die Tonnenkosten um etwa RM 24,- je t abgenommen.

Der Unterschied wäre erheblich geringer, wenn im Jahre 1937 mehr Flüssignas hätte abgesetzt werden können. Setzt man nur einen Anfall von ca. 7 1/2 % vom Flüssignasprodukt bei Benzol-Fahrweise ein - rd. 9.700 t Flüssignas, so würden die Tonnenkosten 1937 auf rd. RM 238,- sinken gegenüber rd. RM 223,- im Jahre 1940 = RM 15,- Unterschied.

#### Ertragslage:

Unter Zugrundelegung der vorliegenden Rechnungen (ohne H.V.Kosten) entwickelte sich die Ertragslage wie folgt:

	1937 RM	1940 RM
Fabrikationskosten einschl. Lizenzen, ohne H.V.	27.061.400	34.364.900
Haupt- u. Nebenerlöse	44.801.000	55.643.200
	17.739.600	21.278.300
./o. kalkuliert. Zinsen	1.532.000	3.982.000
	14.181.600	17.296.300
./o. Abschreibungen	5.023.000	5.706.000
	9.160.600	11.590.300

Die Ertragslage hat sich infolge des geringen Dieselöl-Erlöses nicht so stark, wie nach der Produktionssteigerung zu erwarten wäre, verbessert. Bei einem Mehrernte von Treibgas 1957 in Höhe von rd. 6.840 t (s.vor.Abschnitt) betrug der Ertrag in diesem Jahre rd. RM 10.947.000,- betragen, somit nur ca. 0,6 Mill.RM unter 1940.

Es wurden in vorstehender Rechnung folgende Erlöse angenommen:

	<u>RM je ts</u>
Benzin	315,-
Dieselöl	250,-
Treibgas	260,-
Schwefel	70,-
Phanölöl	230,-

04175

- 16 -

**c) Vorausschätzung der künftigen Gestehskosten und Ertragslage.**

Für 1941 kann u.ä. mit folgenden Ergebnissen gerechnet werden:

Erzeugung: 30.000 t Benzol  
 101.000 t Dieselöl  
 195.000 t  
 -----

	RM	RM je t
<b>Teer u. Leichtöl</b> 244.000 t x 77,--	18.788.000	
<b>Grude</b> 137.000 t x 11,--	1.507.000	
<b>Hilfsstoffe</b> einschl. Rückstellungen RM 4,- je t Produkt	780.000	4,--
<b>Energien</b>		
Wasser	630.000	
Dampf 3,5 t x 1,40 RM	955.000	
Strom 900 kWh x 1,5 Pfg.	2.635.000	
<b>Verwaltungskosten</b>	1.755.000	9,--
<b>Reparaturen</b>	2.100.000	10,77
<b>Sonstige u. Gemeinkosten</b>	4.900.000	25,13
<b>Kosten H.V.</b>	900.000	4,62
<b>Abfall- u. Versandbetrieb</b>	365.000	1,87
<b>Lizenzen</b>	1.030.000	5,28
	36.363.000	186,48
<b>u. Nebenstoffe</b>		
6000 t Treibgas x 260,-	1.560.000	
3000 t Schwefel x 72,-	216.000	
300 t Phenolöl x 233,-	70.000	
	1.846.000	9,47
	34.517.000	177,01
5 1/2 % Zinsen e/82 Mill. RM	4.510.000	23,13
9 % Abschreibungen e/70 Mill. RM	6.300.000	32,31
	45.327.000	232,45

- 17 -

Voraussichtliche Ertragslage 1941:

	<u>RM</u>
Baumfwan	16.363.000
-/. Nebenerlöse	<u>1.816.000</u>
	14.547.000
-/. Haupterlöse	<u>14.150.000</u>
	19.697.000
kalk.Sinsen 2 1/2 %	<u>4.510.000</u>
	15.187.000
Abschreibungen 9 %	<u>6.300.000</u>
	8.887.000
<b>Überschuß:</b>	<b><u>8.827.000</u></b>

Die voraussichtliche Verschlechterung gegenüber 1940 ist auf den höheren Anlage- und Kapitaldienst sowie auf einen höheren Dieselöl-Anteil bei nur rd. RM 250,- Erlös zurückzuführen.

Nach Durchführung der weiteren Ausbaustufen No. VIII und No. IX, sowie Investierung weiterer rd. 7 Mill. RM zur Sicherstellung dieser Produktionsleistung kann nach den heutigen Erkenntnissen etwa mit folgenden Zahlen gerechnet werden:

Verarbeitung von 240.000 t Teer + Leichtöl auf Fahrbi  
 = 192.000 t als Fahrbenzin.

	RM	RM je t
<b>Rohtstoffe</b>		
Teer u. Leichtöl 240.000 t x 77,-	18.480.000	96,25
Grade 144.000 t x 11,-	1.584.000	8,25
<b>Hilfsstoffe</b>	768.000	4,-
<b>Energien</b>		
	RM	
Wasser 1.037.000		
Dampf 940.000		
Strom 2.072.000	5.049.000	26,30
<b>Gefolgshaft</b>	2.160.000	11,25
<b>Reparaturen</b>	3.000.000	15,63
<b>Sonstige Betriebskosten</b>	4.730.000	24,63
<b>Abfall- u. Versandbetrieb</b>	340.000	2,81
	<b>36.311.000</b>	<b>189,12</b>
<b>a/. Nebenröhren</b>		
Treibgas 15.300 t x 250,-	3.825.000	
Schwefel 4.000 t x 70,-	280.000	
Phenolöl 350 t x 430,-	150.000	
Sonstige 30.000	30.000	
	<b>4.285.000</b>	<b>22,32</b>
	<b>32.026.000</b>	<b>166,80</b>
<b>Linensen</b>	998.000	5,20
<b>Kosten H.V.</b>	1.222.000	6,25
	<b>34.224.000</b>	<b>178,25</b>
5/2 % Zinsen a/96 Mill. RM	3.280.000	27,50
3 % Abschreibungen a/84 Mill. RM	7.560.000	39,37
	<b>47.064.000</b>	<b>245,12</b>

Ertragslage:

	<u>RM</u>
Darlehenszinsen	30.509.000
+/- Nebenverlöse	<u>4.205.000</u>
	34.714.000
+/- Hauptverlöse (RM 315,-/to)	<u>60.480.000</u>
	26.236.000
Kalkulat.-Zinsen	<u>5.280.000</u>
	20.976.000
Abschreibungen	<u>7.560.000</u>
<u>Überschuss:</u>	<u>17.416.000</u>

Sofern die bisherige Dieselöl-Fahrweise beibehalten wird, würde sich der Ertrag durch den schlechteren Erlös für Dieselöl trotz einer gewissen Erhöhung der Gesamtproduktion um schätzungsweise etwa 5 Mill. RM erniedrigen.

gez. Kollmar

04179

AnlageEntwicklung der Anlagewerte.RMGrundprogramm54.395.508,73zusätzliche Programme1957/58

Verflüss-Kontakt	352.000
100 K.V. Trafo	126.000
Ushan Gasweg, 2 Desintegratoren	470.000
Verflüss-Kontakt	171.240
Treibgasflaschen	605.000
3. Rückgaskompressor	165.000
V.K.-Kommer B 19	250.000
Schlammwasserbegasungs-Anlage " Filteranlage	1.150.000
Verschiedene Programme	<u>1.249.120</u>
	4.606.360
Verschiedene Zocker Programme	140.000

Ha. III (160.000 Jato Ri)

J. Winkler	1.550.000	
Gohlis	75.000	
Phenolwassertank	64.000	
Begasungsfürne	17.000	
Wärmetauscher	21.000	
Rückschlagklappe	12.000	
kompl. Ni-Ofen	226.000	
Luftleitung	8.000	
Stirmangetriebe	6.000	
Ausüstung eines Kompressors	26.700	
Reserveteile Kompressor	23.000	
Lungen-Aufbereitung	64.000	
Lungen-Pumpe	150.000	
Reserve-OD-Wascher	127.000	
1 Reaktor - 1 Leichtöltank	167.000	
Reserveteile für Kompressor	6.200	
Lungenbehälter	<u>8.700</u>	2.521.600

1958/59

Co-Kreislauf B 84	175.000
Ethyl-Anlage	100.000
Luftschutz	227.600
6 Grude Ethyltransportwagen	156.000
Umstellung Glasanlage auf O <sub>2</sub>	150.000
Ice-Daten-Anlage	<u>800.000</u>

Übertrag

8.874.560

-2-



- 2 -

04180

RM

Übertrag

8.874.560

Schutzmaßnahmen B 54  
Dampfesselanlage  
Anlieferbaracken  
Schweißerei-Fabrik  
Verschiedene Programme

140.000  
490.000  
240.000  
530.000  
2.009.750

Teer  
1940 Nr. VIII - 240.000 v. Anbl.

Zwischentanklager 125.000  
8 Treibgasbehälter, 5 K'wagen 1.100.000  
Erweiterung B 32 = 3 Pumpen 55.000  
2 Verkaufstanklager 270.000  
Abfüllstation Dieselöl 15.000  
2 Gasometer 215.000  
2 Leitg. Tankschiff-Abfüllung 85.000  
3 I.G. Prüfnoteren 9.500  
Panthen-Kolonne 200.000  
neue Erkenntnis 425.500

2.500.000

Nr. IX<sub>2</sub> - 190/200.000 t Teer  
auf lbi.

3. Bl-Kammer 2.650.000  
5. Teurofen 260.000  
2 Zwischenstages-Gefäße 160.000  
1 + 1 Austausch Teer - u. Bl-Ofen 450.000  
B 1, 2, 3 Destillation 2.000.000  
1/2 Lindsanlage, 1/1 B 25 970.000  
Wägeapparatur 150.000  
2H<sub>2</sub> S Gasometer 120.000  
2 Elektrofilter 120.000  
Umbau der verl. Clausofen 160.000  
5 Trommelfilter, 370.000

7.410.000

3 Dampfessel  
Teerzubereitung

350.000  
450.000

Verschiedene 2000er Programme  
Verschiedene 1000er Programme

146.370  
418.500

+ 3000er Programme  
+ 4000er Programme  
+ 5000er Programme

23.639.188  
634.300  
1.760.100  
260.000

26.293.588

04181

Dr. 321

Herr Kollmar

Schwarsheide, den 28. Juni 1941.

Vertraulich!

Zusammenfassender Überblick über mündliche

4 Erbag - Werke (1936 - 1940)

---

04182

**Kostenentwicklung der vier Erbagwerke**

**1936 - 1940**

Folgender Bericht stellt eine kurze Zusammenfassung der vier Einzelberichte dar. Er soll einen Gesamtüberblick über die Auswirkung der betrieblichen Entwicklung auf die Kosten- und Ertragslage bei den Werken verschaffen. Es sollen hier und in den Einzelberichten weniger die buchmäßigen Ergebnisse aufgeführt werden, als vielmehr die Entwicklung der Kosten auf Grund des betrieblichen Ausbaues und der Produktionslage.

Der Übersicht wurde als Abschluß eine vergleichende Betrachtung über die beiden bei der Erbag zur Anwendung gelangenden Benzol-Gewinnungsverfahren beigelegt.

Nach den Schätzungen der Einzelberichte beziffern sich die Anlagewerte der 4 Erbagwerke, insoweit es sich um in Betrieb befindliche Anlagenteile (ohne Siedlungen) handelt, auf:

1936	(Überwiegend Baujahr)
1937	rd. 157 Mill. RM
1938	rd. 206 Mill. RM
1939	rd. 326 Mill. RM
1940	rd. 346 Mill. RM

Am Aufwand für Siedlungen können kalkulatorisch nach dem jetzigen Stand rd. 10 % der Anlagewerte angenommen werden.

04183

- 2 -

Seit Beginn bis Ende 1940 wurden folgende Mengen von Haupt-Substanzen verarbeitet:

Fein- + Leichtöl

1936	165.060 t	
1937	356.959 t	
1938	394.001 t	
1939	504.182 t	
1940	<u>673.369 t</u>	<u>sum.: 2.092.651 t</u>

Grude (Bl-Fabrik)

1936	124.374 t	<u>+ Kraftwerk</u>	
1937	209.934 t	<u>Zeits</u>	124.374 t
1938	227.471 t		209.934 t
1939	297.623 t	65.856 t	227.471 t
1940	<u>362.377 t</u>	146.914 t	<u>305.479 t</u>
	1.228.779 t	232.770 t	<u>sum.: 1.461.549 t</u>

Brikette

1936	105.100 t	
1937	294.175 t	
1938	872.113 t	
1939	835.558 t	
1940	<u>1.065.750 t</u>	<u>sum.: 3.172.696 t</u>

Steinkohlenkoks  
(Schwarzeisen)

1936	7.359 t	
1937	16.582 t	
1938	14.859 t	
1939	37.720 t	
1940	<u>51.507 t</u>	<u>sum.: 128.027 t</u>

04184

- 3 -

Hieraus ergab sich folgende Erzeugung an Hauptprodukten:

	<u>Benzin</u>	<u>Dieselmil und Ulfraktionen eininkl. Paraffin</u>	<u>Flüssiges</u>	<u>zusammen</u>
	t	t	t	t
1936	125.357,6	1.602,0	1.112,4	128.052,0
1937	304.172,9	4.986,0	8.501,0	317.659,9
1938	387.760,1	5.145,0	18.708,7	411.613,8
1939	411.671,4	68.850,2	30.547,2	511.076,8
1940	452.655,6	236.479,5	36.541,0	725.654,9
	<u>1.681.575,6</u>	<u>317.068,7</u>	<u>95.411,1</u>	<u>2.094.055,4</u>

Die Gesamtgesellschaft der Werke stieg von

Ende 1937	4.740	Gesellschaftsmitglieder
Ende 1938	auf 6.589	Gesellschaftsmitglieder
Ende 1939	auf 9.131	Gesellschaftsmitglieder
Ende 1940	auf 11.742	Gesellschaftsmitglieder

In Prozenten ausgedrückt, nahmen Anlagevermögen, Erzeugung und Gesellschaft von Jahr 1937 bis 1940 nachstehende Entwicklung an:

	<u>Anlagevermögen</u>	<u>Erzeugung</u>	<u>Gesellschaft</u>
1937	-	-	-
1938	+ 31,2 %	+ 29,6 %	+ 59,0 %
1939	+ 107,6 %	+ 60,9 %	+ 92,6 %
1940	+ 120,4 %	+ 128,4 %	+ 147,8 %

Das Zurückbleiben der Erzeugung 1939 gegenüber dem Ansteigen der Anlagewerte ist hauptsächlich auf die Anfahrtszeit zurückzuführen. Auffallend zeigt sich das unverhältnismäßig starke Anwachsen der Gefolgschaft mit 147,6 % gegenüber 120,4 % bzw. 128,4 %.

Die durchschnittlichen Gestehskosten 1937 - 1940

der 4 Erzeugnisse ohne Kosten der H.V., bezogen auf eine Tonne Hauptprodukt einschließlich Flüssiggas, nach Abzug der Erlöse für Nebenprodukte wie Schwefel, Phenolöl, Kupfer-Tess, Spaltstückstandöl etc., errechnen sich etwa mit:

1937	RM 276,83
1938	RM 276,79
1939	RM 294,56
1940	RM 248,47

Das Jahr 1939 steht stark unter dem Einfluß der Anfahrtszeit und der hohen Gestehkosten Schwarzeise. Die erhebliche Steigerung der Gesamtproduktion 1940, insbesondere die Besserung der Lage im Schwarzeise und Zeits, bewirkt eine sehr beachtliche Senkung der Durchschnittskosten.

Unter Zugrundelegung der vorhergehenden Zahlen ergibt sich für 1937 und 1940 folgende Veränderung der Ertragslage (ohne H.V.Kosten):

	1917 rd. RM	1918 rd. RM
<b>Erträge</b>		
Haupterlöse	97.665.000	213.660.000
Nebenerlöse	841.000	4.872.000
	<u>98.506.000</u>	<u>217.940.000</u>
<b>Aufwand:</b>		
Fabrikationskosten	64.780.400	112.801.000
	<u>53.723.600</u>	<u>83.133.000</u>
kalkuliert. Zinsen	9.887.000	20.738.000
	<u>23.896.600</u>	<u>64.797.000</u>
Abschreibungen	14.112.000	31.071.000
	<u>9.724.600</u>	<u>33.346.000</u>
<b>Überschub:</b>		
		<u>53.346.000</u>

Als Erlöse wurden hierbei angenommen:

RM 10,-

- für Rennin 310,- und 315,-
- für Fliegerbrennin 380,- (Bd: 43-593 t)
- für Dieselöl etc. 250,-
- für Flüssiggas 250,-

Die Sonderabschreibungen Schwarzheide in Höhe von rd. 13,8 Mill. RM blieben bei den Rechnungen unberücksichtigt.

Weiterentwicklung:

Soweit es sich n.Zt. übersehen läßt, sollen die Werke auf Grund der Planungen in schätzungsweise 2 Jahren etwa folgendes Leistungsvermögen erreichen:

Erzeugung:

Böhlen	240.000 tate	Fahrtbenzin
Magdeburg	192.000 tate	Fahrtbenzin
Zeitz I	291.000 tate	Fahrtbenzin, Dieselöl, Schmieröl, Paraffin
Zeitz II	200.000 tate	Fahrtbenzin (Kohle-Hydrierung)
Schwarzeiche	150.000 tate	Fahrtbenzin (alles auf Benzin umgerechnet)
<u>zus.: 1.073.000 tate</u>		

An Flüssigkeiten können schätzungsweise bei Benzin-Fahrweise

insgesamt rd. 62.000 tate

hinzugerechnet werden.

Voraussichtliche Gesamterzeugung an Hauptprodukten nach Vollausbau

seit

rd. 1.135.000 tate

gegenüber 1942

rd. 725.000 tate

= Steigerung von annähernd rd. 60 %.



04188

- 7 -

Dagegenüber werden die Investitionen bei den Werken (ohne Stellungen) schrittungsweise steigen

		1940		etwa 1942
		rd. Mill. RM		rd. Mill. RM
Röhren	von	56	auf	107
Hagelsburg	von	63	auf	84
Zeitz	von	106	auf	140
Zeitz Kohle-Hydrierung		-		226
Schwarzheide	von	121	auf	160
<b>Zusammen:</b>	<b>von</b>	<b>346</b>	<b>auf</b>	<b>717</b>

= Steigerung von rd. 107 %

Während 1940 im Durchschnitt auf eine Jahrestonne rd. RM 470,-  
Investitionen anfielen, errechnen sich hiernach <sup>noch</sup> dem weiteren  
Ausbau rd. RM 621,- je Tonne.

Diese Verschiebung ist insbesondere bedingt durch den Bau der  
Kohle-Hydrierung Zeitz mit etwa 226 Mill. RM für 210.000 Tonne Haupt-  
produkte (= rd. RM 1.040,- je Tonne). Im Übrigen dienen die Bauten  
und Erweiterungen bei den anderen Werken in ähnlichem Umfange auch  
einer Steigerung der Betriebsicherheit, sozialen Einrichtungen u.ä.,  
also ohne daß damit in allen Fällen eine Produktionserhöhung verbunden  
ist.

Der Anlage- und Kapitalkostendienst wird sich im Gesamtdurchschnitt zwar  
von rd. RM 69,- auf rd. RM 90,- je Tonne Produkt erhöhen. Trotzdem  
aber kann auf Grund von Voraussetzungen erwartet werden, daß durch  
die wesentlich höhere Gesamtproduktion bei teilweise unveränderten  
festen Kosten eine weitere Besserung der Ertragslage eintreten wird.

04189

### Vergleich

#### I. G. Hochdruck-Hydrierverfahren : Fischer-Tropsch-Syntheseverfahren.

Die beiden bei der Erprobung zur Anwendung kommenden Verfahren weisen in Art und Kosten erhebliche Unterschiede auf. Während das Produkt nach dem Hydrierverfahren in den Gestehkosten nicht unerheblich unter den Erlöspreisen liegt, bewegen sich die Gestehkosten bei dem Synthesewerk in Schwarzhof - auch nach Überwindung der Anfahrtjahre - auf einer Höhe, die zu beträchtlichen Verlusten führen. An Hand nachfolgender Kostenrechnungen soll analysiert werden, an welchen Punkten und in welchem Umfang sich Unterschiede zwischen den beiden Verfahren zeigen.

Der Gegenüberstellung liegen durchschnittliche Kosten und Erzeugungsmengen, wie sie in Böhlen und Schwarzhof heute bei Bannin-Fahrweise zu erreichen sind, zu Grunde. Die Rechnung des Synthesewerkes Schwarzhof wurde insofern nach der günstigen Seite hin berichtigt, als eine zwar mögliche, aber gegenüber der bisherigen Lage erhöhte Erzeugungsbess. Absatzmenge für Treibgas und Hartparaffin eingesetzt wurde. Außerdem wurde unterstellt, daß kein zusätzlicher Steinkohlenkoks für die Unterföderung erforderlich sei.

Zum Unterschied von den üblichen Rechnungen wurden in beiden Rechnungen das Treibgas, Paraffin und sonstige Nebenprodukte nicht als Nebenerlöse abgesetzt, sondern mit dem Bannin zu einem Gesamtprodukt zusammengesetzt. Hierdurch wird eine Verunsicherlichung der Kostenzusammensetzung durch den Abzug von Nebenprodukten vermieden.

Bei der Rechnung für das Hybridverfahren wurde der Teer zwar zu einem jetzigen Durchschnittspreis von RM 78,- je to eingesetzt, jedoch nicht in einem Betrage, sondern aufgeteilt nach den Hauptkostenarten der Schwelerei, die zu den entsprechenden Kosten des Mannierwerkes geschlagen werden. Es wurde hierdurch erreicht, daß beide Rechnungen vom Erhöht ausgehen, wobei allerdings das teerreichere Erhöht für die Schwelerei etwas höher bewertet wurde als das teerarme Lenzinger Erhöht für die Synthese (RM 10,- + RM 9,- je to).

In die Kosten nicht einbezogen wurden bei dem Vergleich die Kosten der Hauptverwaltung, Lizenzen und Stellungen, da sie außerhalb der rein betrieblichen Vorgänge stehen.

Somit Rechnung auf Anlage 1, sowie der graphischen Darstellung Anlage 2, ergeben sich folgende Kosten je to Produkt:

	<u>Hybridverfahren</u>	<u>Synthese</u>
	RM	RM
Rohstoffe	51,75	55,98
Kontakte und Hilfstoffe	3,60	40,99
Energien	22,--	36,90
Gefolgschaft	37,40	69,01
Sonstige Fabrikationskosten	22,--	35,--
	<hr/>	<hr/>
	136,75	237,88
Abschreibungen	45,--	63,58
kalkulat. Zinsen	28,25	38,74
	<hr/>	<hr/>
	210,--	340,--

Hierzu sei folgendes anführt:

**Rohtstoffe:**

Bei Berücksichtigung der Gutschriften für Gase und Schwelgas einerseits, sowie Koppers-Tour andererseits, ergeben sich bei der Hydrierung etwas niedrigere Rohstoff-Kosten (RM 51,75 : RM 55,90).

Besogen auf das Brikett allein, stellt sich der Einsatz je te Gesamtprodukt bei der Hydrierung indes teurer als bei der Synthese (RM 66,50 : RM 63,30) (s. Anlage 1). Dieses findet seinen Grund einmal darin, daß das Schwelbrikett verteilung höher eingesetzt werden mußte als das Sy-Gas-Brikett und daß ferner die Produkt-Ausbeute bei der Synthese höher liegt als bei der Hydrierung.

Es werden aus 1000 kg Brikett etwa gewonnen:

**beim Hydrierverfahren  
mit Schwelgas**

150 kg Tour  
460 kg Gase  
200 ckm Schwelgas

= 106 kg Benzol  
10 kg Flüssiggas  
-  
116 kg

+ Rückgase (Verbrauch)

ferner:

460 kg Gase  
+ 80 kg Gase f. H<sub>2</sub>-Erzeugung  
540 kg Gase  
200 ckm Schwelgas.

**beim Syntheseverfahren  
(Schwefelwasserstoff)**

1.200 ckm Sy-Gas  
300 kg Gase (Verbrauch)  
35 kg Tour

+ 120 kg fl. Fraktion-Produkte  
27 kg Reingasöl  
3 kg Hartparaffin  
150 kg

+ Rückgase (Verbrauch)

= 116 kg Benzol  
18 kg Flüssiggas  
3 kg Hartparaffin  
3 kg Spalt-Steinöl  
140 kg

+ Rückgase (Verbrauch)

ferner:

35 kg Tour

Verteiltig ergibt sich hieraus:

<u>beim Hydrierverfahren mit Schweltau</u>		<u>beim Syntheseverfahren (Schwarzhalden)</u>	
<u>Kritzen:</u>	<u>RM</u>	<u>RM</u>	
	32,86 f. Benzol (310,-)	37,96 f. Benzol (310,-)	
	2,50 f. Flüssigen (250,-)	4,50 f. Flüssigen (250,-)	
	3,42 f. Gase (9,-)	1,00 f. Kohlenwasserstoffe (50,-)	
	0,60 f. Schweltau (0,3 Pf)	0,60 f. Heißöl (20,-)	
	<u>39,38</u>	<u>47,91</u>	
<u>1/2 Kontakt- kosten</u>	<u>10,-</u>	<u>9,-</u>	
	<u>29,38 Brutto-Ertrag</u>	<u>34,91 Brutto-Ertrag</u>	

Auch über die Krißen gesehen, zeigt sich somit bei der Synthese ausbeute-  
mäßig ein günstigeres Ergebnis.

#### Kontakte und Hilfsstoffe:

Hier tritt eine sehr starke kostenmäßige Abweichung zwischen den  
beiden Verfahren in Erscheinung. Während beim Hy-Verfahren für Kontakte  
und Hilfsstoffe nur mit etwa RM 3,60 je to Produkt zu rechnen ist, muß  
Schwarzhalden hierfür nach dem heutigen Stand etwa RM 41,- je to Gesamt-  
produkt einsetzen, wovon rd. RM 36,- allein auf die Synthese-Kontakte  
entfallen.

Für das hier angenommene Durchschnittsjahr sind unter Zugrundelegung  
einer Gasverarbeitung von 2 Mill. cbm Sy-Gas je Kontakt rd. 600 Kontakte

zu regenerieren. Die Kontakt-Regenerierungskosten müssen einschließlich der verhältnismäßig gering gewordenen Kobalt- und Thoriumverluste nach dem heutigen Stand mit rd. RM 9.000,- je Kontakt angenommen werden. Soweit es sich übersehen läßt, werden sich die Kontaktkosten in der bestehenden Kontaktfabrik vielleicht im Laufe der Zeit noch etwas senken lassen, ohne daß aber verläufig antzusehen ins Gewicht fallende Verbilligungen zu erwarten sein werden. Falls ohne Berücksichtigung der Synthese-Ausbeute im Laufe der Zeit eine Erhöhung des Gasalters vorgenommen werden könnte, würde zwar die Zahl der zu regenerierenden Kontakte zurückgehen, andererseits würden sich aber die Kosten je Kontakt-Regenerierung infolge der verbleibenden fixen Kosten erhöhen.

Es wird ständig überprüft, ob und wann eine Erhöhung des Gasalters und somit eine Verringerung der Kontakt-Regenerierungen wirtschaftlich von Vorteil sein kann. Bislang haben die Rechnungen stets dahin gewiesen, daß es vorteilhafter ist, die Kontakte häufiger zu regenerieren und das Risiko eines stärker ins Gewicht fallenden Ausbeute-Verlustes in der Synthese zu vermeiden.

#### Energie:

Die Energiekosten betragen RM 22,- : RM 36,90 je to Gesamtprodukt.

Die höheren Kosten in Schwarzeide rühren einmal von einem stärkerem Dampf- und Strombedarf je to Produkt her, zum andern von höheren Gestehkosten für selbst erzeugten Dampf und Strom.

#### Gefolgschaft:

Die höheren Gefolgschaftskosten in Schwarzeide (RM 37,40 : RM 69,01) sind zum Teil auf die großen Gaserzeugungs-Anlagen zurückzuführen.

Aber auch verglichen mit Synthesewerken im Westen, deren Gaserzeugung auf Koksbasis allertings wesentlich einfacher vor sich geht, erscheinen die Schwarzeisen Belegschaffenszahlen - selbst bei Ausschaltung der Gaserzeugung - verhältnismäßig hoch.

#### Sonstige Fabrikationskosten:

Ein wesentlicher Anteil dieser Kosten bezieht sich auf Reparaturmaterial sowie auf Reparaturen durch fremde Firmen. Es hat sich auf Grund von Prüfungen gezeigt, daß sich die Reparaturkosten - bezogen auf die Anlagewerte - bei der Synthese durchgehend nicht billiger stellen als bei der Hydrierung. Der höhere Betrag bei den sonstigen Fabrikationskosten erklärt sich somit teilweise aus dem höheren Aufwand für Reparaturmaterial und Fremdleistungen infolge der relativ höheren Anlagewerte des Synthesewerkes.

Dieses erstreckt sich auch auf die unter der Gefolgschaft aufgeführten Schlosser und Reparaturkolonnen.

Auf die  $t_0$  Produkt bezogen, stellen sich die sonstigen Fabrikationskosten bei der Hydrierung auf RM 22,-, bei der Synthese auf RM 35,- je  $t_0$ .

#### Anlage- und Kapitaldienst:

Während sich der Anlage- und Kapitaldienst bei der Hydrierung einschließlich Schwelwerk auf rd. RM 75,- stellt, errechnen sich bei Schwarzeisen infolge der höheren Investitionen rd. RM 102,- je  $t_0$  Gesamtprodukt.

Unter Hinzurechnung des Schwelwerkes entfallen bei der Hydrierung rd. RM 500,- Anlagewerte auf eine Jahrestonne Gesamtprodukt, während sich

04195

- 7 -

bei der Synthese (ohne Kraftwerk und Kontaktfabrik) rd. RM 700,-  
ergeben. Auch hier wirkt sich insbesondere der hohe Investitionsbedarf  
bei der Gaserzeugung aus.

Der hauptsächlichste Unterschied zwischen den Gesteinkosten bei der  
Hydrierung und der Synthese liegt darin, daß der Ausgangsstoff für die  
Synthese, nämlich das Synthesegas, nach dem heutigen Stand der Verfahren  
in seinen Kosten noch außerordentlich hoch liegt.

Das Sy-Gas in Schwarzheide aus den Anlagen von Koppers und Didier  
stellt sich einschließlich der Schwefelreinigung auf rd. RM 24,-  
je 1000 cbm Sy-Gas. Zu beachten bleibt hierbei allerdings, daß das Gesamt-  
Sy-Gas in Schwarzheide s.St. durch die schlechte Betriebslage bei der  
Didier-Anlage um RM 2,- bis 3,- je 1000 cbm Sy-Gas verteuert wird.

Bei einer Erzeugung von 118 kg Gesamtprodukt aus 1000 cbm Sy-Gas ergeben  
sich bei RM 24,- je 1000 cbm bereits in der Gasphase Gesteinkosten  
von annähernd

RM 24,- je 100 kg Gesamtprodukt.

An dieser Stelle, also noch vor der eigentlichen Synthese, sind schon die  
heutigen Gesamtkosten eines nach dem Hy-Verfahren erzeugten <sup>End</sup> Produktes  
etwas erreicht.

Als weitere große Belastung treten in der Synthese noch die bereits  
besprochenen außerordentlichen Kosten für die Kontakte hinzu, während  
die übrigen Kosten der Synthese und Nachverarbeitung verhältnismäßig  
günstig liegen.

- 8 -



04196

- 8 -

Abgesehen von einer weiteren Steigerung der Anbauten und einer rechtlichen Aufarbeitung aller anfallenden Kohlenwasserstoffe müssen die Anstrengungen zur Besserung der Wirtschaftlichkeit beim Syntheseverfahren insbesondere auf eine Senkung der Sy-Gas- und Kontaktkosten hinarbeiten.

Die Auswirkung der unterschiedlichen Gestehkosten zeigt sich besonders krass in der aus den vorstehenden Rechnungen gebildeten Ertragsrechnung.

<u>Erkürzung</u>		<u>Synthese</u>	
<u>Erzeugung: 200.000 tate</u>		<u>Erzeugung: 142.000 tate.</u>	
	<u>rd.M.</u>		<u>rd.M.</u>
Aufwand	42.000.000	Aufwand	48.200.000
Erlöse	50.920.000	Erlöse	42.800.000
<u>Gewinn: 10.920.000</u>		<u>Verlust: 5.420.000</u>	

Die Kosten der Hauptverwaltung, Lizenzen und Siedlungen sind in obigem Aufwand nicht enthalten.

gez. Kollmar

04197

Seite 1

Hydrirung  
(einshl. Schwelwerk)

**Produktion:** 180.000 t Benzol  
17.000 t Erdgas  
3.000 t Nebenprodukte (RI-Preis-äquivalent)  
200.000 t zusammen

Kosten

Rohstoffe

1.730.000 t Briquets / RM 10,-  
(= 222.000 t Feur / RM 70,70)

Rohstoffe RM  
192.000 t Grude / RM 9,- 7.152.000  
346 Mill. oha Schwelgas/  
0,3 Pfg. 1.037.000

Grude für H<sub>2</sub> 130.000 t / RM 9,-

Kontakte u. Hilfstoffe

RM 4,- je to fl. Prod. 720.000

Energie (zusätzlich) RM

Schmelwerk 900.000  
Benzinwerk  
Wasser 370.000  
Dampf 2,6 t x 1,50 RM 700.000  
Strom 900 kWh x 1,5 Pfg. 2.415.000

Gefolgschaft

Schmelwerk 1.120.000  
Benzinwerk  
1900 Arbeiter / 2.400,- } 6.360.000  
450 Angest. / 4.000,- }

Sonst. Fabrikationskosten

(Reparat. Material, Fremdleistungen,  
Betriebsstoffe, Steuern etc.)  
Schmelwerk 1.280.000  
Benzinwerk 1.120.000

Abschreibungen (9 %)

Schmelwerk a/ 35 Mill. RM 3.150.000  
Benzinwerk a/ 65 Mill. RM 2.850.000

Kalkulat. Zinsen (5 %)

Schmelwerk a/ 30 Mill. RM 1.900.000  
Benzinwerk a/ 75 Mill. RM 1.750.000

rd. RM	% von Ges. Aufwand	RM je to Gesamt-Prod.
17.300.000	41,1	86,50
8.192.000	19,5	40,96
9.100.000	21,6	45,54
1.242.000	3,0	6,21
720.000	1,7	3,60
4.400.000	10,5	22,--
7.480.000	17,9	37,40
4.400.000	10,5	22,--
27.550.000	65,2	136,75
9.000.000	21,4	45,--
5.650.000	13,4	28,25
42.000.000	100 %	210,--

Synthese

**Produktion:** 116.000 t Benzol  
10.000 t Treibgas  
3.000 t Hartparaffin  
3.000 t Hochsulfid  
142.000 t zusammen

Kosten

Rohstoffe

1.000.000 t Briquets / RM 9,-

a/ 35.000 t Kupferblech / RM 30,-

Kontakte u. Hilfstoffe RM

600 Kontakte / RM 9.000,- 5.400.000  
sonst. Hilfstoffe 420.000

Energie (zusätzlich)

Wasser 600.000  
Dampf 5,0 t x 3,- RM 1.740.000  
Strom 1000 kWh x 2,5 Pfg. 2.900.000

Gefolgschaft

(ohne Kraftwerk u. Kontaktfabrik)  
3000 Arbeiter / 2.400,- 7.200.000  
650 Angest. / 4.000,- 2.600.000

Sonst. Fabrikationskosten

(Reparat. Material, Fremdleistungen,  
Betriebsstoffe, Steuern etc.)

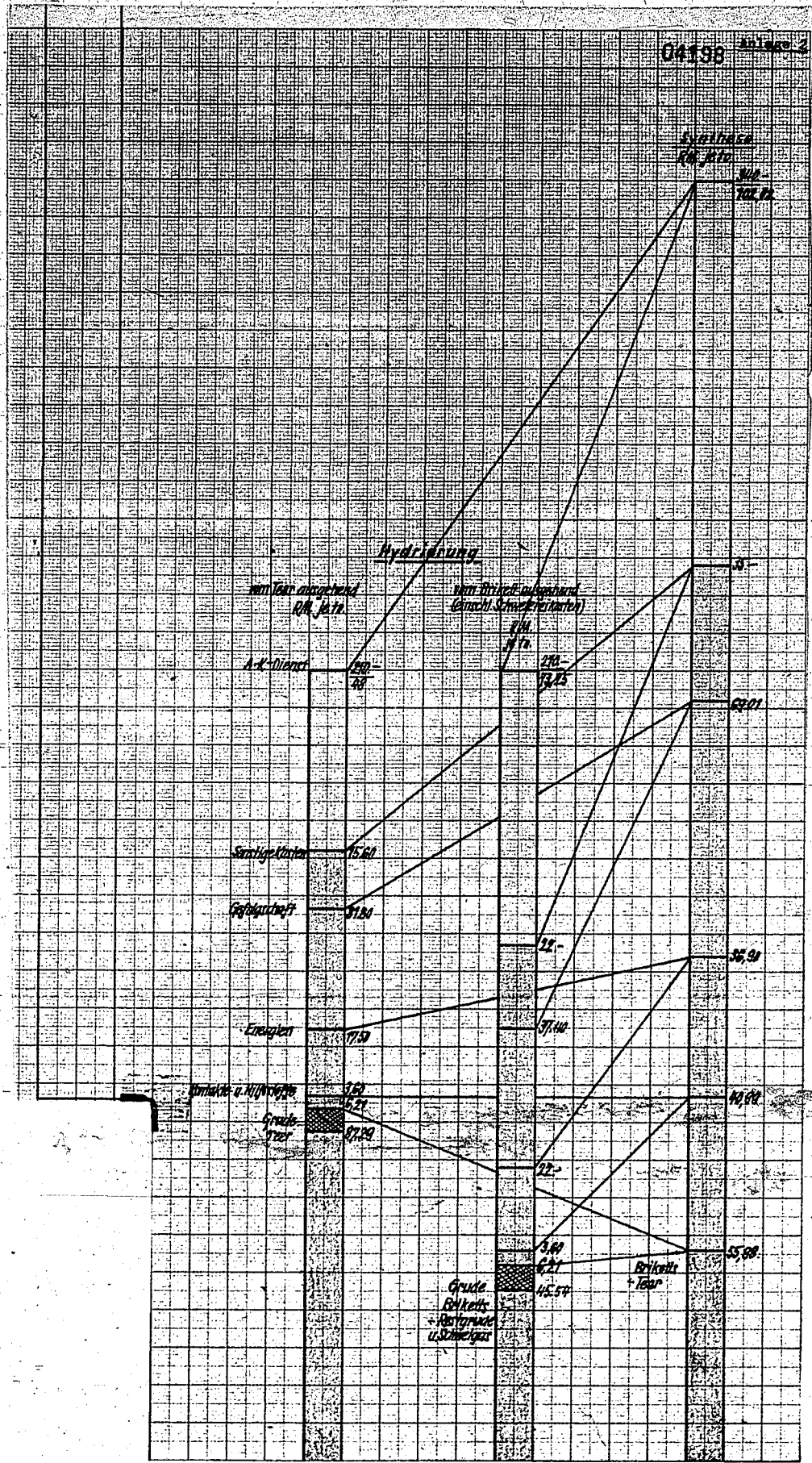
Abschreibungen (9 %)

a/ 1000 Mill. RM  
(ohne Kraftwerk u. Kontaktfabrik)

Kalkulat. Zinsen (5 %)

a/ 110 Mill. RM

rd. RM	% von Ges. Aufwand	RM je to Gesamt-Prod.
9.000.000	18,7	65,30
1.030.000	2,2	7,40
7.950.000	16,5	55,90
-	-	-
5.820.000	12,1	40,99
5.240.000	10,8	36,90
9.800.000	20,5	69,01
4.970.000	10,3	35,--
33.780.000	70,0	237,00
9.000.000	18,6	63,90
5.500.000	11,4	38,74
48.280.000	100 %	340,--



Launa, den 11. Mai 1944

04199

Betriebsbericht  
Kalkulationsentwurf Blechhammer 1944/1.

Die Betriebszahlen, die in dem Kalkulationsentwurf Blechhammer 1944/1 angrunde gelegt wurden, sind in folgendem Bericht in einer Form zusammengefaßt, wie sie etwa später von der Betriebskontrolle geliefert werden. Die Zahlen sind im wesentlichen der Planrechnung Blechhammer 1944/1 entnommen; eine Abweichung tritt nur insofern auf, als Vorratsänderungen eingeführt wurden, da diese für die Kalkulation von Bedeutung sind. Die Vorräte selbst sind nicht aufgeführt; sie sind, wo sie im Kalkulationsentwurf angegeben sind, ohne Weiteres aus den entsprechenden Aufstellungen dort ersichtlich. Auch die Versandverluste für die Hydrierungsprodukte sind nicht erwähnt; sie wurden in der Kalkulation mit 50 Koto für das Hy-Heizöl und mit 100 Koto für das Flugbenzin eingesetzt.

Inhaltsverzeichnis.

Seite		Angabe in Monatsmengen
1	Produktbewegung in der Brikettfabrik	" " "
2	Brikettschmelerei, Produkt- u. Gasbewegung	" " "
3	Lußkohleschmelerei, " " "	" " "
4	Bewegung der Schmelzerprodukte	" " "
5	Produkt- u. Gasbewegung der Sumpfhase	" " "
6	" " " Gasphase	" " "
7	Zusammensetzung u. Aufarbeitung der Hy-Gase	$10^3$ Nm <sup>3</sup> /Monat
8	" " " " " "	Koto
9	" " " " " "	$10^6$ WE/Monat
10	Aufteilung der Hy-Gase in gewinnbare Fraktionen	$10^3$ Nm <sup>3</sup> /Monat
11	" " " " " " (Forts.)	"
12	" " " " " " "	Koto
13	" " " " " " "	"
14	" " " " " " "	$10^6$ WE/Monat
15	" " " " " " "	"
16	Kraftwerk	Angabe in Monatsmengen
17	Energieverteilung	" " "
18	" " " " " " (Forts.)	" " "
19-25	Ausbeuterechnung der Hydrierung	" " "
26/27	" " " Energiebetriebe	" " "

POOR  
COPY

6















Zusammensetzung und Aufarbeitung der H<sub>2</sub>-Gase

Mengen in 10<sup>3</sup> Nm<sup>3</sup>/Monat Kalk Entwurf 1944/45

	Gesamt	H <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>	CO	CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> S	C <sub>1</sub>	C <sub>2</sub>	C <sub>3</sub>	C <sub>4</sub>	C <sub>5</sub> +H <sub>2</sub> O
<b>1 Armgase</b>											
2 Armgas aus Waschl-Entsp.	12339.3	7316.7	134.1	322.3	120.8	5.5	2629.7	762.8	571.1	104.5	44.8
3 Armgas aus Abstreifer-Entsp.	4131.1	2510.0	131.1	120.0	72.1	1.3	796.4	264.8	181.3	36.9	18.6
4 Abschlämngas	4604.3	3587.0	174.7	112.7	31.1	-	358.0	313.6	-	-	-
5											
6 Armgas Sumpffase	21074.7	13443.7	736.9	555.0	254.0	6.8	3784.1	1171.4	759.0	139.4	66.4
7 Armgas aus Vorhydr-Abstreif.	1153.6	681.5	161.1	-	-	-	227.5	31.6	39.1	18.3	4.6
8 Armgas aus 6434-Abstreifer	986.0	636.1	43.3	-	-	-	21.7	62.2	7.5	63.7	18.8
9 Armgas Gasphase	2129.6	1317.6	194.4	-	-	-	21.3	289.7	39.1	102.8	151.0
10 Gesamtes Armgas											
11 (Eingang in Armgasreinigung)	23214.3	14731.3	931.3	555.0	254.0	28.5	1073.8	140.5	861.6	289.4	78.7
12 H <sub>2</sub> S-Gas ausgewaschen	268.4	-	-	-	241.3	27.1	-	-	-	-	-
13											
14 Verluste	1156.8	736.6	46.8	27.8	12.1	1.4	203.7	70.5	13.1	41.5	-
15 Entschwefeltes Armgas	21789.1	13994.7	884.5	527.2	-	-	3870.1	1340.0	848.7	274.9	78.7
16 Restgas aus Reichtgasreinigung	3641.1	1058.8	98.5	108.4	-	-	1167.6	877.8	-	-	-
17 Eingang in Lindeanlage	28400.2	15053.5	983.3	635.6	-	-	6337.7	2217.8	848.7	274.9	78.7
18 daraus H <sub>2</sub> -Fraktion	14261.1	14261.1	-	-	-	-	-	-	-	-	-
19 CO+N <sub>2</sub> -Fraktion	2298.3	-	873.3	625.8	-	-	106.8	-	-	-	-
20 C <sub>1</sub> -Fraktion	5194.5	-	110.0	109.8	-	-	5249.7	55.0	-	-	-
21 C <sub>2</sub> -Fraktion	2229.7	-	-	-	-	-	11.2	2162.8	55.7	-	-
22 Restgas für Treibgasanlage	1116.6	-	-	-	-	-	-	-	763.0	274.9	78.7
23											
24 Schwelgas	1938.3	174.5	-	-	193.8	-	-	-	-	-	-
25											
<b>26 Reichgase</b>											
27 Reichgas aus Waschl-Entsp.	1792.5	731.7	60.7	80.6	181.0	13.1	1130.7	686.6	1033.4	456.6	418.2
28 Abstreifer-Entsp.	1906.8	230.9	14.7	32.5	328.5	1.8	281.0	211.5	263.3	216.9	262.5
29 Kohleabstreifer	82.5	20.2	1.0	1.0	3.3	-	5.7	7.5	11.0	18.7	41.1
30 Reichgas Sumpffase	6781.8	982.8	76.4	114.1	512.8	15.3	1417.4	935.5	1310.9	222.2	691.8
31 Reichgas aus Vorhydr-Abstreifer	280.7	66.1	19.2	-	-	-	90.1	19.2	32.4	31.8	21.9
32 Vorhydr-Abstr. Destill.	177.7	2.0	1.9	-	-	-	10.1	9.4	34.0	32.0	28.3
33 6434-Abstreifer	623.8	63.0	6.0	-	-	4.4	26.4	5.0	53.3	220.5	198.6
34 6434-Abstr. Destill.	337.8	0.6	0.2	-	-	9.2	0.5	0.8	29.7	197.8	99.0
35 Vorhydr-Stabilisierung	25.6	-	-	-	-	-	-	0.6	5.6	19.4	-
36 6434-Stabilisierung	229.1	-	-	-	-	-	0.3	1.2	28.6	199.0	-
37 Reichgas Gasphase	1624.3	131.7	23.3	-	-	53.6	123.4	36.2	190.7	700.5	407.6
38 Gesamtes Reichgas											
39 (Eingang in Reichtgasreinigung)	8456.5	1114.5	103.7	114.1	512.8	71.5	1544.8	971.7	1501.1	1427.2	1099.6
40 H <sub>2</sub> S-Gas ausgewaschen	585.1	-	-	-	487.2	67.9	-	-	-	-	-
41 Verluste	367.8	55.7	5.2	5.7	26.6	3.6	77.2	48.6	75.1	71.1	-
42 Kondensat	163.7	-	-	-	-	-	-	-	-	-	163.7
43 Entschwefeltes Reichgas	7369.9	1058.8	98.5	108.4	-	-	1467.6	923.1	1326.0	1151.6	936.9
44 Restgas aus Lindeanlage	1116.6	-	-	-	-	-	-	-	763.0	274.9	78.7
45 Eingang in Treibgasanlage	8486.5	1058.8	98.5	108.4	-	-	1467.6	923.1	1326.0	1151.6	936.9
46 daraus C <sub>3</sub> -Fraktion	2220.3	-	-	-	-	-	4.3	2187.3	68.3	-	-
47 C <sub>4</sub>	1589.9	-	-	-	-	-	-	-	31.7	1558.2	-
48 C <sub>5</sub>	1014.6	-	-	-	-	-	-	-	-	1014.6	-
49 Restgas für Lindeanlage	3641.1	1058.8	98.5	108.4	-	-	1467.6	877.8	-	-	1014.6
50 Gesamtanfall											
51 Arm- + Reichgas	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
52 (ohne Schwelgas)											
53 davon in H <sub>2</sub> -Fraktion		90.00									
54 CO+N <sub>2</sub>		5.00	84.37	78.59			1.90				
55 C <sub>1</sub>			10.63	16.41			320.0	2.31			
56 C <sub>2</sub>							0.20	90.79	2.36		
57 C <sub>3</sub>								1.90	91.30	3.99	
58 C <sub>4</sub>									1.31	51.01	
59 C <sub>5</sub>											100.00
60 H <sub>2</sub> S-Gas					95.00	95.00					
61 Verluste		5.00	5.00	5.00	5.00	5.00	5.00	5.00	5.00	5.00	-

POOR COPY

6

P C





# Aufteilung der H<sub>2</sub>-Gase in gewinnbare Fraktionen

04209 Seite 10

Mengen in 10<sup>3</sup> Nm<sup>3</sup>/Monat Kalk Entwurf 1944/1

		Gesamt	H <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>	CO	CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> S	C <sub>1</sub>	C <sub>2</sub>	C <sub>3</sub>	C <sub>4</sub>	C <sub>5</sub> und höher
1	Armgas aus Waschl-Entsp.	42339.3	7316.7	434.1	3223.	150.8	6.5	2629.7	762.8	574.1	101.5	41.8
2	"  "  Abstreifer-Entsp.	4134.1	2510.0	131.1	120.0	72.1	1.3	796.4	264.8	184.9	36.9	13.6
3	Ab Schlammgas	4604.3	3587.0	171.7	112.7	31.1	-	388.0	343.8	-	-	-
4	Reichgas aus Waschl-Entsp.	4792.5	731.7	60.2	80.6	181.0	13.1	1130.7	686.5	1033.4	456.6	48.2
5	"  "  Abstreifer-Entsp.	4906.8	2309.	15.7	82.5	328.5	4.8	284.0	244.5	263.5	246.9	262.5
6	Gesamtanfall	27374.0	14763.7	612.3	668.1	763.6	24.7	5185.4	2299.4	2056.0	814.9	736.1
7	davon in H <sub>2</sub> -Fraktion	12938.6	12938.6	-	-	-	-	-	-	-	-	-
8	"  "  CO+N <sub>2</sub>	2028.0	718.8	685.4	825.0	-	-	98.8	-	-	-	-
9	"  "  C <sub>1</sub>	5076.0	-	86.3	109.7	-	-	1826.9	53.1	-	-	-
10	"  "  C <sub>2</sub>	2146.5	-	-	-	-	-	10.4	2087.6	48.5	-	-
11	"  "  C <sub>3</sub>	1954.3	-	-	-	-	-	-	43.7	1877.0	33.6	-
12	"  "  C <sub>4</sub>	793.7	-	-	-	-	-	-	-	27.5	766.2	-
13	"  "  C <sub>5</sub>	736.1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	736.1
14	"  "  H <sub>2</sub> S-Gas	748.8	-	-	-	725.3	23.6	-	-	-	-	-
15	Verluste	1182.0	718.9	40.6	33.4	38.2	1.2	259.7	115.0	102.9	42.1	-
16	Anfall	82.5	20.2	1.0	1.0	3.3	-	5.7	7.5	14.0	18.7	14.1
17	davon in H <sub>2</sub> -Fraktion	18.2	18.2	-	-	-	-	-	-	-	-	-
18	"  "  CO+N <sub>2</sub>	2.7	1.0	0.8	0.8	-	-	0.1	-	-	-	-
19	"  "  C <sub>1</sub>	5.7	-	0.1	0.1	-	-	5.3	0.2	-	-	-
20	"  "  C <sub>2</sub>	7.1	-	-	-	-	-	0.0	6.8	0.3	-	-
21	"  "  C <sub>3</sub>	13.7	-	-	-	-	-	-	0.2	12.8	0.7	-
22	"  "  C <sub>4</sub>	17.2	-	-	-	-	-	-	-	0.2	17.0	-
23	"  "  C <sub>5</sub>	14.1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	14.1
24	"  "  H <sub>2</sub> S-Gas	3.2	-	-	-	3.2	-	-	-	-	-	-
25	Verluste	3.6	1.0	0.1	0.1	0.1	-	0.3	0.3	0.7	1.0	-
26	Armgas aus Vorhydr. Abstr.	1153.6	681.5	151.1	-	-	-	227.5	31.6	39.1	18.3	4.5
27	Reichgas	280.7	66.1	19.2	-	-	-	90.1	19.2	32.4	31.8	21.9
28	Gesamtanfall	1434.3	747.6	170.3	-	-	-	317.6	50.8	71.5	50.1	26.4
29	davon in H <sub>2</sub> -Fraktion	672.8	672.8	-	-	-	-	-	-	-	-	-
30	"  "  CO+N <sub>2</sub>	187.1	37.4	143.7	-	-	-	6.0	-	-	-	-
31	"  "  C <sub>1</sub>	314.3	-	18.1	-	-	-	285.0	1.2	-	-	-
32	"  "  C <sub>2</sub>	18.4	-	-	-	-	-	0.6	16.1	1.7	-	-
33	"  "  C <sub>3</sub>	68.3	-	-	-	-	-	-	1.0	65.3	2.0	-
34	"  "  C <sub>4</sub>	46.6	-	-	-	-	-	-	-	1.0	45.6	-
35	"  "  C <sub>5</sub>	26.4	-	-	-	-	-	-	-	-	-	26.4
36	"  "  H <sub>2</sub> S-Gas	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
37	Verluste	70.4	37.4	8.8	-	-	-	16.0	2.5	3.5	2.5	-
38	Anfall	114.4	2.0	1.9	-	-	-	10.1	9.4	34.0	32.0	25.0
39	davon in H <sub>2</sub> -Fraktion	1.8	1.8	-	-	-	-	-	-	-	-	-
40	"  "  CO+N <sub>2</sub>	1.9	0.1	1.6	-	-	-	0.2	-	-	-	-
41	"  "  C <sub>1</sub>	9.8	-	0.2	-	-	-	9.4	0.2	-	-	-
42	"  "  C <sub>2</sub>	9.3	-	-	-	-	-	0.0	8.5	0.8	-	-
43	"  "  C <sub>3</sub>	32.5	-	-	-	-	-	-	0.2	31.0	1.3	-
44	"  "  C <sub>4</sub>	29.6	-	-	-	-	-	-	-	0.5	29.1	-
45	"  "  C <sub>5</sub>	25.0	-	-	-	-	-	-	-	-	-	25.0
46	"  "  H <sub>2</sub> S-Gas	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
47	Verluste	1.5	0.1	0.1	-	-	-	0.5	0.5	1.7	1.6	-

<sup>\*)</sup> ohne 63.3 Kondensat

POOR COPY

6

04210

Seite 11

**Aufteilung der Hy-Gase in gewinnbare Fraktionen Fortsetzung**  
 Mengen in 10<sup>3</sup> Nm<sup>3</sup>/Monat  
 Monat: Juli Entwurf 1964/65

		Gesamt	H <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>	CO	CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> S	C <sub>1</sub>	C <sub>2</sub>	C <sub>3</sub>	C <sub>4</sub>	C <sub>5</sub>
1	Armogas aus 6434-Absor	186,0	636,1	19,5			21,7	62,3	7,5	43,7	109,3	148,2
2	Reichgas	523,4	63,0	6,0			11,1	26,4	5,0	59,9	226,6	198,2
3	Gesamltarif	1909,4	699,1	14,5			66,1	88,6	12,5	103,6	359,7	446,4
4	davon in H <sub>2</sub> -Fraktion	629,2	629,2									
5	CO+N <sub>2</sub>	78,3	35,0	11,6				1,7				
6	C <sub>1</sub>	87,9		5,9				22,3	0,3			
7	C <sub>2</sub>	14,5						0,2	11,4	0,9		
8	C <sub>3</sub>	127,2						0,2	117,9	1,1		
9	C <sub>4</sub>	323,1								1,6	321,5	
10	C <sub>5</sub>	117,0									1,6	115,4
11	H <sub>2</sub> S-Gas	62,8					62,8					
12	Verluste	69,1	31,9	2,1			3,3	4,4	0,6	6,2	11,6	
13	Anfall	337,8	0,6	0,2			9,3	0,5	6,8	29,3	167,8	218,0
14	davon in H <sub>2</sub> -Fraktion	0,6	0,5									
15	CO+N <sub>2</sub>	0,3	0,1	0,2				0,0				
16	C <sub>1</sub>	0,5		0,0				0,5	0,0			
17	C <sub>2</sub>	1,4						0,0	1,4	0,7		
18	C <sub>3</sub>	35,0						0,0	29,1	7,9		
19	C <sub>4</sub>	180,4							0,4	180,0		
20	C <sub>5</sub>	99,0									1,6	97,4
21	H <sub>2</sub> S-Gas	8,7					8,7					
22	Verluste	12,0	0,0	0,0			0,5	0,0	0,1	1,5	9,9	
23	Anfall	256							0,6	8,6	19,3	
24	davon in H <sub>2</sub> -Fraktion											
25	CO+N <sub>2</sub>											
26	C <sub>1</sub>	0,0							0,0			
27	C <sub>2</sub>	0,7							0,6	0,1		
28	C <sub>3</sub>	5,9							0,0	5,1	0,8	
29	C <sub>4</sub>	17,8								0,1	17,7	
30	C <sub>5</sub>											
31	H <sub>2</sub> S-Gas											
32	Verluste	12							0,0	0,3	0,9	
33	Anfall	229,1						0,3	1,2	26,6	199,0	
34	davon in H <sub>2</sub> -Fraktion											
35	CO+N <sub>2</sub>	0,0						0,0				
36	C <sub>1</sub>	0,3						0,3	0,0			
37	C <sub>2</sub>	1,8						0,0	1,1	0,7		
38	C <sub>3</sub>	3,0						0,0	26,1	7,9		
39	C <sub>4</sub>	181,5								0,4	181,1	
40	C <sub>5</sub>											
41	H <sub>2</sub> S-Gas											
42	Verluste	14,5					0,0	0,1	1,4	10,0		

ohne 180,4 Kondensat

Auf

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	
32	
33	
34	
35	
36	
37	
38	
39	
40	
41	
42	
43	
44	
45	
46	
47	

Kohlensäure Destill.  
Kohlensäure Destill.  
Vorhydr. Kammer  
Vorhydr. Kammer  
Vorhydr. Destill.

POOR COPY 6

POOR COPY

Aufteilung der H<sub>2</sub>-Gase in gewinnbare Fraktionen

Mengen in Mol

Monat: Kalk Entwurf 1954/1

		Gesamt	H <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>	CO	CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> S	C <sub>1</sub>	C <sub>2</sub>	C <sub>3</sub>	C <sub>4</sub>	C <sub>5</sub> höher
Kohlekammer	1 Armgas aus Waschl-Ents	6386.0	657.6	842.9	402.9	238.1	8.5	1885.0	1034.4	1441.0	271.5	141.2
	2 " " Abstreifer-Ents	2427.0	225.6	469.9	190.0	149.5	2.0	870.8	369.0	366.4	98.8	46.0
	3 Abschämigas	1463.0	322.8	245.7	156.9	64.8		256.9	466.6			
	4 Reichgas aus Waschl-Ents	7697.0	65.8	75.9	100.8	357.6	20.2	818.5	998.9	3059.6	1221.8	148.0
	5 " " Abstreifer-Ents	3338.0	20.7	18.1	40.6	64.9	3.4	201.4	329.9	526.4	660.8	89.0
	6 Gesamtanfall	20371.0	1292.0	1016.6	835.2	1509.3	38.1	3724.6	3118.4	4097.0	2282.6	2488.0
	7 davon in H <sub>2</sub> -Fraktion	1102.8	462.8									
	8 " " CO/N <sub>2</sub>	1648.7	61.6	87.0	0.5			70.8				
	9 " " C <sub>1</sub>	3772.9		108.0	157.1			3450.1	72.1			
	10 " " C <sub>2</sub>	2935.4						7.5	2831.2	96.7		
	11 " " C <sub>3</sub>	3889.8							59.3	3240.6	89.9	
	12 " " C <sub>4</sub>	2124.9								51.8	2050.1	
	13 " " C <sub>5</sub>	2488.0										2488.0
	14 " " H <sub>2</sub> S-Gas	1130.0				1133.8	36.2					
	15 Verluste	814.0	61.7	50.8	4.3	75.5	1.9	186.2	155.8	204.9	112.6	
Kohleabstr. Destill.	16 Anfall	1144.0	1.8	1.2	1.2	0.8		4.1	10.2	26.3	50.7	37.0
	17 davon in H <sub>2</sub> -Fraktion	1.6	1.6									
	18 " " CO/N <sub>2</sub>	2.1	0.1	1.0	0.3			0.1				
	19 " " C <sub>1</sub>	4.3		0.1	0.2			3.8	0.2			
	20 " " C <sub>2</sub>	10.0						0.0	9.3	0.7		
	21 " " C <sub>3</sub>	28.0							0.2	25.8	2.0	
	22 " " C <sub>4</sub>	16.5								0.1	16.1	
	23 " " C <sub>5</sub>	37.0										37.0
	24 " " H <sub>2</sub> S-Gas	6.2				6.2						
	25 Verluste	5.3	0.1	0.1	0.1	0.3		0.2	0.6	1.4	2.6	
Vorhydr. Kammer	26 Armgas aus Vorhydr. Abstr.	598.0	61.2	189.0				169.7	42.9	77.9	48.9	16.0
	27 Reichgas	344.0	5.9	24.0				64.6	26.0	61.6	84.9	71.0
	28 Gesamtanfall	942.0	67.1	213.0				222.7	68.9	142.5	133.8	89.0
	29 davon in H <sub>2</sub> -Fraktion	60.4	60.4									
	30 " " CO/N <sub>2</sub>	187.4	3.4	179.7				4.3				
	31 " " C <sub>1</sub>	235.7		22.6				211.5	1.6			
	32 " " C <sub>2</sub>	66.3						0.5	62.5	3.3		
	33 " " C <sub>3</sub>	136.7							1.3	130.1	5.3	
	34 " " C <sub>4</sub>	129.7								1.9	121.8	
	35 " " C <sub>5</sub>	89.0										89.0
Vorhydr. Abstr. Destill.	36 " " H <sub>2</sub> S-Gas											
	37 Verluste	42.8	3.3	10.2				11.4	3.5	7.2	6.7	
	38 Anfall	289.0	0.2	2.4				7.2	12.8	67.4	85.0	84.0
	39 davon in H <sub>2</sub> -Fraktion	0.2	0.2									
	40 " " CO/N <sub>2</sub>	2.1	0.0	2.0				0.1				
	41 " " C <sub>1</sub>	7.3		0.3				6.7	0.3			
	42 " " C <sub>2</sub>	13.2						0.0	11.6	1.6		
	43 " " C <sub>3</sub>	65.2							0.3	61.5	3.4	
	44 " " C <sub>4</sub>	78.3								0.9	77.4	
	45 " " C <sub>5</sub>	81.0										81.0
46 " " H <sub>2</sub> S-Gas												
47 Verluste	8.7	0.0	0.1				0.4	0.6	3.4	4.2		

<sup>\*)</sup> ohne 214.0 Kondensat



04212 *Seite 13*

**Aufteilung der H<sub>2</sub>-Gase in gewinnbare Fraktionen - Fortsetzung**  
 Mengen in Tonne Monat: Kalk Entwurf 1944

		Gesamt	H <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>	CO	CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> S	C <sub>1</sub>	C <sub>2</sub>	C <sub>3</sub>	C <sub>4</sub>	C <sub>5</sub> und höher	
1	5434 Kammern	Arbeitsgas aus 5434 Abstr.	744.0	57.2	87.4		33.4	44.6	10.2	126.9	359.7	65.4	
2		Reichgas	1147.0	57	7.5		68.3	78.9	6.8	119.4	586.3	361.8	
3		Gesamtanfall	1891.0	62.9	64.6		101.7	63.5	17.0	246.3	946.0	997.0	
4		davon in H <sub>2</sub> -Fraktion	56.6	56.6									
5		CO+H <sub>2</sub>	56.6	3.2	52.0				1.2				
6		C <sub>1</sub>	66.0		6.6				59.0	0.4			
7		C <sub>2</sub>	21.3						0.1	19.4	1.8		
8		C <sub>3</sub>	262.8						0.3	224.9	37.6		
9		C <sub>4</sub>	804.6							3.3	801.3		
10		C <sub>5</sub>	398.0								398.0		
11		H <sub>2</sub> S-Gas	96.6					96.6					
12	Verluste	77.8	3.1	3.0			5.1	3.2	0.8	72.3	47.2		
13	Anfall	937.0	0.1	0.2			74.2	0.4	1.1	59.2	527.8	335.0	
14	davon in H <sub>2</sub> -Fraktion	0.1	0.1										
15	CO+H <sub>2</sub>	0.2	0.0	0.2				0.0					
16	C <sub>1</sub>	0.4		0.0				0.4	0.0				
17	C <sub>2</sub>	2.4						0.0	1.0	1.4			
18	C <sub>3</sub>	75.2						0.0	0.0	51.1	24.1		
19	C <sub>4</sub>	181.2							0.8	180.4			
20	C <sub>5</sub>	331.0								331.0			
21	H <sub>2</sub> S-Gas	19.5					19.5						
22	Verluste	30.0	0.0	0.0			0.7	0.0	0.1	2.9	26.3		
23	Anfall	63.8							0.8	11.3	51.7		
24	davon in H <sub>2</sub> -Fraktion												
25	CO+H <sub>2</sub>												
26	C <sub>1</sub>	0.0							0.0				
27	C <sub>2</sub>	1.0							0.7	0.3			
28	C <sub>3</sub>	12.3							0.0	10.2	2.1		
29	C <sub>4</sub>	49.3								0.2	49.1		
30	C <sub>5</sub>												
31	H <sub>2</sub> S-Gas												
32	Verluste	3.2							0.1	0.5	2.6		
33	Anfall	590.2						0.7	1.6	56.9	531.0		
34	davon in H <sub>2</sub> -Fraktion												
35	CO+H <sub>2</sub>	0.0						0.0					
36	C <sub>1</sub>	0.2						0.2	0.0				
37	C <sub>2</sub>	2.8						0.0	1.5	1.3			
38	C <sub>3</sub>	73.2							0.0	52.0	21.2		
39	C <sub>4</sub>	181.5								0.8	180.7		
40	C <sub>5</sub>												
41	H <sub>2</sub> S-Gas												
42	Verluste	29.6						0.0	0.1	2.8	26.6		

\* ohne 339.0 Kondensat

POOR  
COPY

6

P  
C

Aufteilung der H<sub>2</sub>-Gase in gewinnbare Fraktionen 04213

Mengen in 10<sup>6</sup> WE/Mon

Monat. Kalk. Entwurf 1944/1

		Gesamt	H <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>	CO	CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> S	C <sub>1</sub>	C <sub>2</sub>	C <sub>3</sub>	C <sub>4</sub>	C <sub>5</sub> (inkl.)
1	Armgas aus Waschl-Entsp.	71 167,2	45803,9		373,3		31,1	2248,0	11724,2	12661,7	2961,9	1524,1
2	Abstreifer-Entsp.	23 351,3	6156,7		362,1		3,4	6803,2	4078,0	4078,9	1077,8	494,9
3	Abschlämmsgas	17 304,7	9248,6		340,4			3060,9	5284,2			
4	Reichgas aus Waschl-Entsp.	73 769,5	4880,5		243,4		74,1	9667,5	10561,6	22738,9	13337,3	19218,2
5	Abstreifer-Entsp.	29 440,4	592,4		58,2		27,2	2102,6	3744,6	5812,8	7242,0	9552,4
6	Gesamtanfall	215 602,9	86971,1		2017,7		139,8	44254,2	25344,7	65553,3	21592,0	26786,7
7	davon in H <sub>2</sub> -Fraktion	83 252,1	33222,1									
8	CO+N <sub>2</sub>	4 277,5	1847,5		1585,6			811,4				
9	C <sub>1</sub>	72 417,5			331,1			42702	8162			
10	C <sub>2</sub>	33 214,8						88,6	32066,7	1063,5		
11	C <sub>3</sub>	43 059,8							674,7	44070	984,1	
12	C <sub>4</sub>	22 989,5								808,2	22381,3	
13	C <sub>5</sub>	26 786,7										26786,7
14	H <sub>2</sub> S-Gas	132,8					132,8					
15	Verluste	9447,8	1847,5		101,0		3,0	2204,0	1767,1	2268,6	1229,6	
16	Anfall	1473,8	519		3,0			48,7	115,3	308,8	516,2	403,9
17	davon in H <sub>2</sub> -Fraktion	46,3	46,3									
18	CO+N <sub>2</sub>	5,8	2,6		2,3			0,9				
19	C <sub>1</sub>	18,5			0,5			46,3	2,7			
20	C <sub>2</sub>	142,1						0,4	107,7	7,3		
21	C <sub>3</sub>	305,9							2,2	284,9	21,8	
22	C <sub>4</sub>	501,3								1,2	497,1	
23	C <sub>5</sub>	403,9										403,9
24	H <sub>2</sub> S-Gas											
25	Verluste	53,6	2,6		0,2			2,4	5,7	18,4	27,3	
26	Armgas aus Vorhydr-Abstr.	5741,3	1721,5					195,1	185,7	862,5	532,7	463,8
27	Reichgas	3672,6	1629					770,3	295,4	744,7	925,7	796,9
28	Gesamtanfall	9413,9	1924,4					2725,4	780,8	1607,2	1458,4	960,7
29	davon in H <sub>2</sub> -Fraktion	1723,2	1723,2									
30	CO+N <sub>2</sub>	147,7	96,1					51,6				
31	C <sub>1</sub>	2510,5						2522,6	17,9			
32	C <sub>2</sub>	751,4						5,4	708,9	37,1		
33	C <sub>3</sub>	1543,1							14,9	1440,0	58,2	
34	C <sub>4</sub>	1348,9								24,2	1323,3	
35	C <sub>5</sub>	960,7										960,7
36	H <sub>2</sub> S-Gas											
37	Verluste	422,8	96,1					135,8	39,4	78,9	72,9	
38	Anfall *)	2823,3	5,2					86,4	141,5	750,0	934,5	909,7
39	davon in H <sub>2</sub> -Fraktion	4,7	4,7									
40	CO+N <sub>2</sub>	2,0	0,3					1,7				
41	C <sub>1</sub>	83,6						80,3	3,3			
42	C <sub>2</sub>	149,0						0,2	131,2	17,6		
43	C <sub>3</sub>	724,7							2,8	681,7	37,2	
44	C <sub>4</sub>	857,9								10,1	847,8	
45	C <sub>5</sub>	909,7										909,7
46	H <sub>2</sub> S-Gas											
47	Verluste	95,7	0,2					4,2	7,2	37,6	46,5	

\*) ohne 2.303,5 Kondensat

04214

**Aufteilung der H<sub>2</sub>-Gase in gewinnbare Fraktionen** Fortsetzung  
Mengen in 10<sup>6</sup> WE Maas Maßst. Kalk Erntest. 1941

		Gesamt	H <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>	CO	CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> S	C <sub>1</sub>	C <sub>2</sub>	C <sub>3</sub>	C <sub>4</sub>	C <sub>5</sub>	C <sub>6</sub>
1	6434 Normierg.	Aringas aus 6434-Norm.	657,0	1634,6			1024	54,0	28,5	1104,6	207,8	107,8	107,8
2		Reinwas.	12025,6	164,9			294,3	200,7	27,5	2821,8	161,1	107,8	107,8
3		Gesamtanfall	20306,6	1799,5			371,1	757,5	282,2	4926,4	368,9	215,6	215,6
4		davon in H <sub>2</sub> -Fraktion	1617,0	1617,0									
5		CO/N <sub>2</sub>	100,3	89,8					14,7				
6		C <sub>1</sub>	708,1					708,1	1,1				
7		C <sub>2</sub>	210,3					1,8	211,9	6,5			
8		C <sub>3</sub>	2903,2					1,8	3,3	2903,3	11,4		
9		C <sub>4</sub>	5394,1							5394,1	11,4		
10		C <sub>5</sub>	1057,7							1057,7	11,4		
11		H <sub>2</sub> S-Gas	368,4				368,4						
12		Verluste	666,6	89,8			16,7	3,9	2,6	190,0	1,4		
13		Anfall	10086,0	1,5			52,1	1,3	1,3	655,7	11,4	11,4	11,4
14	davon in H <sub>2</sub> -Fraktion	1,3	1,3										
15	CO/N <sub>2</sub>	0,2	0,1					0,1					
16	C <sub>1</sub>	1,1					1,1	0,2					
17	C <sub>2</sub>	26,6					0,2	1,2	25,2				
18	C <sub>3</sub>	828,2						0,1	828,1	2,8			
19	C <sub>4</sub>	5240,2							5240,2	6,6			
20	C <sub>5</sub>	3007,6							3007,6	11,4			
21	H <sub>2</sub> S-Gas	19,6				19,6							
22	Verluste	324,1	0,1			3,6	0,2	0,6	21,8	2,8			
23	Anfall	697,4					0,2	0,2	138,5	5,6			
24	davon in H <sub>2</sub> -Fraktion												
25	CO/N <sub>2</sub>												
26	C <sub>1</sub>	0,2						0,2					
27	C <sub>2</sub>	11,1						0,3	10,8				
28	C <sub>3</sub>	135,8						0,2	135,6	2,5			
29	C <sub>4</sub>	615,6							615,6	11,4			
30	C <sub>5</sub>												
31	H <sub>2</sub> S-Gas												
32	Verluste	36,0						0,5	35,5	1,2			
33	Anfall	644,8					2,6	1,3	630,9	2,9			
34	davon in H <sub>2</sub> -Fraktion												
35	CO/N <sub>2</sub>	0,0											
36	C <sub>1</sub>	2,8						2,8	0,1				
37	C <sub>2</sub>	31,5						0,6	30,9	1,0			
38	C <sub>3</sub>	807,4						0,1	807,3	2,5			
39	C <sub>4</sub>	5280,7							5280,7	6,5			
40	C <sub>5</sub>												
41	H <sub>2</sub> S-Gas												
42	Verluste	322,4					1,0	0,9	320,5	1,0			

ohne 3653,5 Kondensat

POOR  
COPY

6



# Energieerzeugung

Mengen in Tonnen

Code	Beschreibung	Einheit	Menge	Wert	Menge	Wert	Menge	Wert	Menge	Wert	Menge	Wert	Menge	Wert	Menge	Wert	Menge	Wert	Menge	Wert				
60 000	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...				
60 100	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...				
60 200	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...				
60 300	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...				
60 400	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...				
60 500	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...				
60 600	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...				
60 700	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...				
60 800	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...				
60 900	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...				
61 000	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...				
61 100	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...				
61 200	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...				
61 300	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...				
61 400	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...				
61 500	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...				
61 600	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...				
61 700	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...				
61 800	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...				
61 900	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...				
62 000	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...				
62 100	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...				
62 200	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...				
62 300	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...				
62 400	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...				
62 500	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...				
62 600	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...				
62 700	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...				
62 800	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...				
62 900	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...				
63 000	Zwischensumme		14492	11692	11	1332	2941,3		17926	14936	96900	128057	64823		96900	29046	88135	81782	6672	147899	109670	4696	2880	1183





Ausbeuterechnung der Kohle - Sumpfphase (Blatt 1.)

1. Zusammenstellung der für die Ausbeuterechnung erforderlichen Zahlen. Monat: März, Entw. 1909

Einsatzprodukte	Anfall von Zwischenprodukten in T	Anfall von Endprodukten in T											
		Bezeichnung	T	Abstreifer	Schwefel	Schlammrückstand	Öl im Abchlamm	Trockenkohle	Heißer	Schwefel	Mittelöl	S-Benzol	Paraffin
1 Hy-Heizöl	K <sub>1</sub> -21250												
2 Abstreifer	K <sub>2</sub> 94834									52380	36205	6148	27
3 Schwefel	K <sub>3</sub> 8902									6365	2547		
4													
5													
6 Schlammrückstand	K <sub>6</sub> 11192		8954										
7 Öl im Abchlamm	K <sub>7</sub> 42235			11131						33652	2548		
8 Trockenkohle	K <sub>8</sub> 65525	94374			42212			-4267		78267	15279		2488
9 Hydrierkohle	K <sub>9</sub> 33000					65766							
10													
11 Gesamt		234478	94374	8954	11131	42212	66766	-4267	296	13481	6148		2528

<sup>\*)</sup> Einsatz: 65525 + 4267 · 0,8 = 68938,6

2. Nachweis des Unterschiedes zwischen Anfall u. Einsatz.

	Einsatz	Anfall	Unterschied	Zugänge		Vorratsänderung	Abgaben an (andere Verfabriken)	Sumpfphase	Gasphase	Verluste
				Schwefel	Sonstige					
12 Hy-Heizöl	K <sub>1</sub> -21250		d <sub>1</sub> -21250							-21250
13 Abstreifer	K <sub>2</sub> 94834	94374	d <sub>2</sub> - 500			510	-10			
14 Schwefel	K <sub>3</sub> 8902	8954	d <sub>3</sub> - 52							
15 Schlammrückstand	K <sub>6</sub> 11192	11131	d <sub>5</sub> - 61							
16 Öl im Abchlamm	K <sub>7</sub> 42235	42212	d <sub>6</sub> 23							
17 Trockenkohle a. Trockn.										-176
18 " " i. Dicker										-26
19 " " i. Dünnbr.										-39
20 Trockenkohle gesamt	K <sub>8</sub> 65525	65766	d <sub>8</sub> - 241							-241
21 Hydrierkohle	K <sub>9</sub> 33000		d <sub>9</sub> 33000		73000					
22 Heißer	K <sub>10</sub> -	-4267	d <sub>10</sub> 4267	4201,3	657					
23										
24 Schwefel im Abstreifer										54
25 " " i. Dicker										-21
26 " " i. Dünnbr.										-49
27 " " i. Gleitöl										
28 " " i. Spülöl										
29 " " aus Verfabriken										-260
30 " " im Sumpfwasser										-20
31										
32 Schwefel gesamt	K <sub>3</sub> -	296	d <sub>11</sub> -296							296
33 Zwischen summe		234478	218466	96012	4201,3	73065,7	5	-10		-21250
34 Mittelöl im Abstreifer										10
35 " " i. Dicker										-4
36 " " i. Dünnbr.										-9
37 " " i. Gleitöl										
38 Schwefel a. Kohleabstr.										-6148
39 Mittelöl " "										-13472
40 " " i. Sumpfwasser										-6
41 Kondensat										
42 Mittelöl + Schwefel + Kond.		19629	-19629							-19629
43 Pentan		2528	-2528							-2528
44 Gesamt		234478	240620	33858	4201,3	73065,7	-4	-10		-22145

POOR COPY 6







Ausbeuterechnung der Gasphase (Blatt 1)

Seite 22

Monat: März, Entwurf: 1964/1

1. Zusammenstellung der für die Ausbeuterechnung erforderlichen Zahlen

04221

Bezeichnung	Einsatz in t/d	Anfall an Zersetz- u. Endprodukten in %						
		Kohlensäure	Wasser	Gas	Gas	Gas	Gas	Gas
1. Pentan	6	5423						
2. Ges. Rohbenzin	6	8493						
3. Sulf	6	8493						
4. Summe Rohbenzin		17287						
5. Sulf-Abstreifer	6	17287			6116		8484	534
6. B-Mittel	6	17287	339			1583		295
7. Sulf-Abstreifer	6	20826	214		11560		8493	84
8. Sulf-Einspritzprod.	6	21483		20706				84
9. Gesamt		96076	553	20706	13676	19683	13477	902/20000

2. Nachweis des Unterschiedes zwischen Anfall u. Einsatz

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
	Einsatz	Anfall	Anfang	Zugänge	Vorr.	Abgabe	Summ.	Gas-	Gas-	Erzeug.
	in %	in %	in %	Schwefel	Schwefel	in %	Phase	Phase	Phase	in %
1. Pentan	6	5423	902	452525						
2. Ges. Rohbenzin	6	8493	8684	45	50					
3. Sulf-Abstreifer	6	17287	18789	45	180					
4. Sulf-Einspritzprod.	6	21483								
5. Gesamt B-Mittel	6	17287	17676	45	300					
6. Sulf-Abstreifer	6	20826	20706	15	120					
7. Zug S/B: Nie kondens										
8. Sulf-Einspritzprod.										
9. Kondensat										
10. Sulf-Einspritzprod. ges.	6	21483	553	42096	1218					
11. Gesamt		96076	32901	132137	1218					

POOR COPY 6

Ausbeuterechnung der Gasphase (Stoffe)

04222 Seite 23

Manat: März, Entwurf: 1961/62

3. Ausbeuterechnung

Bezeichnung	Einsatzprodukt	Anfangsbestand								Einsatz							
		Wasser	Fest	B	CO <sub>2</sub>	CO	CH <sub>4</sub>	Penan	Penan	Penan	Penan	Penan	Penan	Penan	Penan	Penan	
1	Wasser	1000															
2	Wasser	1000															
3	Wasser	1000															
4	Wasser	1000															
5	Wasser	1000															
6	Wasser	1000															
7	Wasser	1000															
8	Wasser	1000															
9	Wasser	1000															
10	Wasser	1000															
11	Wasser	1000															
12	Wasser	1000															
13	Wasser	1000															
14	Wasser	1000															
15	Wasser	1000															
16	Wasser	1000															
17	Wasser	1000															
18	Wasser	1000															
19	Wasser	1000															
20	Wasser	1000															
21	Wasser	1000															
22	Wasser	1000															
23	Wasser	1000															
24	Wasser	1000															
25	Wasser	1000															
26	Wasser	1000															
27	Wasser	1000															
28	Wasser	1000															
29	Wasser	1000															
30	Wasser	1000															
Kontrolle: 901.99   101.02   2000.01   21.82.02   207.01   172.01   167.01   849.02   873.01																	

4. Frischgas, H<sub>2</sub>-Fraktion, Hy-Gas

Betrieb	Verbrauch bzw. Anteil	G <sub>1</sub>	G <sub>2</sub>	G <sub>3</sub>	G <sub>4</sub>	G <sub>5</sub>	G <sub>6</sub>
1	SoSe-Ka	12175.1	566732			6.732	17.426
2	SoSe-Des	3938.2	226324			733.282	252.234
3	Gesamt	16108.4				144.057	350.660
4	darin H <sub>2</sub> -Fraktion					22.384	57.577
5	Frischgas aus Koks					121.668	313.743
6	dafür Koksbedarf					115.120	292.063
Kontrolle: 16108.4							
H <sub>2</sub> -Fraktion aus Lindeanlage 10 <sup>3</sup> m <sup>3</sup>							
7	SoSe-Ka	672.8	31.318			0.374	0.963
8	SoSe-Des	1.8	0.086			0.001	0.003
9	SoSe-Ka	629.2	31.232			21.960	56.506
10	SoSe-Des	0.5	0.022			0.049	0.045
11	Stabilis. SoSe						
12	SoSe						
13	Gesamt	1304.3				22.384	67.577
Kontrolle: 1304.3							
Gesamt Hy-Gas 10 <sup>3</sup> m <sup>3</sup> (ohne Penan u. nach Abzug der Verluste)							
14	SoSe-Ka	8000.4	373.808			4.467	11.498
15	SoSe-Des	1821.9	67.482			1.006	2.599
16	SoSe-Ka	18906.6	853.888			620.230	198.702
17	SoSe-Des	6159.3	391.306			604.313	543.230
18	Stabilis. SoSe	62.4	33.994			0.379	0.976
19	SoSe	6122.4	300.915			573.284	541.442
20	Gesamt	37703.0				1723.691	2433.107
Kontrolle: 37703.0							

POOR COPY 6

Auswertungsrechnung der Gasphase, Blatt 3

07/23

Zufl. Gasanalyse

Nominalwertanalyse 1944

Betrieb	Menge	C <sub>1</sub> -Fraktion		C <sub>2</sub> -Fraktion		C <sub>3</sub> -Fraktion		C <sub>4</sub> -Fraktion		C <sub>5</sub> -Fraktion	
		kg	kg	kg	kg	kg	kg	kg	kg	kg	kg
C <sub>1</sub> -Fraktion											
1) S55-Ka	256,7	18,91				0,02	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01
2) S55-Des	1,5	0,02				0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
3) G434-Ka	46,0	3,32				0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
4) G434-Des	0,4	0,03				0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
5) Stabils. S55	1,8	0,14				0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
6) Stabils. G434	4,2	0,31				0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
7) Gesamt	309,6	22,63				0,02	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01
Kontrolle:	309,6										
C <sub>2</sub> -Fraktion											
8) S55-Ka	26,8	2,06				0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01
9) S55-Des	1,2	0,09				0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
10) G434-Ka	2,1	0,16				0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
11) G434-Des	0,1	0,01				0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
12) Stabils. S55	2,0	0,15				0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
13) Stabils. G434	4,8	0,36				0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
14) Gesamt	37,0	2,83				0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01
Kontrolle:	37,0										
C <sub>3</sub> -Fraktion											
15) S55-Ka	136,1	10,25				0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06
16) S55-Des	6,2	0,48				0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
17) G434-Ka	262,8	19,92				0,09	0,09	0,09	0,09	0,09	0,09
18) G434-Des	1,2	0,09				0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
19) Stabils. S55	12,3	0,94				0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
20) Stabils. G434	7,2	0,55				0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
21) Gesamt	425,4	32,13				0,15	0,15	0,15	0,15	0,15	0,15
Kontrolle:	425,4										
C <sub>4</sub> -Fraktion											
22) S55-Ka	123,7	9,76				0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06
23) S55-Des	7,3	0,57				0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
24) G434-Ka	861,5	67,58				0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30
25) G434-Des	4,2	0,33				0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
26) Stabils. S55	19,3	1,50				0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
27) Stabils. G434	48,5	3,78				0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
28) Gesamt	1024,5	82,42				0,36	0,36	0,36	0,36	0,36	0,36
Kontrolle:	1024,5										
Gesamtes Hy-Gas (ohne Pentan)											
29) S55-Ka	350,0	27,76				0,12	0,12	0,12	0,12	0,12	0,12
30) S55-Des	12,0	0,93				0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
31) G434-Ka	1350,0	104,70				0,45	0,45	0,45	0,45	0,45	0,45
32) G434-Des	60,0	4,68				0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
33) Stabils. S55	62,8	4,92				0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
34) Stabils. G434	54,2	4,22				0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
35) Gesamt	1509,0	119,21				0,57	0,57	0,57	0,57	0,57	0,57
Kontrolle:	1509,0										

POOR COPY 6

Rabattrechnung

Verteilung der Spritzstoffe

	Einzel	mit Spritz	Technik	Werkzeug
1. Injektionspumpe	2300	2300	2300	2300
2. Abstreifer	100	100	100	100
3. Abstreifer	100	100	100	100
4. Schwamm	100	100	100	100
5. Schichtlederhandschuhe	100	100	100	100
6. Nylon-Abstreifen	100	100	100	100
7. Zerkleinerer	100	100	100	100
8. Schwamm - Gesamt	100	100	100	100
9. Mittelöl	100	100	100	100
10. Summe Verz. und Abgabe	100	100	100	100
11. Summe	100	100	100	100
12. Gesamtzugang des Spritzstoffs	100	100	100	100
13. Gasphase - Anteil	100	100	100	100
14. Gesamt	100	100	100	100

Verteilung der Gasphase

	Einzel	Benzin
15. 5058 Einspr. Prod. Gas-Summe	19620	16625.8
16. Pentan	2525	2525.8
17. Gesamt-Zugang des Spritzstoffs	22145	19151.6
18. Als Schwere direkt in Gas	1218	1032.0
19. Zwischensumme	23363	20183.6
20. 5058 - Rohbenzin	50	46.6
21. 5058 - Abstreifer	150	126.9
22. B-Mittelöl	100	319.3
23. 5058 - Abstreifer	120	308.0
24. 5058 - Einspritzprodukt	92	78.0
25. Summe Verz. und Abgabe	188	161.3
26. 5058 - Rohbenzin	100	99.3
27. B-Mittelöl	100	39.8
28. Summe Ges. Prod. - Belegung	-	- 19.5
29. Gesamt	23175	20000.0

POOR COPY 6

## Ausbeuterechnung der Energiebetriebe

Rechnungsabschnitt  
Kalk. Entwurf

### 1) Zusammenstellung der für die Ausbeuterechnung erforderlichen Zahlen

1946/47

Erzeugung	Menge	Eigenbedarf (- = Nebenausbeute)					Dampf					Gesamt umgez. auf 70 atü to	Strom 10 <sup>3</sup> kWh
		Gebrauchswasser 10 <sup>3</sup> m <sup>3</sup>	Rob- wasser 10 <sup>3</sup> m <sup>3</sup>	Frisch- wasser 10 m <sup>3</sup>	Speise- wasser to	Konden- sat to	70 atü to	18 atü to	4,5 atü to	3,5 atü to	2,5 atü to		
Bewertung %							100,00	74,63	56,78	53,72	50,43		
Gebrauchswasser 10 <sup>3</sup> m <sup>3</sup>	12.734,9											104,9	2.191,6
Rohwasser 10 <sup>3</sup> m <sup>3</sup>	9.530,6											101,1	1.716,1
Frischwasser 10 <sup>3</sup> m <sup>3</sup>	3.523,9		1.513,5										
Speisewasser to	844.739,3	163,5		981,9								116,1	
Kondensat to	449.630,8				300.071,3							113,7	
70 atü Dampf to	188.462,7					115.200,6						119,2	7350,0
Strom 10 <sup>3</sup> kWh	10.621,0												143.550,2
		1.486,7	1.513,5	981,9	300.071,3	115.200,6	571.312,3	10.191,0	16.200,0	152.000,0		455.920,6	159.278,0

### 2) Nachweis des Unterschiedes zwischen Erzeugung u. Eigenbedarf

	Erzeugung	Eigen- bedarf	Unterschied + = Verbrauch - = Erzeugung	Fremd- Strom	Abgabe an Fremde Firmen	Verbrauch im Werk ohne Energie- anlagen?	Rück- lieferung	Bemerkungen
Gebrauchswasser 10 <sup>3</sup> m <sup>3</sup>	12.734,9	1.486,7	$\Delta_1 = 11.248,2$			76.158,2		
Rohwasser 10 <sup>3</sup> m <sup>3</sup>	9.530,6	1.513,5	$\Delta_2 = 8.017,1$		2.300,0		-1.732,0	1000 Kühlwasser
Frischwasser 10 <sup>3</sup> m <sup>3</sup>	3.523,9	981,9	$\Delta_3 = 2.542,0$			1.228,2	-1.107,0	
Speisewasser to	844.739,3	300.071,3	$\Delta_4 = 544.668,0$			1.107,0		
Kondensat to	449.630,8	316.310,8	$\Delta_5 = 133.320,0$			163.170,0	-144.710,0	
70 atü Dampf to	188.462,7	115.200,6	+ 73.262,1			36.300,0		
18 " " to		76.158,2	+ 112.303,9			168.222,0	-66.922,0	
4,5 " " to		56.780,0	+ 131.682,7					
3,5 " " to		53.720,0	+ 134.742,7					
2,5 " " to		50.430,0	+ 138.032,7			392.630,0	-15.000,0	
Ges. Dampf umgez. auf 70 atü	678.262,7	495.920,6	$\Delta_6 = 182.342,1$			101.162,0		
Strom 10 <sup>3</sup> kWh	10.621,0	15.927,8	$\Delta_7 = 5.306,8$	-13.332,0		11.612,0		

2) Gebrauchswasserwerk  
Rohwasserwerk  
Filteranlage  
Fermulfanlage  
Umformeranlage  
Kesselhaus  
Turbinenanlage

04225

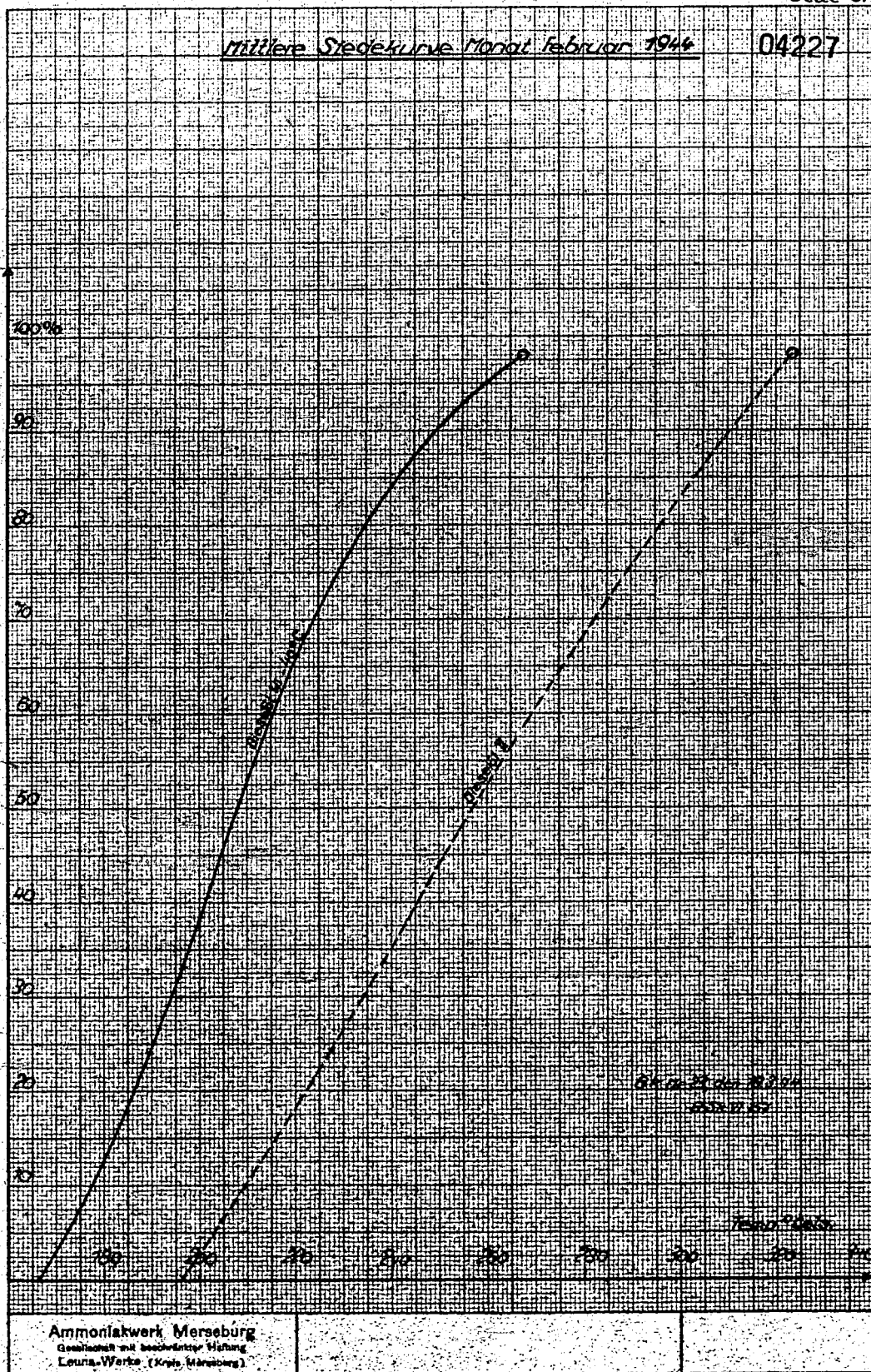
POOR  
COPY 6





Mittlere Stegkurve Monat Februar 1944

04227



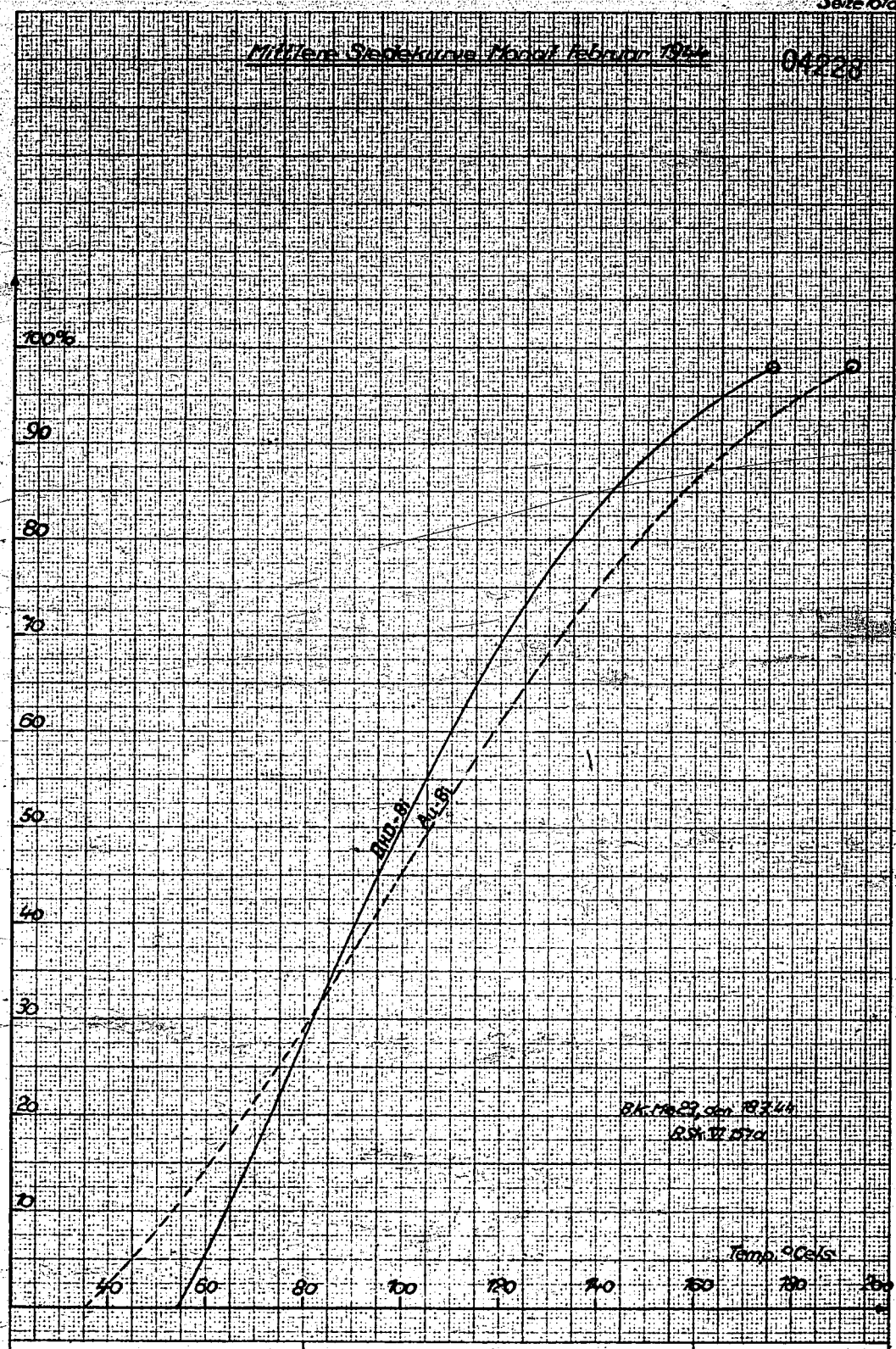
Ammoniakwerk Merseburg  
Gesellschaft mit beschränkter Haftung  
Leuna-Werke (Kw. Merseburg)

388 A4 (210x297 mm)

POOR COPY 7

Mittlere Spektive Monat Februar 1944

04128



BK 11623, den 18.11.44  
R. St. V. D. 70

Ammoniakwerk Merseburg  
Gesellschaft mit beschränkter Haftung  
Leuna-Werke (Kra's Merseburg)

389 A 4. (210x297 mm)

1	8
2	8
3	8
4	8
5	8
6	8
7	8
8	8
9	8
10	8
11	8
12	8
13	8
14	8
15	8
16	8
17	8
18	8
19	8
20	8
21	8
22	8
23	8
24	8
25	8
26	8
27	8
28	8
29	8
30	8
31	8
32	8
33	8
34	8
35	8
36	8
37	8
38	8
39	8
40	8
41	8
42	8
43	8
44	8
45	8
46	8
47	8
48	8
49	8
50	8
51	8
52	8
53	8
54	8
55	8
56	8
57	8
58	8
59	8
60	8
61	8
62	8
63	8
64	8
65	8
66	8
67	8
68	8
69	8
70	8
71	8
72	8
73	8
74	8
75	8
76	8
77	8
78	8
79	8
80	8
81	8
82	8
83	8
84	8
85	8
86	8
87	8
88	8
89	8
90	8
91	8
92	8
93	8
94	8
95	8
96	8
97	8
98	8
99	8
100	8

POOR COPY 7

Rohprodukt-Eingänge, Vorräte u. Abgaben

Monat: Februar 1944

Nr.	Eingänge		Vorrat				Abgaben an		Zu	Fu	Summe
	Produkt von	Zu	An	Ende	Vorratsänderung	Kauf zu	Zu				
1	Roh- braun	Vom Lager	180079,-	-	-	-	180079,-	-	-	-	
3	Roh- weiß	Binder, Halle	-	39%	1710,-	1710,-	-	-	-	-	
5		Lautauwerk	783,280	-	-	-	-	-	-	-	
6		Lünen	3472,630	-	-	-	-	-	-	-	
7	Roh- weiß	Hoesch	51,500	-	-	-	-	-	-	-	
8	Roh- weiß	Zschimmer	210,850	-	-	-	-	-	-	-	
9											
10											
11		Summe:	11669,230	39%	969,-	11669,-	11669,-	-	-	-	
12		Roh- weiß	Summe:					9679,230			
13		Lautauwerk	53,090	36,8%	31,89						
14		V.G. Säurefabr. Jassob.	264,380	36,2%	36,20						
15		Schilling u. Co. Magdebg.	14,530	-	25,780						
16	Roh- weiß	Schleweck u. Co. Velten	363,170	-	14,48	157,220					
17		F. Müller, Halle	-	-	-	-					
18		Geb. Böhler, Nien	289,430	-	16,990						
19		Fabr. Alendael	278,790	32,5%	72,99						
20											
21		Summe:	1257,360	18,1%	262,78	49,69	819,200	300,500			
22											
23											
24		A. Riebecke Montan	3721,570	170,7%	226,88	56130					
25	Roh- weiß	Heinrich Müllerstein	1470,440	50,7%	204,50	25078					
26		Summe:	5191,910	67,4%	431,38	81208,850	1548,830	3634,570			
27		Vert. Stek. Lest. Essen	-	-	-	-					
28	Roh- weiß	Südn. Frankfurt	2071,540	181,9%	71,20	10778					
29	Roh- weiß	Osten, Berlin	64,700	-	-	-					
30		Summe:	2136,240	310%	309,-	68,-	11578	2312,-			
31		A. Riebecke Montan	1883,650	308,2%	230,91	77350					
32	Roh- weiß	Summe:	1883,650	372%	222,-	16,-	9939	1977,-			
33											
34		Summe:									
35		Paraffinsäure	117,630	150,5%	19,300	0,750	14,890	103,990			
36		Fresol	252,740	33,8%	30,280	4,430	13,120	234,190			
37		Abfallteer v. Wolfen	-	-	-	-					
38		Teeröl, J.S. Bitterfeld	105,920	15,1%	15,130	-	-	151,050			
39		" J.S. Wolfen	94,680	-	-	-	15,560	79,180			
40		" Schilling Magdebg.	84,240	-	13,120	13,120	-	65,090			
41	Roh- weiß	" Schieweck Velten	149,420	46,3%	16,720	16,720	80,610	49,570			
42		Paraffinwase Eszenhain	2649,480	176,2%	222,500	16,240	118,-	2325,200			
43											
44		Methylenrückst. v. LU	16,900	-	-	-		10,900			
45											
46		Styrolrückst. v. Schkopau	37,070	-	-	-		37,070			
47		PH-Ol von Schkopau	16,440	-	8,050	8,050		8,390			
48											
49		Olefine v. Heydenbeck	148,160	-	68,860	68,860		82,300			
50											
51		Oxalkohol J.S. Offenbach	14,620	-	-	-		14,620			
52											
53		Summe:	3651,170	289,9%	68410	181,14	246,170	3223,860			

POOR COPY 7

04230

Seite 103

Rohprodukt-Eingänge, Vorräte u. Abgaben

Monat: Februar 1944

Z	Eingänge		Vorrat			Abgaben an		
	Produkt von	To	In	Anfang Ende	Vorr. Anfang Ende	Bezugs- Su. Nr. To	Gasphase To	Verpackung To
1	Gie von Org. Hlt.	853.538				2.316	824.709	16.670
2								
3								
4	Rückstand v. Kto 6010	5.400						5.400
5	" " " 6028	412.-					412.-	
6	" " " 6037	18.320						18.320
7	Neutral	11.900					44.900	
8	Neutral	12.060					12.060	
9	Neutral	1.796					1.796	
10	Neutral	9.320					9.320	
11	Abfall	0.900				0.900		
12								
13	Gie v. Ruhr-Chemie	25.640						25.640
14								
15	Gas v. DND Rnt.	69.600						69.600
16								
17								
18								
19								
20								
21	Summe:	1140.530				3.216	1304.784	65.930
22	Phenolrückst. r. Kto 6087	355.-						355.-
23								
24	MD-Rückstand " " 6084	37.410					37.410	
25								
26								
27								
28								
29								
30	Summe:	392.410					37.410	355.-
31	Rückstand v. Ruhr-Chemie	589.710						589.710
32	Rückstand Pahlitz " " 6084	18.080						18.080
33	Rohbrenz. Katochin " " 6084	10.080					10.080	
34								
35								
36								
37								
38	Summe:	617.870					10.080	607.790
39								
40	Propylen v. Kto 60613	83.340						83.340
41								
42								
43								
44								
45	Summe:	83.340						83.340
46								
47	Butylen v. Schkopau	64.790						64.790
48								
49								
50	Summe:	64.790						64.790
51								
52	Rohprod. f. Reinst. u. d.					2617.416		
53	" " Su.-Pa.-Dest.						1277.204	
54	" " Gasphase						65.930	
55	" " Rückst.-Gem.							962.780
56	" " Treibst.-Misch.							83.340
57	" " Heiz-Gas							64.790
58	" " Hu.-Benzin							69.600
59	" " "							
60	" " "							
61	" " Kohle					103752.230		
62	Summe: Rohprodukte:	208467.470				206413.270		

POOR COPY 7

Zwischenprodukt-Vorräte

Monat... Februar... 1944

Produkt	Vorräte			darin			
	in	Anfang	Ende	Vorrats- Änderg.	Öl	festes + Wasser	TBko
<b>Kohle</b>							
4 Trockenbraunkohle mit Rotarz	390	590.-	646.-	+ 26.-	-	+ 26.-	+ 22.-
5							
6 Befeuchtungsl	390	36.-	37.-	+ 1.-	+ 1.-	-	-
7 Trockenbraunkohle	390	1040.-	1092.-	+ 52.-	-	+ 52.-	+ 49.-
8 mit Rotarz u. Öl	801	300.688	280.688	- 20.-	- 3.-	- 17.-	- 14.-
9 Sa:		1940.688	1972.688	+ 32.-	- 3.-	+ 35.-	+ 30.-
10 Anreißedl	801	-	-	-	-	-	-
11 Kohlebrei	801	307.300	277.300	- 30.-	- 15.-	- 15.-	- 13.-
12	803/05	-	-	-	-	-	-
13 Sa:		307.300	277.300	- 30.-	- 15.-	- 15.-	- 13.-
14 Verdünnungsl für Breipressen	803/05	1.607	1.607	-	-	-	-
15 Verdünnungsl für Schleuderei	884	-	-	-	-	-	-
16 Schleuderd	884	11.007	11.007	+ 3.-	+ 3.-	-	-
17 Summe Zeile 4-16		2286.599	2347.599	+ 31.-	- 14.-	+ 45.-	+ 39.-
18 Entschlammung	884	126.934	88.934	- 38.-	- 25.-	- 13.-	-
19	884	386.200	306.200	- 80.-	- 30.-	- 20.-	-
20 Schleuder-Rückstand	889	196.920	112.920	- 83.-	- 49.-	- 34.-	-
21 Sa:		582.120	419.120	- 133.-	- 79.-	- 54.-	-
22	810 a/b	499.724	391.724	- 108.-	-	-	-
23 Kohleabsstreifer	809/10	347.100	358.100	+ 11.-	-	-	-
24 Sa:		846.824	749.824	- 97.-	- 97.-	-	-
25 Vorkühlerd	883	-	-	-	-	-	-
26 Nachkühlerd	883	-	-	-	-	-	-
27 Summe Zeile 18-26		1525.936	1257.936	- 268.-	- 204.-	- 67.-	-
28 Gesamtsumme Kohle		3812.534	3575.634	- 237.-	- 216.-	- 22.-	-
<b>Teer</b>							
				Einsätze aus Su-Phase-Zwischentank			
32 Abfallöl	860	18.187	112.187	+ 94.-			
33 Schleuderteer	860	4.700	9.900	+ 5.200			
34 Anfallöl	810/11	146.656	35.804	- 110.852			
35	909	-	124.850	+ 124.850			
36 Rückstandsgemisch	810/12	1818.966	2118.745	+ 299.769			
37							
38 Summe Teer		1988.492	2401.456	+ 412.964			
39							
<b>Gasphase</b>							
				Entschlammungsschleuderei			
42	810	1273.776	741.246	- 532.560			40.227.-
43 A-Mittelöl	803/05	12.-	12.-	-			
44 Sa:		1285.776	753.246	- 532.560			
45	826	15.182	0.812	- 14.370			
46 B-Mittelöl 5058	810	197.200	186.200	- 11.000			
47	803/05	2.-	2.-	-			
48 Sa:		214.382	187.012	- 27.370			
49	826	60.400	74.400	+ 14.000			
50	810	82.940	182.940	+ 100.000			
51 B-Mittelöl 6434	803/05	2.-	2.-	-			
52 Sa:		145.340	269.340	+ 124.000			
53 Waschöl-Waschanlage	829	297.710	297.710	-			
54							
55							
56	813	372.133	362.063	- 10.070			
57 Benz.-Abstr. 5058	826	26.-	5.-	- 21.-			
58 Sa:		398.153	367.063	- 31.070			
59	813	-	337.-	+ 337.-			
60 Benz.-Abstr. 6434	826	-	-	-			
61 Sa:		-	337.-	+ 337.-			
62 Summe Gasphase		234.344	2173.344	- 168.-			Summe 398.449.950

04232

Serie 105

Zwischenprodukt- Abgaben

Monat: Februar 1941

	Produkt von	to	Abgabe an
1	Siebriickstand	Kohle- Aufbereitung	Halde
2	Entschlammungs- Riickst.	Entschlammung - Schmelerei	23510,900 Halde
3	Schleuder- Riickstand	Entschlammung - Schleuderei	1425, - Halde
4		Teer - Schleuderei	261,416 Halde
5		Summe Verlust- Abgaben	25206,316
6	Phenol	Sumpfphase - Destillation Kette	1519,310 Mittelfabrikation Me 33 Kto. 60800
7		" " " " " Teer	40,690 " " " " " 60800
8			1560, - Summe
9	A- Mittelol	Su. Ph. Destill. Me 906 Kto. 60200	221,760 Hydrierwerke Pohlitz H.G.
10		Su. Ph. Zw. Tank Me 810 Kto. 60200	0,800 Me 701 Kto. 62719
11			
12			
13			
14			
15			
16			
17	Benzin - Absreifer 5058		
18			
19	5058 - Rohbenzin z. D.H.D	9343, -	D.H.D - Einlage
20			
21			
22			
23			
24			
25			
26	B- Mittelol 5058	Gasphase Destill. Me 821 Kto. 60200	38,110 Normalfabrikation Me 33 Kto. 60576
27			16,260 J.G. Prose
28			2, - J.G. Lererkuaen
29			
30			
31			
32			
33			
34		56,370	Summe
35	Pentan	Gasphase - Destillation	0,050 Butan-Ofenkammer Me 363 Kto. 60610
36			0,145 Finalst. Labor Me 20 + 62001
37			0,182 Techn. Vera. Nachdr. Me 225 + 62300
38			0,010 D. Celluloid-Fabr. Eilenburg
39			0,025 Gen. F. Linder- Feinmasch.
40			0,089 Chem. Werke Huels
41			0,025 J.G. Hueschwiitz
42			1,000 Suedst. Treibst. Werke Bruck
43			0,140 Donau Chemie
44			
45			
46			
47		1,666	Summe
48	Petrolaether	Gasphase - Destillation	0,240 Chemikalienlager Me 21 Kto. 72200
49			0,214 J.G. Hoechst
50			0,090 J.G. Landsberg
51			0,015 J.G. Lichtenberg
52			0,005 Duisburger Kupferhutte
53			
54			
55			
56			
57		0,564	Summe
58	Rohphenol	A- Benzin - Waesche	- Phenolalaugekarbonisation Kto. 60800
59		L- Benzin - Waesche	-
60		(Phenolalauge kg)	-
61			Summe
62		11184,160	

POOR COPY 7

Fertigprodukt - Erzeugung, Vorräte u. Abgaben.

Produkt	Erzeugung in	Vorrat			Thema eigene Betriebe		Abgabe an		
		in	Anfang	Ende	in	in			
1 Athan	von Kohlen-Trennung	2063 -				1797 -	MtA 60700		
	davon Hyd.	1695,700					Treibgasmischung		
	" D.H.D.	167,300				266 -	Kraftgas		
						2063 -	Summe		
6 Propan	von Kohlen-Trennung	3235,400	928/938	33,872	16,200	12,358	7,65,570	Versand	
	davon Hyd.	2881,100					8,260	J.G. Betriebe	
	" D.H.D.	354,300					4,633	inert. d. Wertes	
							2359,600	Treibgasmischung	
10 Propan	von Butan-Trennung	128 -							
	davon Hyd.	114 -					193 -	Kraftgas	
	" D.H.D.	14 -					20 -	Kreislauf	
17 Rohbutan		3363,400					971,442	2339,600	Summe
	von Kohlen-Trennung	2759,600						2880,500	Butan-Trennung
	davon Hyd.								
	" D.H.D.								
23 Normal-Butan	Gash. Butan	91 -							
		2850,500						2850,500	Summe
	von Butan-Trennung	1647,900	928	10,492	8,627	1,865	62,665		Versand
	davon Hyd.	1361,600							J.G. Betriebe
27 Normal-Butan	" D.H.D.	286,300							inert. d. Wertes
							1029 -		Stationslage
								110,100	Treibgasmischung
								351 -	Reinbenzin
35 Isobutan							37 -		Kraftgas
								20 -	Kreislauf
		1647,900					1168,665	481,100	Summe
	von Butan-Trennung	1074,600	928	1,450	1,350	2,900			Versand
40 Treibgas	davon Hyd.	869,500							J.G. Betriebe
	" D.H.D.	185,100					1,700		inert. d. Wertes
							482 -		Stationslage
								321 -	Treibgas
42 Treibgas								247 -	Reinbenzin
								20 -	Kreislauf
		1074,600					483,700	688 -	Summe
	Treibgasmischung	2790,700	938	110,462	134,552	21,085	2832,816		Versand
47 Treibgas	from Kohlen-Slörte	83,340							J.G. Betriebe
							17,139		inert. d. Wertes
		2874,040					2849,955		Summe
48 Au-Benzin	Summe:					37,478			
		16,923 -	817/848	244 -	2197 -	1356 -	11,954,060		Versand
	C <sub>10</sub> Ho-Mexan	16,210					10,298		Sonstige Abgaben
	Benz. u. Diox. -Stoffe	16,480					39,038		Verluste
53 Dieselöl			518 b	29 -	29 -				Versand
									Sonstige Abgaben
									Verluste
		12,884 -	813/12	2004 -	506 -	1498 -	11,327,900		Versand
56 Dieselöl-Liefer	aus Syntrocken-Öl	30 -					58,102		Sonstige Abgaben
								25,998	Verluste
		6,555 -	815/16	133 -	687 -	1354 -	5974,440		Versand
							16,100		Sonstige Abgaben
62 Summe:							13,460		Verluste
		36,428,390	2407 -	3419 -	11042 -	35337,900	78,490		

POOR COPY 7

H<sub>2</sub>-Gas

Monat: Februar 1944

Nr. M <sub>1</sub>		Zu		Differenz		Angaben an H. Kontroll.		
		10 <sup>3</sup> m <sup>3</sup>	10 <sup>3</sup> M <sup>3</sup>	10 <sup>3</sup> m <sup>3</sup>	10 <sup>3</sup> M <sup>3</sup>	10 <sup>3</sup> m <sup>3</sup>	10 <sup>3</sup> M <sup>3</sup>	
1	Armgas an Kraftgasverteilung	11727.8	17126.-	71304.-	-	6059.-	17126.-	77390.-
2	" " Kto. 60223	34.7	164.-	470.-	-	-	164.-	470.-
3	" " " 60233	3.6	19.4	50.-	-	-	19.4	56.-
4	" " " 60247	24.6	82.-	113.-	-	-	82.-	113.-
5	Armgas gesamt	11787.9	17361.4	71943.-	-	6059.-	17361.4	78029.-
6	RoH-H <sub>2</sub> -Reichgas an Kraftgasverteilung	415.4	287.-	2940.-	-	13.-	287.-	2927.-
7	RoH-H <sub>2</sub> -Reichgas an Restgasverteilung	16246.2	11546.-	11122.4	+ 21.-	557.-	11525.-	110667.-
8	H <sub>2</sub> -Ausfriergeras	6575.-	3376.-	8215.-	-	-	6000.-	8327.-
9	H <sub>2</sub> an Nachverbrennung	35.-	24.-	112.-	-	-	-	-
10	Rein-H <sub>2</sub> -Reichgas an Kraftgasverteilung	288.6	226.-	3082.-	+ 1.-	22.-	225.-	3060.-
11	Rein-H <sub>2</sub> -Reichgas an H <sub>2</sub> -Gasbenz.-Anlage	9347.6	7320.-	9981.8	+ 20.-	535.-	7300.-	99260.-
12	Gasbenz. an D.H.D.	-	-	-	-	-	-	-
13	Gasbenz. -Bilan an Gutanfrennung	94.-	37.-	990.-	-	+ 160.-	94.-	830.-
14	Reichgas v. H <sub>2</sub> -Gasbenz.-Anl. an Kraftgasverteilung	-	-	-	-	-	-	-
15	Reichgas v. H <sub>2</sub> -Gasbenz.-Anl. an KWI-Trennung	8998.1	7324.4	97265.-	+ 122.1	1176.-	8876.-	96089.-
16	Abgabe der H <sub>2</sub> -Reichgas 5/6+8+10+12 bis 15/17	28156.-	29208.8	184435.-	-	-	-	189262.-
17	darin oxydierbare KWI	7134.8	4404.2	78440.-	-	-	-	-
18	H <sub>2</sub> -Gas	24024.2	25107.6	105325.-	-	-	-	-
19	darin Armgas	11787.9	17361.4	71743.-	-	-	-	-
20	Abgaben über Reichg. (2. 15 - 34+15)	7279.-	4489.-	14237.-	-	-	-	-
21	Restgas: KWI-Anlagen	1957.3	3257.2	19445.-	-	-	-	-
22								
23	Hydr.-DHD an KWI-Anlage	10048.6	7924.3	108807.-	+ 15.1	340.-	10063.7	109147.-
24	Restgas der KWI-Trennung	2000.7	3329.-	49583.-	+ 15.1	1499.-	2015.8	18084.-
25	KWI an Kraftgasverteilung 60223	489.-	324.3	6150.-	-	-	489.-	6150.-
26	KWI an " " 60205	77.-	34.5	844.-	-	-	77.-	844.-

Fremdzugang: 64.790  
Restg. an Kto. 60702: 18.3

Hilfsstoffe

Nr.	Produkt von	Vorrat					Abgabe an	
		Zu	in	Anfang	Ende	Vorrats-Änderg.	Zu	
27	Schkopau	11.925	860	12.260	15.300	+ 3.050	8.875	Teerschleud. Kto. 60220
28								
29	<u>Schwefel-Säure</u>							
30	Schkopau	23.444	980	-	12.564	+ 12.864	10.880	17-Phenolabst. Kto. 60207
31								
32								
33								
34								
35			940	13.288	2.358	- 10.990	10.930	H <sub>2</sub> -Reichg. Nachr. Kto. 60201
36	<u>Braunoxyd</u>							
37								
38	Phenolatlauge Kant. Kto. 60807	9.657	-	-	-	-	1.322	Benznutsche Kto. 60239
39							8.335	Gasbenz.-Betr. Kto. 60249
40	<u>Natronlauge</u>							
41	Natronlauge Fabrik Kto. 61001	52.460	-	-	-	-	7.560	Benznutsche " 60239
42							44.900	Gasbenz.-Betr. " 60249
43	<u>Alkoholatlauge</u>							
44								
45	<u>Kieselgel</u>							
46			939a	4.790	4.490	- 0.300	0.300	KWI-Nv.-Trennung Kto. 60304
47	<u>Np im Ammoniakflüssig</u>							
48	Ammoniakfabr. Me 663	56 Flaschen	-	-	-	-	56 Flaschen	KWI-Nv.-Trennung Kto. 60304
49								
50	<u>Hemmsstoff</u>							
51				1.482	0.160	- 1.332	1.332	D.H.D.-Benzin
52	<u>Bauxit</u>							
53	Kontaktgasanl. Me 2	12.337	940	-	0.637	+ 0.537	11.800	H <sub>2</sub> -Reichg. Nachr. Kto. 60201
54								
55								
56								





	Roh- materialien	Vorratsänderg.		Su-Fin Kauf Abgang	Geg. Abgang	D.H.O. Abgang	Reerschleierwert		Su-Fin-Debit		Su-Fin- Kauf	Ges. Zugang	D.H.O. Zugang	Produkt. Abgaben	Verlust
		Zugang	Abgang				Zugang	Abgang	Zugang	Abgang					
7 Generalarten	1257.360	137.660					819.200	309.600							
8 Sauersee	5194.940	5.840					1144.830	3824.870							
9 Dienstleistungen / SGT	2436.240	125.760						2312							
10 Leasing	1689.630	98.960						1937							
11 Transport- & Güter	5679.700	181.140				112	249.886	5325.640			68.930		69.600	Hu. Bl.	
12 Rohmaterialien	338.140							37.140		355					
13 Rohmaterialien	641.810							10.080		607960					
14 Abfall aus Summe		91		338			644								
15 Gasphase					396		395								
16 Abfall		14.000		187				179.996							
17 Dienstleistungen															
18 Gas-Generatoren							708.200								
19 Sauersee		5.200						1464.900							
20 Dienstleistungen								236.800							
21 Rohmaterialien															
22 Gas-Generatoren		5.200						2904		2995.800					
23 Rohmaterialien								1039		1039					
24 Abfall aus Summe								141.140							141.140
25 Rohmaterialien								123		123					
26 Gas-Generatoren								75		75					75
27 Abfall								285.580		285.580					
28 Gas-Generatoren										785.200					
29 Sauersee										3979.600					
30 Dienstleistungen										534.100					
31 Leasing										80.300					
32 Rohmaterialien										2688					
33 Rohmaterialien										5.100					
34 Rohmaterialien										1.400					
35 Abfall aus Summe										644					644
36 Gas-Generatoren		790.760								18608		18308.200			
37 Gas-Generatoren										783.200					
38 Sauersee										1441.670					
39 Dienstleistungen										1840.900					
40 Leasing										1896.700					
41 Rohmaterialien										2088.400					
42 Rohmaterialien										32.040				32.040	
43 Rohmaterialien										8.680				8.680	
44 Abfall aus Summe										395					395
45 Rohmaterialien										139.996					
46 Rohmaterialien										7807					7807
47 Rohmaterialien										2766.340					2766.340
48 Rohmaterialien										243					243
49 Rohmaterialien															
50 Rohmaterialien															
51 Rohmaterialien															
52 Rohmaterialien															
53 Rohmaterialien	12169.140	174.164	925	402	412					3269		7830.200		40.690	69.600
54 Rohmaterialien															
55 Rohmaterialien															
56 Summe		340.234	340.234				4085	4085	16675	16675				40.690	69.600

Produkt- u. Costenrechnung der Summaphase Teer  
 04236  
 Monat: Februar 2014  
 Seite 109

POOR COPY









Ausbeuterechnung der Kohleprodukte

Monat: Februar 1944

Zeile	Einsatzprodukt	70	Anfallprodukte					Einsätze Jampf-Phase u. Verhydrirg.					Frischgas 1000m <sup>3</sup>	Hy-Gas 1000t	
			Säuer- öl	Mittel- einschl. S-Gasöl	B-Nittel	Gasöl	Bentol + Gasöl	Teer Öleu- diesel	Destil- lation	Ofenka- ru-Phase	S-Gasöl	50% K-			
1	Rohabstreifer K1	7000	635.117	363.670	- 0.279										9.506
(G20) (T40)															
2															
3															
4		1000	635.117	561.023	341.019	73.306	241.740								156.507
5															682.367
6	97	1000		929.610	614.741	33.828	392.365								838.864
7															1329.938
8															238.440
9															393.183
10		1000													1077.804
11															1743.122
12															
13	Nachkläröl K2	1000	410.046	589.985											
(G20) (T40)															
14															
15															
16		1000													
17															
18															
19															
20		1000													
21															
22															
23															
24		1000													
25															
26															
27															
28															
29															
30		1000													
31															
32															
33															
34															
35															
36		1000													
37															
38															
39															
40															
41															
42		1000													
<b>Kontrolle</b>															
43	gerechnet:		1107.51	2189.55	3088.52	3959.94									8620.84
(G20)															122780.70
44	akt. Gasph.-Anteil: A-Nittel			2298.12	2708.88	3924.28									28627.89
(G7)															229709.5
45	B-Nittel			99.	6.77	94.81									46.13
46	Differenz:			+ 0.13	+ 0.04	+ 0.07									7620.05
47	effektiv:		1467.5		386.4	386.4									109.885
48															
49															









Ausbeuterechnung für Gasphase  
 1. Zusammenstellung der für die Ausbeuterechnung erforderlichen Zähler

Seite 117  
 Monat: Februar 1944

Nr.	Einsatzprodukte		Anfallprodukte											Frischgas 10³ m³	Hygas 10³ m³	Hy-Das 10	
	Bezeichnung	z	Abfallöl	Anfallöl	A-Mittelöl	S058-Abf.	B-Mittelöl	6434-Abf.	Roßbenzin	Gew. Benzin	Gasöl	Benzin					
1	Gasbenzin	G1	1698.-									1698.-					
2	Gew. Rohöl 6434	G2	6294.-								322.-	6063.-		1170.-		94.-	
3	• 5058	G3	9456.-								522.-	9166.-		2710.-		232.-	
4	Rohöl 6434	G4	6294.-							6294.-							
5	• 5058	G5	9456.-							9456.-							
6	6434 - Abstreifer	G6	9405.-					2783.-	6294.-		129.-				2156.-		
7	B-Mittelöl	G7	10002.-	(59.-)	(1.-)	60.-		9742.-			16.-		3277.-		4360.-		
8	S058 - Abstreifer	G8	46770.-					26902.-	19495.-		229.230				1713.-		
9	A-Mittelöl		17987.500	(336.-)	(6.-)	342.-	46037.-				26.-		20493.-		10109.-		
10	darin aus Kohle u. Teer	G10	44299.900			(314.63)	42383.20				23.92			9300.10			
11	J.G.I.	G11	1840.900														
12	Leuchtöl	G12	1896.700														
13	Heizöl	G13															
14	Phenolaxol	G14															
15																	
16	Abfallöl	G16															
17	Anfallöl	G17															
18	Gesamt		157362.500			402.-	46037.-	29685.-	9742.-	25729.-	15750.-	1244.220	16927.-	23770.-	14458.-		

cc	0.8469	1338.457
B-hc	0.8000	879.519
	0.8450	1476.006
	0.8000	7089.877
	0.7656	774.796
Σ c · M <sub>i</sub> = 40734.76		
c <sub>1</sub> · M <sub>1</sub> = 32475.24		
λ <sub>1</sub> = 0.9499189		
Σ B · M <sub>i</sub> = 63645.236		
Mischgas 20493.-		
Σ c <sub>1</sub> · M <sub>1</sub> = 84138.236		
λ <sub>1</sub> · Σ c <sub>1</sub> · M <sub>1</sub> = 77408.820		
B · h <sub>1</sub> · M <sub>1</sub> = 63226.588		
Frischgas für M <sub>1</sub> = 18193.023		

2. Nachweis des Unterschiedes zwischen Anfall u. Einsatz

Nr.	Bezeichnung	Einsatz	Anfall	Unterschied	Fremdzug	Vorr.-Änd.	Abgaben	Kohle	Teer	Gasphase	DHD	Mischgas Anfall u. Einsatz
19	Gasbenzin	G1	1698.-	1214.230	153.770						63.600	
20	Gew. Rohöl 6434	G2	6294.-	6294.-								
21	• 5058	G3	9456.-	9456.-								
22	Rohöl 6434	G4	6294.-	6294.-								
23	• 5058	G5	9456.-	9456.-							9979.-	
24	6434 - Abstreifer	G6	9405.-	9742.-	337.-							
25	B-Mittelöl - S058	G7	7303.-	26902.-	19499.-							
26	• 6434	G7	2699.-	2783.-	84.-							
27	- Gesamt	G7	10002.-	29685.-	19683.-							
28	S058 - Abstreifer	G8	46770.-	46037.-	733.-	65.930	31.070				636.-	
29	A-Mittelöl aus Kohle u. Teer	G10	44299.900	402.-	43847.900							
30	J.G.I.	G11	1840.900		1840.900					1840.900		
31	Leuchtöl	G12	1896.700		1896.700					1896.700		
32	Heizöl	G13										
33	Phenolaxol	G14										
34	Summe		157362.500	124589.230	18773.270	65.930	168.-	19750.160	40198.530	7364.310	9273.400	
35	Completeaxol											
36	Abfallöl	G16										
37	Anfallöl	G17										
38	Gesamt											

Aufteilung der Entparanisierung

	Gesamt	6434	5058
Rohöl	15750.-	6294.-	9456.-
Gew. B. F.	15750.-	6294.-	9456.-
Gasöl	248.-	94.-	152.-
Hygas F.	275.-	137.-	138.-
Teer	2646.-	1318.-	1328.-
	15223.-	6063.-	9166.-
Cu als B. F. (als Gasöl-Anfall in Entparanisierung)			
F.	538.-	228.-	310.-
Summe	6626.-	2481.-	4038.-

04244



Aufteilung von Erzeugung, Frischgas u. H<sub>2</sub>-Gas

04246 Seite 149  
Monat Februar 1941

№	Bezeichnung	Roh-Produkt	Mittelöl (p.f. Gas)	% B <sub>1</sub>	Benzin	Frischgas 1000 m <sup>3</sup>	H <sub>2</sub> -Gas 1000 m <sup>3</sup>
1	Kohle-Lumpphase						
2	Rohbraunkohle	K8	180079	34289.4	32506.2	78416.3	173254.7
3	Absstreifer	K1	97	89.7	85.6	104.5	188.2
4	Öl in Schwefelöl	K3	79	52	19.9	74	134.5
5	" " Rölleuderöl	K4					
6	" " Frischschlammung	K5	25	17.8	13.1	28.7	46.7
7	Tölko (Eingang Ka)	K8	13	5.5	5.2	12.4	27.6
8	" C " Kohleausbeute	K7	52	21.8	20.7	49.8	140.4
9	Schwefel	T40	14	12.4	11.9	18.2	33.1
10	Phenolöl	G44	1549.310	1549.3	1300.8	1676.4	
11							
12							
13	Summe		1343.34	1363.7	1161.5	1194.4	163.1
14	Kohle gesamt		17835.69	32921.7	63.22	31354.7	76624.9
15	Teer-Lumpphase						
16	Generatorteer	T1	819.2	633.3	1.30	606.6	1318.4
17	Koppersteer	T2					
18	Eisenteer	T3	1848.83	1300.8	2.68	1224.7	2805.6
19	JGT	T24	2312	2260.3	1.85	2255.8	2993.9
20	Leichtöl	T25	1977	1962.8	3.99	1856.5	4058.7
21	Heizöl	T26					
22	Sonst. Teer & Öle in Flüssig.	T7	249.386	212.5		202.9	177.2
23	" " " Destill.	T27	4525.64	4166.7	8.39	3978.5	3774.6
24	Phenolprodukte & Schwefel	T8					
25	" " " Destill.	T28	37.410	36	0.61	31.2	42
26	" " " "	T28	355	261.4		251.5	433.6
27	Phenolvanprodukte	T9					
28	" " " "	T29	10.080	9.6		7.6	12.1
29	" " " "	T49	607.760	406.2	0.86	390.8	819.2
30	Abfallöl	T70					
31	Generatorteer		300.800	268.7	0.85	257.4	240.8
32	Schwefelsteer	T23	3631.820	3232.9	6.65	3098.3	2923.2
33	Summe Rohmaterial		16377.380	14381.7	30.78	14483.2	13932.6
34	Abfallöle	T70	94	80.7		77.7	79.2
35	Anfallöle	T31	14.004	14		13.3	9.4
36	Schwefel	T55	239.760	257.8		248	262.2
37	Schwefelsteer	T23	5.2	4.6		4.4	4.2
38	Mi-Öl aus Phenolprod.	H44	32.040	32		29.4	35.3
39	" " Phenolsteer	G45	8.680	8.7		6.6	10.2
40							
41							
42	Summe		453.654	397.8		377.1	400.5
43	Teer gesamt		15923.726	14383.9		13805.8	13932.1
44	Gasphase						
45	Fremdprodukt in Dest.	G8	63.930			64.7	17.7
46	Gasbenzin v. DHD		69.600			69.6	
47	Summe Fremdprodukt		133.530			134.3	23.4
48	Gasbenzin	G1	2.720		2.2		
49	Kreislauf DHD	G8	636		624.3	170.5	225.8
50	5088 - Rohbenzin	G5	9979		10223.8		2659.9
51	6434 - Absstreifer	G6	337		328.9	48.5	111.2
52	B - Mittelöl	G7	115		110.2	53.6	87.5
53	5059 - Absstreifer	G8	31.07		30.5	8.3	11
54	A - Mittelöl	G9	310	310	293.5	208.4	171.7
55	M-Öl	G4					
56							
57							
58							
59							
60							
61	Summe		9456.16	7340	9716.8	287.1	3069.7
62	Gasphase gesamt (ohne DHD)		9322.63	7310	9582.5	302.8	3093.1
63	Dieselloil	G7	11769		11621.1	9071.8	11407.1
64	Hydrierung gesamt		165843.386	17585.6	16926.9	81390	184343.1
65	davon: L-Benzin						
66	Autobenzin						
67							
68							



100% Schema für 5058-Gasphase (Mittelöl aus Kette entphenolisiert)

Monat: Februar 1944

Zelle	Beschreibung	Rohmaterial		Sumpfbasse		5058-Mr-Pump		5058-Kammern		5058-Desf		Mäsche		Infrapaniserg.		Bl-Prüfung		Rückgas-Zerleg		Produktion	Kraftgasnetz	Verluder-Rohphenol
		Zugang	Abgang	Zugang	Abgang	Zugang	Abgang	Zugang	Abgang	Zugang	Abgang	Zugang	Abgang	Zugang	Abgang	Zugang	Abgang	Zugang	Abgang			
1	A-Mittelöl aus Kette	1000.-				1000.-																
2	Restauswaschung	1.14	0.01	1.15																		
3	B-Mittelölüberstr.		7.16	7.16																		
4	Einspr.Bröt. 5058					1008.30	1008.30															
5	Gas an Reichg. Kds					0.01												0.01				
6	Frischgas	55.57				55.57																
7	" (in m³)	413.77				413.77																
8	Rückgas an S-Pk							32.53										32.53				
9	5058-Abstreifer							963.99	963.99													
10	" - Rohbenzin									400.58	400.58											
11	" - B-Mittelöl							218.28	218.28	289.33	289.33					554.49	554.49			554.49		
12	" - Überlauf							104.73	104.73													
13																						
14																						
15	Abfallöl		7.04					7.04														
16	Anfallöl		0.13					0.13														
17																						
18	Reichgas							6.25		4.16				9.84				0.57				
19	Gasbenzin							0.84		4.72				22.12	22.38			27.38	27.38			
20	Armgas							3.21													3.51	
21																						
22	Reaktionswasser							33.40														33.40
23	Rohphenol im Abwasser							0.09														0.09
24	sonst. Verluste							16.39		0.04												16.43
25																						
26																						
27	Gewaschenes Bz											400.58	400.58									
28	Rohphenol																					
29	L-Benzin													388.30	388.30	415.68				415.68		
30																						
31	Äthan																					
32	Propan																					
33	Butan																					
34	Treibgas																					
35																						
36	Kreislaufgas							289.95														
37	" (in m³)							238.37														
38	Saldo																			33.11		
39	Summe	1086.71	7.17	7.17	1008.31	1008.31	1063.87	1063.87	1288.-	1288.-	400.58	400.58	400.58	400.58	970.17	970.17	60.49	60.49	970.17	3.51	43.92	

04248

1000 t Schema für 6434 - Gasphase

Monat: Februar 1947

Zahl	Formel	5058-Desi		6434-Desi		Wäsche		Entopropanis.		Rückgasverarb.		Produktion	Verbrauch	Verlust					
		Zugang	Abgang	Zugang	Abgang	Zugang	Abgang	Zugang	Abgang	Zugang	Abgang								
1	Restausladung		0.01	0.01															
2	B-Mittelöl		8.53	8.53															
3																			
4	Gas aus Rückgas					0.38				0.38									
5	Frischgas	62.83		62.83		64.82													
6	" (in m³)	165.96		165.96		160.30													
7	Rückgas an S-P			0.28		16.43				16.71									
8	5058-Abstreifer			8.16	8.16														
9	" - Rohbenzin				3.39			3.39											
10	" - B-Mittelöl	1000			1.86	6.85	1004.69												
11	" - Überlauf				0.89	0.89													
12	Einspr. Prod. 6434					1141.59													
13	MzS	2.68				2.68													
14	6434-Abstreifer					1374.82	1374.82												
15	" - Rohbenz.						920.06	920.06											
16	" - B-Mittelöl					406.82	406.82												
17	Gasdampf																		
18	Abfallöl	8.40		0.07		8.33													
19	Anfallöl	0.14				0.14													
20	Reichgas			0.06	0.04	20.65	29.		13.38	36.37									
21	Gasbenzin				0.04	2.26	18.86		17.26	68.42	68.42	68.42							
22	Armgas			0.09		7.68							7.71						
23	Reaktionswasser			0.57		8.18								8.75					
24	Rohbenz. in Abwasser					0.48								0.48					
25	sonst. Verluste			0.14		6.66	0.08							6.88					
26																			
27	Gequältes Öl						923.45	923.45											
28	Rohbenz.								889.57			889.57							
29	L-Benzin																		
30																			
31	Alkan																		
32	Propan																		
33	Butan																		
34	Teilgas																		
35																			
36	Kreislaufgas			2.46		493.33													
37	" (in m³)			19.80		925.02													
38	Saldo																		
39	Summe	1065.27	8.54	8.54	9.30	9.30	10.94	10.94	1476.04	1476.04	1374.82	1374.82	923.45	923.45	151.88	151.88	957.99	7.71	16.14

04249





Energien 04251 Monal Februar 1944

Table with columns: Nr., Konto, Dampf (Wasserdampf, Wasserdampf, Wasserdampf), Kondensat (Abgabe, Abgabe, Abgabe), Heizwasser (Verbr., Verbr., Verbr.), Elektrische Energien (Hochsp., Niederspannung, kWh, kWh, kWh). Rows include various energy and steam accounts such as Dampf, Heizwasser, Wasserdampf, and Elektrische Energien.

D.H.

Rob.

1 2 3 4

insä.

5 6 7 8 9 10 11 12

ZWIS.

13 14 15 16 17 18 19 20 21

ZWIS.

22 23 24

ZWIS.

25 26 27 28 29

fer

30 31 32 33 34

Ents.

35 36 37 38 39 40 41 42 43 44 45 46 47 48 49

POOR COPY 7

POOR COPY



Produkt- und Gasbewegung der DHD-Phase

Monat Februar 1944 Seite 126

Abt.	Namatänderung		Gaskasse		Destillation		Zwischenfrank		Dehydrierung		Redestillation		Wäsche		Stabilisierung		Benzolfraktion		N. Treibgas		Abgabe an:					
	Zugang	Abgang	Zugang	Abgang	Zugang	Abgang	Zugang	Abgang	Zugang	Abgang	Zugang	Abgang	Zugang	Abgang	Zugang	Abgang	Zugang	Abgang	Zugang	Abgang	Säure	Gasphase	Produkt	Vollbr.	Kraftgas	Verluste
5037			9373	9373																						
1038																										
1039																										
1040																										
1041																										
1042																										
1043																										
1044																										
1045																										
1046																										
1047																										
1048																										
1049																										
1050																										
1051																										
1052																										
1053																										
1054																										
1055																										
1056																										
1057																										
1058																										
1059																										
1060																										
1061																										
1062																										
1063																										
1064																										
1065																										
1066																										
1067																										
1068																										
1069																										
1070																										
1071																										
1072																										
Summe																										

Abt.	Beschreibung	Gasbewegung je 1000 m³ u. 1000 ltr.	
		Zugang	Abgang
1037	Wäsche	295	229.3
1038	Destillation	40.6	43.4
1039	Zwischenfrank		
1040	Dehydrierung		
1041	Redestillation		
1042	Wäsche		
1043	Stabilisierung		
1044	Benzolfraktion		
1045	N. Treibgas		
1046	Verluste		
1047	Summe		
1048	Wäsche		
1049	Destillation		
1050	Zwischenfrank		
1051	Dehydrierung		
1052	Redestillation		
1053	Wäsche		
1054	Stabilisierung		
1055	Benzolfraktion		
1056	N. Treibgas		
1057	Verluste		
1058	Summe		

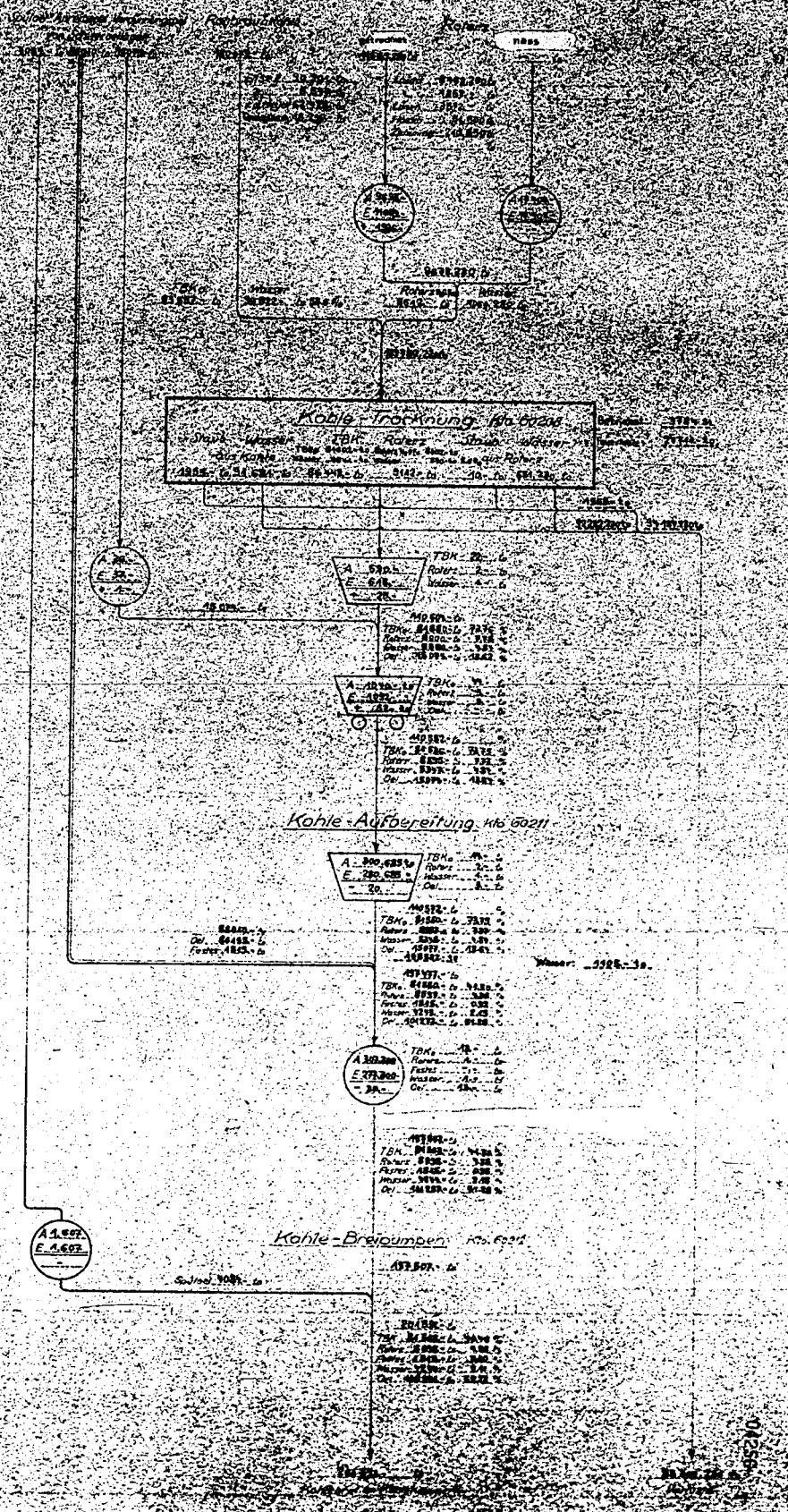
POOR COPY

7



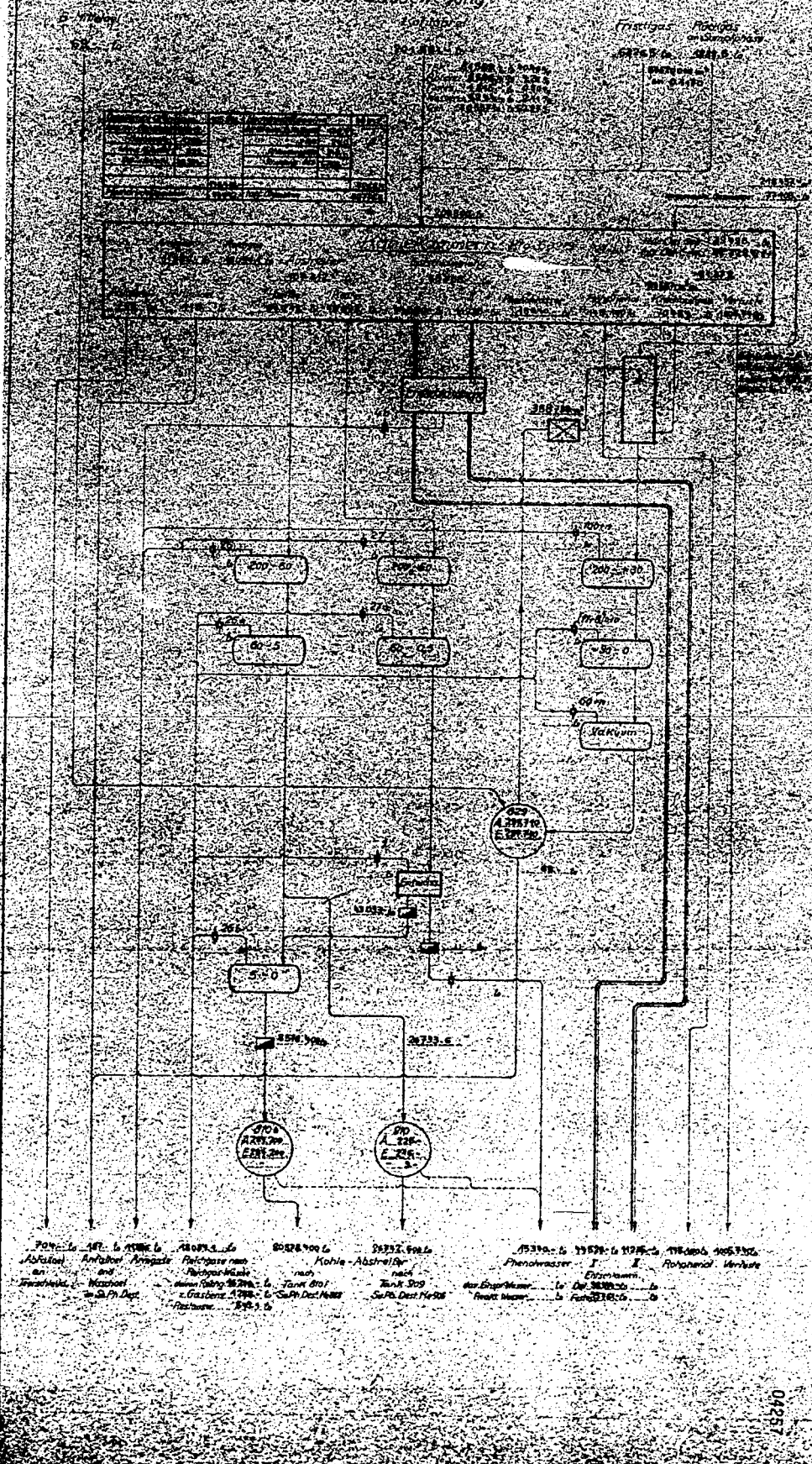


*Kohle-Transport, Kohle-Trocknung, Aufbereitung, Breiherstellung*  
*Produktions-Gasbewegung*



*Simplifizierte Kohlekammer*  
Produktionsgasbewegung

Maßstab 1:1000



04257

POOR COPY 7