

Besuchsbericht über Schwelgenerator Me 240.

Der Preis eines obigen Gesichtspunkten entsprechenden Generators 3 m Schachtdurchmesser mit Dampfmantel, trockner Aschenabführung und Schwelretortenaufsatz, sowie Mischgasleitung bis zur Hauptsammelleitung wird von Herrn A. ganz unverbindlich auf etwa 35000.- geschätzt. Verlangt wird werksseitig, wenn ein derartiger Generator bei der A.V.G. bestellt würde, Lieferung eines durchaus ausprobierten, betriebssicheren Apparates. Es bestände nicht die Absicht erst noch nicht ausprobierte Apparaturen hier zu entwickeln.

Herr A. erklärt, daß dieses Verlangen ohne weiteres erfüllt werden könne.

Proben und Zeichnungen sind zu senden an A.V.G., Berlin-Steglitz, Siemensstraße 25.

Korvick

- D. für Herrn Dir. Dr. Sauer.
- " Dr. Bittfisch.
- " Dr. Strombeck.
- " Dr. Koppe.
- " Obering. Göppinger.
- " Obering. Sabel.
- " Dr. Messerknecht.
- " Dr. Groß.
- Akten.

| Datum | Versuchsdauer | Durchsatz in kg / 100 m ³ / h | BzO-Gehalt der TBK | Beschaffenheit der Grude Teergehalt in % | angefallener Staub in % der Grude in % (er TBK | Temperaturen | | mittlere Rostbelastung m ³ /m ² /h [auf 0° bezog.] | Teerausbeute in % der theoretischen | Bemerkungen: |
|--------------|---------------|--|--------------------|--|--|------------------|----------------|--|-------------------------------------|---|
| | | | | | | unter Rost | am Ofenausgang | | | |
| 19.-21. I. | 52 | 225 | 12.0 | gut 0,3 | 11.0 5.0 | 780° | 430° | 665 (2570) | ca. 43 % | Respannung der Siebtrommel 1 mm Sieb. |
| 27.-30. I. | 47 | 110 | 13.0 | " 0,3 | 17.5 8.0 | 650° | 425° | 750 (2540) | nicht bestimmbar | Respannung der Siebtrommel: 1 mm Sieb. Trotzdem rasch Verstopfung. |
| 9.-11. II. | 32 | 317 | 7.0 | " 0,25 | 14.7 6.0 | 800° | 420° | 760 (2980) | ca. 51 % | Standrohr in Betrieb genommen, trotzdem rasch Verstopfung. |
| 14.-18. II. | 77 | 232 | 4.9 | " 0,60 | 13.0 5.0 | 730° | 400° | 545 (2000) | " 87 % | Ohne weitere Änderung der Apparatur mit geringerer Belastung gefahren, die Verstopfung erfolgte etwas langsamer. |
| 18.-20. II. | 25 | 280 | 17.2 | " 0,7 | 25.0 10.0 | 800° | 420° | 540 (2120) | | Standrohr mit stärkerer Berieselung versehen. |
| 25.-27. II. | 27 | 135 | 15.6 | " 0,25 | 52.0 17.0 | 500° | 525° | 725 (2850) | ca. 62 % | 1. Versuch mit Elektrofilter und Zyklon. Klopfen unter Spannung, Staubabzug ungenügend und gefährlich. Verstaubung des Teers. |
| 13.-18. III. | 95 | 380 [Ⓢ] | 7.5 | " 0,55 | 32.0 13.0 | 800 [Ⓢ] | 365° | 800 [Ⓢ] (3140) | " 56 % | 2. Versuch mit E-6, NaBreinigung als Umgang für die Abklopfperioden eingebaut, Ofen mit Schikanen versehen. (X) 40 Stunden mit 340 m ³ Rostbelastung gefahren, dabei ca. 430 kg/h ohne Schwierigkeit durchgesetzt |
| 22.-26. III. | 66 | 183 | 9.0 | " 0,27 | 30.0 12.0 | 680° | 440° | 845 (2950) | " 84 % | Derselbe Versuch wie oben mit niedrigerer Temperatur. Teerberieselung verbessert. |

21.77

Trautschweelanlage

| | | | | |
|-------------|------|------------------|---------------|-----|
| Ofeneingang | 650° | <u>Störungen</u> | Trockenanlage | 48% |
| " ausgang | 540° | | Gebälse | 17% |
| Im Gebläse | 500° | | Retorten | 12% |
| | | | Diverses | 23% |

Betriebstage v.5.4.29. -- 15.6.30.

| | | | |
|-----------------------------------|-----|------|--|
| Ofen 1 | 210 | Tage | |
| " 2 | 198 | " | |
| " 3 | 225 | " | |
| " 4 | 210 | " | |
| 843 Tage d.ist 55%ige Ausnutzung. | | | |

Kohle. 25% Staub unter 0,5% (nach Traut)
 10% " im Betrieb maximal erreicht
 5% " im normalen Betrieb
 Feuerungskohle hat 28% Staub.

Analysen.

| <u>T.B.K.</u> | | <u>Grude.</u> | | <u>Teer (dick)</u> | <u>Teer (dünn)</u> |
|---------------|-------|---------------|------|--------------------|--------------------|
| Wasser | 9,6% | Wasser | 1% | Wasser | 3,5% |
| Gesamtwasser | 16,6% | Teer | 0,9% | Staub | 1,3% |
| Grude | 55% | Gas | 3,6% | | |
| Teer | 12,9% | | | | |
| Gas | 16,1% | | | | |

| <u>Gas.</u> | CO ₂ | H ₂ S | C ₂ H ₄ | O ₂ | CO | H ₂ | CH ₄ | N ₂ |
|-------------|-----------------|------------------|-------------------------------|----------------|-----|----------------|-----------------|----------------|
| | 43,4 | 14,4 | 5,1 | 0,0 | 1,6 | | 14,8 | 8,1 |

21 78

A. 325 Dr. Pd.

Notiz über die Betriebszeit des Traut - Schwelofens 4

vom 11. Dezember 1930 bis 1. Februar 1931.

POOR
COPY

37

Notiz über die Betriebszeit des Traut - Schmelofens 4
vom 11. Dezember 1930 bis 1. Februar 1931.

Inhalt

| | |
|------------------------------|------------|
| I. Änderungen am Schmelofen | S. 2 - 3 |
| II. Betrieb | S. 4 |
| III. Betriebszahlen | |
| a) Durchsatztabelle | S. 5 |
| b) Analysenwerte | S. 6 - 7 |
| c) Temperaturschaubild | S. 8 |
| d) Stoff- und Heizwertbilanz | S. 9 |
| e) Teerbilanz | S. 9 |
| f) Wärmebilanz | S. 10 |
| g) Energieverbrauch | S. 11 |
| IV. Befund des Ofens | S. 11 - 12 |
| V. Kritik der Ergebnisse | S. 12 - 14 |
| VI. Zusammenfassung | S. 15 |

Änderungen am Schweißofen

Nach den in den Jahren 1929 und 1930 mit der Traut-Schweißanlage gesammelten Erfahrungen wurde der Trautofen 4 umfassend überholt.

Retorte: Die unterste Retortenreihe wurde durch R.S.1-Retorten ersetzt, die zweite und dritte Retortenreihe von unten durch alitierte Retorten. In der vierten Retortenreihe wurde die Retorte 1 und 2 durch neue Eisenretorten, die Retorte 3 durch eine alitierte Retorte ersetzt. Die obersten 3 Retortenreihen blieben unverändert.

Rechen: In die untersten 3 Retortenzüge wurden R.S.1-Rechen in den 4. Retortenzug verzinkte Rechen eingebaut. In 5. Retortenzug von unten wurden die drei westlichen Rechen durch neue, teilweise alitierte ersetzt. Die drei östlichen und die der beiden obersten Retortenzüge blieben unverändert, wurden aber gangbar gemacht. Der Abstand der Rechenbleche vom Retortenboden wurde auf 60 mm erhöht (vorher 40 mm).

Übergangskäse: Die beiden Übergangskäse auf der Bühne 3 wurden durch Käse aus R.S.1-Material ersetzt. Die Deckel und Vorlagen wurden für je drei Schweißgasabgänge umgebaut.

Die beiden nächsthöheren Retortenumkehrer auf Bühne 5 wurden mit neuen eisernen Übergangskäsen versehen.

Die Scharren und Scharrweilstangen sind an den unteren Retortenköpfen ebenfalls aus R.S.1-Material.

Grundeustrag Nachschweißbunker: Die Austragwalzen sind alitiert; die inneren Walzenkästen, die Regulierklappen und die Verbindungsstücke zwischen Retortenköpfen und Austragkästen sind aus R.S.1-Material.

21 81

- 3 -

Die Einbauten im Nachschwelbunker bestehen aus V₂A -
Blech.

Gebälse : Das Walzgasgebläse wurde neu von der Firma Kühnle, Kopp
& Kausch aufgestellt.

Waage : Zur Durchsatzbestimmung wurde eine Kohlewaage eingebaut.

Siebe : Das Südsieb wurde auf Wunsch von Herrn T r a u t mit
einem 2 mm Drahtnetz bespannt, um möglichst alles Korn unter
1 mm abzusieben.

Schwelgasabgang: An den Schwelgasvorlagen auf Bühne 3 wurden nach An-
gabe von Herrn Trau Vorrichtungen eingebaut, um den mitgerissenen
Staub fortzuführen. Die Schwelgasleitungen wurden soweit nötig
ausgebaut und gereinigt.

Kohle- und Grudetransport: Die Kohle- und Grudeförderwege wurden gründ-
lich nachgesehen und überholt.

POOR
COPY

37

II. Betrieb.

Ofen: Der Ofen war vom 11. Dezember 1950 bis 1. Februar 51 ohne grössere Störung in Betrieb.

Dank der staubfreien Kohle und der erhöhten Abstände der Rechen von den Retorten gelang es das lästige Retortenstochern ganz zu vermeiden.

Die Kohlewaage versagte mehrfach, der Durchsatz wurde an solchen Tagen aus der Schwelgasmenge errechnet oder durch Wägung der abgesogenen Grube bestimmt.

Gebläse: Das Sulzgasgebläse lief befriedigend, es förderte etwa 30 000 m³/h (15° 765 mm Hg). Nach der Isolierung des Gebläses stieg die Temperatur über 500° an, deshalb wurde ein Abzug an der Balanceplattform angebracht und Außenluft zur Abkühlung angesaugt.

Kondensation: Die Kondensation war gegen früher unverändert.

a) Durchsatztablette des Trautofens 4 vom 11. Dezember 1930 bis 1. Februar 1931 - Betriebszeit 53 Tage - 1270 Std.

| Datum | Durchsatz | | Benzin Tato | % der Fischer- analyse | Schwefelgas m ³ /Std. 1 000 W.E. | Heliasgas m ³ /Std. 1 000 WE | Heliasgas m ³ /t T.B.K. 1 000 WE | Temperatur Ofeneingang | 21 83 | |
|--------------|-----------|------|----------------|---------------------------|---|---|--|---------------------------|-------|------|
| | T.B.K. | Teer | | | | | | | | |
| | Tato | Tato | | | | | | | | |
| 11.12. | 82 | 3,4 | 5,8 | 0,24 | 55 | 57 | 1 540 | 2 870 | 850 | 675° |
| 12.12. | 91 | 3,8 | 9,2 | 0,91 | 78 | 86 | 1 780 | 2 680 | 710 | 675° |
| 13.12. | 100 | 4,2 | 9,3 | 0,70 | 69 | 75 | 1 700 | 2 800 | 670 | 675° |
| 14.12. | 94 | 3,9 | 8,2 | 0,69 | 60 | 65 | 1 760 | 2 730 | 700 | 675° |
| 15.12. | 94 | 3,9 | 8,2 | 0,90 | 66 | 73 | 1 890 | 2 650 | 680 | 675° |
| 16.12. | 96 | 4,0 | 9,3 | 0,70 | 75 | 80 | 1 650 | 2 550 | 640 | 675° |
| 17.12. | 85 | 2,7 | 6,6 | 0,47 | 77 | 81 | 1 430 | 1 920 | 710 | 625° |
| 18.12. | 65v | 2,7 | 5,3 | 0,23 | 64 | 66 | 1 520 | 2 200 | 820 | 625° |
| 19.12. | 100 | 4,2 | 8,2 | 0,91 | 65 | 72 | 1 750 | 2 750 | 660 | 675° |
| 20.12. | 86 | 3,6 | 8,5 | 0,68 | 71 | 77 | 1 980 | 2 682 | 750 | 675° |
| 21.12. | 97 | 4,0 | 8,3 | 0,70 | 68 | 74 | 1 920 | 2 900 | 720 | 675° |
| 22.12. | 100 | 4,2 | 8,2 | 0,69 | 65 | 70 | 2 030 | 2 670 | 640 | 675° |
| 23.12. | 100 | 4,2 | 8,2 | 0,70 | 60 | 65 | 2 040 | 2 650 | 637 | 675° |
| 24.12. | 100 | 4,2 | 7,5 | 0,71 | 55 | 60 | 1 950 | 2 575 | 610 | 675° |
| 25.12. | 100 | 4,2 | 8,9 | 0,70 | 67 | 73 | 1 970 | 2 675 | 637 | 675° |
| 26.12. | 100 | 4,2 | 8,7 | 0,70 | 69 | 74 | 2 020 | 2 555 | 613 | 675° |
| 27.12. | 105 | 4,4 | 7,3 | 0,70 | 32 | 57 | 2 100 | 2 744 | 620 | 675° |
| 28.12. | 106 | 4,4 | 8,5 | 0,70 | 60 | 65 | 2 210 | 2 725 | 620 | 675° |
| 29.12. | 100 | 4,2 | 8,2 | 0,71 | 64 | 70 | 2 100 | 2 750 | 655 | 680° |
| 30.12. | 102 | 4,2 | 9,0 | 0,95 | 68 | 75 | 2 070 | 2 734 | 645 | 680° |
| 31.12. | 112 | 4,7 | 9,1 | 0,72 | 59 | 64 | 2 300 | 2 852 | 610 | 685° |
| 1. 1. 31. | 108 | 4,5 | 7,6 | 0,92 | 55 | 61 | 2 240 | 3 060 | 680 | 690° |
| 2. 1. | 108 | 4,5 | 8,2 | 0,96 | 57 | 64 | 2 210 | 3 020 | 670 | 690° |
| 3. 1. | 108 | 4,5 | 8,5 | 0,71 | 57 | 72 | 2 050 | 2 924 | 650 | 700° |
| 4. 1. | 108 | 4,5 | 9,0 | 0,92 | 63 | 69 | 2 080 | 2 924 | 650 | 690° |
| 5. 1. | 98 | 4,1 | 7,9 | 0,70 | 60 | 65 | 2 040 | 2 750 | 720 | 690° |
| 6. 1. | 104 | 4,3 | 7,7 | 0,71 | 58 | 64 | 2 210 | 2 980 | 690 | 705° |
| 7. 1. | 107 | 4,4 | 7,7 | 0,70 | 57 | 62 | 2 140 | 2 820 | 635 | 705° |
| 8. 1. | 101 | 4,2 | 6,8 | 0,73 | 54 | 59 | 2 138 | 2 925 | 696 | 700° |
| 9. 1. | 100 | 4,2 | 7,1 | 0,49 | 58 | 62 | 2 060 | 2 900 | 690 | 700° |
| 10. 1. | 106 | 4,4 | 7,1 | - | 55 | - | 2 010 | 2 760 | 630 | 705° |
| 11. 1. | 100 | 4,2 | 7,0 | - | 55 | - | 2 070 | 2 680 | 640 | 710° |
| 12. 1. | 100 | 4,2 | 7,4 | - | 60 | - | 2 080 | 2 020 | 720 | 710° |
| 13. 1. | 106 | 4,4 | 7,7 | 0,87 | 50 | 68 | 2 220 | 2 960 | 670 | 700° |
| 14. 1. | 110 | 4,6 | 8,3 | 0,73 | 52 | 68 | 2 090 | 2 800 | 650 | 710° |
| 15. 1. | 115v | 4,3 | 9,0 | 0,73 | 65 | 70 | 1 880 | 2 800 | 580 | 710° |
| 16. 1. | 108 | 4,5 | 8,5 | 0,73 | 32 | 36 | 1 860 | 2 760 | 550 | 715° |
| 17. 1. | 110 | 4,6 | 8,2 | 0,73 | 56 | 61 | 1 810 | 2 740 | 528 | 700° |
| 18. 1. | 110 | 4,6 | 6,9 | 0,71 | 48 | 53 | 1 900 | 2 767 | 555 | 700° |
| 19. 1. | 110 | 4,6 | 5,9 | 0,49 | 44 | 48 | 1 900 | 2 630 | 570 | 700° |
| 20. 1. | 105 | 4,4 | 7,0 | 0,73 | 52 | 61 | 1 990 | 2 750 | 630 | 700° |
| 21. 1. | 100 | 4,2 | 6,9 | 0,73 | 56 | 59 | 1 950 | 2 460 | 586 | 700° |
| 22. 1. | 92 | 3,8 | 6,6 | 0,71 | 62 | 68 | 1 650 | 2 186 | 552 | 670° |
| 23. 1. | 96 | 4,0 | 7,4 | 0,48 | 67 | 67 | 1 710 | 2 120 | 530 | 670° |
| 24. 1. | 95 | 4,0 | 6,7 | 0,72 | 56 | 63 | 2 200 | 2 620 | 655 | 700° |
| 25. 1. | 103 | 4,3 | 8,5 | 0,72 | 69 | 74 | 2 110 | 2 600 | 605 | 690° |
| 26. 1. | 97 | 4,0 | 7,9 | 0,46 | 51 | 55 | 1 960 | 2 340 | 587 | 685° |
| 27. 1. | 90 | 3,7 | 6,0 | 0,71 | 57 | 64 | 1 840 | 2 610 | 706 | 690° |
| 28. 1. | 88 | 3,7 | 6,0 | 0,50 | 59 | 64 | 1 757 | 2 540 | 690 | 690° |
| 29. 1. | 93 | 3,9 | 7,4 | 0,71 | 66 | 73 | 1 660 | 2 220 | 570 | 670° |
| 30. 1. | 97 | 4,0 | 5,3 | 0,73 | 46 | 51 | 1 720 | 2 200 | 550 | 670° |
| 31. 1. | 95 | 3,9 | 5,4 | 0,47 | 47 | 52 | 1 873 | 1 920 | 469 | 650° |
| 1. 2. | 87 | 3,6 | 6,8 | 0,89 | 67 | 74 | 2 210 | 2 310 | 563 | 675° |
| Summe | 5249 | -- | 397,9 | 34,89 | | | | | | |
| Durchschnitt | 99 | 4,14 | 7,5 | 0,70 | 60 | 66 | 1 952 | 2 654 | 642 | 685° |

21 84

b) Analysenüberschnitte:

T.B.K.: (Fischerschmelzung)

| hydr. Wasser | H ₂ O % | Grude % | Urteer % | Gas % | Hu. |
|--------------|--------------------|---------|----------|-------|-------|
| 7,23 | 14,6 | 55,7 | 12,7 | 16,8 | 5 300 |

Siebanalyse

unter 1 mm unter 0,5 mm

95,5 % 4,5 %

Vollsiebungen

| 6 mm | 3 mm | 2 mm | 1,02 mm | 0,49 mm | unter 0,49 mm |
|------|------|------|---------|---------|---------------|
| 10,8 | 61,6 | 12,5 | 2,1 | 0,0 | 2,9 |

Grude: (Fischerschmelzung)

| H ₂ O % | Grude % | Urteer % | Gas % | Hu. |
|--------------------|---------|----------|-------|-------|
| 0,9 | 94,7 | 1,0 | 3,4 | 6 000 |

Niedersanalysen:

Dichter:

| 1000 g | 2000 g | 3000 g | 4000 g | Sucs. Gewicht | Gas - Verlust | Asche-gehalt | Wasser-gehalt | Staubge- halt | Hart- asphalt | Phenole wasserfr. | Hu. | |
|--------|--------|--------|--------|---------------|---------------|--------------|---------------|---------------|---------------|-------------------|-----|-------|
| 0,9 | 1,8 | 30 | 93 | 0,949 | 4,8 | 3,0 | 0,4 | 0,9 | 1,2 | 0,6 | 19 | 9 223 |

Herrn Dr. Richter

A.W.P. Nr 26

Anbei sende 90000 cbm (90000 cbm) Kosten, die Stellung. Der Fabrik Das Hy-puck befreit, wo von 3 gr. au wird bei 40 Schwefel in organische von den let dann in Spe Kontaktwass Hy-Wasserst der Druckwa

Die Kalkula bis auf 10 geklärt wer dungen nich erheblich t

I) Alcasida Eintretende Analyse des

Austretende Analyse 2:

Energien de Längenlau

Dampfverbra Elektr. Ener

Kühlwasser Laugeverbra Bedienung

S-27

den 14.3.53

Herrn
Dr. Richter

21 85

A.N.P.
Nr 26

Anbei senden wir Ihnen Analyse und Energien für die Herstellung von 90000 cbm (97%) H₂/h aus Ry-Gas in Methanspaltöfen. Ueber die Anlagekosten, die z. Zt. noch geschätzt werden, erhalten Sie gesonderte Aufstellung.

Der Fabrikationsgang ist folgender:
Das Ry-Rückgas wird in einer Alcazidwäsche bis auf 3gr. von H₂S Schwefel befreit, wobei 25% CO₂ mit ausgewaschen werden. Die weitere Entfernung von 3 gr. auf etwa 50 mgr. erfolgt in der F-Kohle Reinigung. Nimmehr wird bei 400 °C über einen Kontakt der im Gas vorhandene organische Schwefel in H₂S Schwefel übergeführt. Nach Kühlung verläßt das Gas die organische Schwefel-Umsetzanlage und wird in einer Luxmasse-Reinigung von den letzten Spuren Schwefelwasserstoff befreit. Das Reingas wird dann in Spaltöfen, die im Wärmeaustausch eng mit der nachgeschalteten Kontaktwasserstoffanlage gekuppelt sind, verarbeitet. Der erzeugte H₂-Wasserstoff wird dann in bekannter Weise in der Kompressorenanlage der Druckwasser-Reinigung und Wasserstoff-Reinigung weiter behandelt.

Die Kalkulationen beruhen auf der Annahme, daß der organische Schwefel bis auf 10 bis 15 mgr./cbm entfernt werden kann. Dieser Punkt muß noch geklärt werden. Sollten größere Mengen von organischen Schwefelverbindungen nicht entfernt werden können, würde das Verfahren gegebenenfalls erheblich teurer.

I) Alcazidanlage

Eintretende Gasmenge 36000 m³ Ry-Gas

Analyse/des eintretenden Gases:

| |
|-----------------------------------|
| 12% CH ₄ |
| 10% C ₂ H ₆ |
| 9% C ₂ H ₈ |
| 3% C ₂ H ₁₀ |
| 14,5% CO ₂ |
| 3,4% O ₂ |
| 39,4% H ₂ |
| 7,3% H ₂ S |
| 1,4% N ₂ |

Austretende Gasmenge 32000 m³ (600 m³ Ry-Gas sind als Verluste bis vor die Druckwasser-Reinigung abgerechnet)

Analyse 2:

| | |
|-------------------------------------|------|
| 13,3% CH ₄ | 1040 |
| 11,1% C ₂ H ₆ | 7510 |
| 10,1% C ₂ H ₈ | 2860 |
| 3,3% C ₂ H ₁₀ | 880 |
| 13,3% CO ₂ | |
| 3,8% O ₂ | 706 |
| 43,6% H ₂ | 1030 |
| 1,5% N ₂ | |

6676

Energien der Alcazidwäsche:

Laugenumlauf 290 cbm/h (es wurde nur mit 12 cbm Gasaufnahme je 1 cbm Lauge gerechnet)
Dampfverbrauch 14,5 to/h N. Dr. Dampf
Elektr. Energie: a) Flüssigkeitspumpen 90 kW/h
b) Gasförderung 50 kW/h
Kühlwasser 650 cbm/h N. Dr. Wasser
Laugeverbrauch 16,6 l/h
Bedienung 3 Mann/h

Is) Claus
Zu verar
Analyse

Schwefel
Dampf-Gu
Energiev
Elektr. E
Speisewa
Ndr. Wasse
Kontaktv
Ndr. Dampf
Bedienung

II) Organ
Ueber die
Schwefel
Elektr. S
Kühlwasse
Kontaktv
Bedienung

III) Luxma

entfernen
nahme die
22000 st
regenerie
Verbrauch
Stromverbr
Dampfverbr
Sauerstoff
Bedienung

IV) Methan
Eintreten
Spaltgas
Analyse

Energien
Hochspann
Niederspan
Ndr. Dampf
Heizgas
Grünkontak
Ndr. Wasse
Bedienung

V) Kontakt
Eingangs

und
Analyse

Ausgangs

POOR COPY 37

Blatt II.

Ia) Claus - Anlage

Zu verarbeitende Gasmengen 3400 m³/h 21 86
Analyse 3: 73,6 % H₂S
 26,4 % CO₂
 Schwefelgewinn(ohne Verluste) 3500 kg/h
 Dampf-Gutschrift: 4,5 to/h Hdr.Heißdampf
Energieverbrauch
 Elektr.Energie 20 kW/h Ndsp.
 Speisewasser 5 cbm/h
 Hdr.Wasser 10 cbm/h
 Kontaktverbrauch: nicht ermittelt
 Hdr.Dampfverbrauch: 0,5 to/h
 Bedienung: 2 Mann/h

II) Organische Schwefelreinigung

Ueber die Größenordnung und Konstitutionen der aufzusplittenden Schwefelmengen ist nichts bekannt.
 Elektr.Energie: 160 kW/h H.Sp.
 Kühlwasser: 30 cbm/h Hochdr.
 Kontaktverbrauch: nicht ermittelt
 Bedienung: 1 Mann/h

III) Luxmasse - Reinigung

Für die Lebensdauer der Luxmasse ist ein zu-
 entfernender H₂S Gehalt von 500 mmgr/cbm angenommen. Unter dieser An-
 nahme die sehr reichlich erscheint, würde die Laufzeit der Kästen
 22000 std = 2,5 Jahre betragen. Nimmt man an, daß die Luxmasse nicht
 regeneriert wird und zu 70 % beladen wird, beträgt der:
 Verbrauch an Luxmasse 23 kg/h
 Stromverbrauch 25 kWh H.Sp
 Dampfverbrauch Hdr. 0,32 to/h
 Sauerstoff 96 % 15 cbm/h
 Bedienung(einschl. Ausräumen der Kästen alle 2,5 Jahre) 1 Mann/h

IV) Methanspaltanlage

Eintretende Hy-Gasmenge 32000 m³/h (entspr. Analyse 2)
 Spaltgasmenge hinter Methanofen 108600 m³/h
Analyse 4: 1,94 % CH₄
 15,21 % CO
 10,95 % CO₂
 71,45 % H₂
 0,45 % N₂

Energien

Hochspannung: 1100 kWh
 Niederspannung: 10 kWh
 Hdr.Dampf 46 to/h
 Heizgas 85000 cbm je 1000 cal/h 28,4 % Sub. Gegendruck
 Grünkontaktverbrauch 6,7 kg/h
 Hdr.Wasser 40 cbm/h
 Bedienung: 12 Mann/h samt
Yingungsi gas + Heiz-
gas

V) Kontaktwasserstoff

Eingangsgas/Spaltofen- 108600 m³/h (entspr. Analyse 3)
 und CO-Rückgas 7800 m³/h
Analyse 5: 64 % CO
 20 % CO₂
 16 % H₂

Ausgangsgas (Hy-Kontaktwasserstoff) 132420 m³/h

Analyse

Energie

Niederspannung
 Hochspannung
 Hdr. Dampf
 Kondensat
 Hdr. Wasser
 Kontakt
 Bedienung

Analyse 6:
1,6 % OH_2
4,06 % CO
22,32 % CO_2
71,65 % H_2
0,37 % N_2

Energien

Niederspannung 10 kWh
Hochspannung 110 kWh
Ndr. Dampf 14 to/h
Kondensat 34 cbm/h
Ndr. Wasser 1400 cbm/h
Kontaktverbrauch (Braunoxyl) 12 kg/h
Bedienung 10 Mann/h

Konstr.-Büro Mt.

Schwe

POOR
COPY

37

21 88

- 7 -

Dünnteer:

| | 100° | 200° | 300° | Spez. Gewicht | Rest | Gas + Verlust | Wasser- gehalt |
|----------------------|------|------|------|------------------|-------|------------------|-------------------|
| % | 0,4 | 78 | 95,7 | 0,887 | 2,5 | 3,4 | 0,0 |
| Staub- gehalt | 0,0 | | | | | | |
| Phenole wasserfr. | | 4,0 | | | | | |
| Stock- punkt | | | 78 | | | | |
| | | | | | 9 277 | | |

Benzin:

| | 60° | 100° | 200° | 300° | Spez. Gewicht | Rest | Gas + Verlust |
|----------------------|------|------|------|------|------------------|------|------------------|
| % | 5 | 53 | 88 | 94 | 0,78 | 1,2 | 3,9 |
| Phenole wasserfr. | 0,25 | | | | | | |
| Stock- punkt | | | 82,8 | | | | |
| | | | | | 9 754 | | |

Schmelgas:Gasanalyse:

| CO ₂ + H ₂ S | CO | H ₂ | Zu- nahme | CO + H ₂ + 2 |
|------------------------------------|-------------------|----------------|--------------|-------------------------|
| 54,16 | 3,9 | 0,0 | 7,6 | 11,13 |
| | | | 4,9 | 15,41 |
| H ₂ | Schwefel g/cbm | Dichte | | Hu. |
| 7,8 | 169,3 | 1,264 | | 1 496 |

Benzinbestimmung:

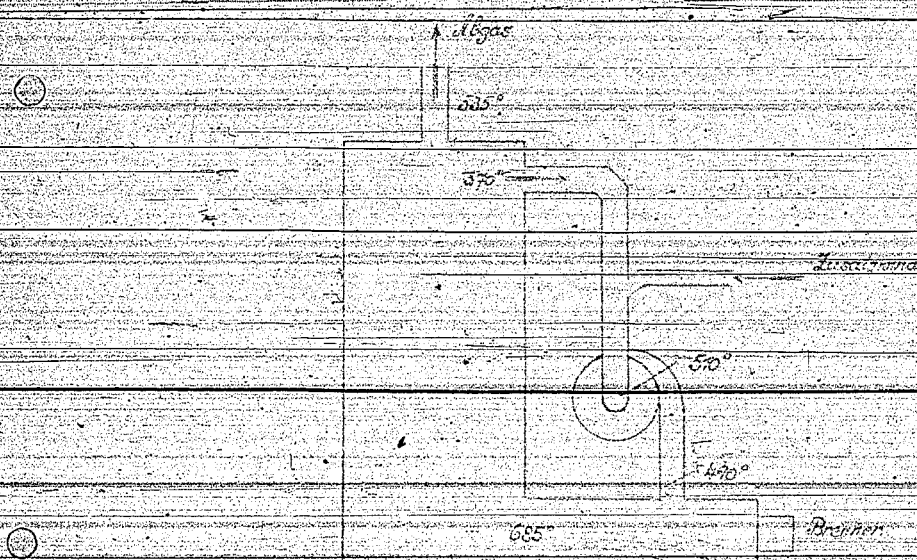
| | |
|----------------------|--|
| vor der Benzinwäsche | 110,65 cm ³ /m ³ |
| hinter der " | 31,3 " " |

POOR COPY 37

21 89^s

c) Temperaturschaubild.

Durchschnittstemperatur der ganzen Betriebsperiode.



Die Wandtemperatur der untersten 3 Metortenreihen
schwankte zwischen 450 und 520° und betrug im Durchschnitt 480°

21 90 9 -

d) Stoffbilanz. Heizwertbilanz.

| | | Hu MillionenWE | |
|---|-----------------|----------------|--------------|
| T.B.K. | 5 248 t = 100 % | 5 200 | 27,3 = 100 % |
| Grude | 3 000 t = 57 % | 6 000 | 18,0 = 66 % |
| Teer (Reinteer, Staubteer, Benzin) | 495 t = 9 % | 9 300 | 4,6 = 17 % |
| Schmelwasser | 778 t = 15 % | - | - |
| Schmelgas 560 400 m ³ | 720 t = 14 % | 2 475 | 2,5 = 9 % |
| Verlust | 237 t = 5 % | 2,2 | 8 % |
| | 5 248 t = 100 % | | |

e) Teerbilanz.

| | | | | |
|---|------------------------------------|----------------------|---|-------|
| Teer nach Fischer | $\frac{5\ 248 \times 12,7}{100} =$ | 668 t | = | 100 % |
| Teer verladen | | = 397 t | = | 59 % |
| Staubteer | | = 34 t | = | 5 % |
| Teer in der Grude 3000 x 0,01 | | = 30 t | = | 5 % |
| Teer im Schmelwasser ca. | | = 13 t | = | 2 % |
| Benzin verladen | | = 35 t | = | 5 % |
| nicht ausgewaschenes Benzin im Schmelgas ca. | | = 14 t ¹⁾ | = | 2 % |
| nicht nachweisbar | | = 145 t | = | 22 % |
| | | 668 t | = | 100 % |

¹⁾ Benzinwäsche war mehrere Tage außer Betrieb.

f) Wärmebilanz.

| | W.E. | % |
|--|-----------|-----|
| Zugeführt | 2 660 000 | 100 |
| Zur Schwelung verbraucht | | |
| 4 130 x 220 | 910 000 | 34 |
| Abgas $6\ 600\ m^3 \times 535^\circ \times 0,35$ | 1 230 000 | 46 |
| Verlust in der Walzgasleitung | | |
| 27 300 x 570 x 0,35 = 5 450 000 | | |
| - 29 500 x 490 x 0,35 = 5 050 000 | | |
| | 400 000 | 15 |
| Rest (Ofenstrahlung) | 120 000 | 5 |
| | 2 660 000 | 100 |

5 % ist für die Ofenstrahlung zu wenig; sie beträgt erfahrungsgemäss etwa 15% (vergl. die Notiz über den Durchsatz der Trautöfen vom 5. Februar 1930 S.4.) Der Fehlbetrag ist wahrscheinlich so zu erklären, dass die Heizgaswaage zu wenig angezeigt hat. Das Heizgas wird zweimal gemessen, zuerst in der Sammelleitung, hier wird es auch automatisch registriert, und dann vor jedem Brenner mittels Differentialmanometer. Die hier gemessene Menge stimmt in der Tat mit der Gaswaagenaufschreibung nicht überein sondern ist etwas grösser, sie beträgt für die ganze Betriebsdauer $2\ 540\ 000\ m^3$ ($2\ 298\ 000$). Auf 1000 W.E. berechnet $3\ 680\ 000\ m^3$ ($3\ 372\ 000$). (Die eingeklammerten Zahlen sind die Angabe der Gaswaage). Setzt man diese Zahlen in der Wärmebilanz ein, so kommt man auf eine Ofenstrahlung von 12 %. Diese Messung scheint also die richtige zu sein.

Es errechnet sich hieraus ein Bedarf an Heizgas von 700 000 W.E./t T.B.K. Der hohe Wärmebedarf erklärt sich aus der vermehrten Abgasmenge.

21.92

g) Energieverbrauch.

In der Betriebszeit wurden folgende Energien

verbraucht:

| | Gesamt | je t T.B.K. |
|---------------------------|------------------------|--------------------|
| Hochdruckdampf | 4 160 t | 0,8 t |
| Wasser | 51 000 m ³ | 9,7 m ³ |
| Elektrische Energie | 125 500 kWh | 24 kWh |
| Kohlensäure | 270 000 m ³ | 51 m ³ |

IV. Befund des Ofens.

Nach dem Öffnen zeigten sich an einzelnen Stellen Undichtigkeiten, durch die Schmelzgas in den Feuergasraum gedrungen war. Diese Undichtigkeiten waren indessen ziemlich gering, denn es sind keine erheblichen Temperaturunregelmäßigkeiten aufgetreten.

Der Schaden kann erst kurz vor dem Abstellen passiert sein, denn am Montag den 2. Februar 1951 wurde zum ersten Mal beobachtet, dass Rauch aus den Überdachkaminen entwich.

Die Verkrustungen der Retortenköpfe waren verhältnismässig gering, was auf die staubfreie Kohle zurückzuführen ist.

Die Schwelgasleitungen, waren wie stets nach längeren Betriebszeiten, zum Teil zugesetzt.

Das Mauerwerk war in gutem Zustande.

Das Retorten- und Rechen-Material war überall gut und zeigte keine Angriffe.

V. Kritik der Ergebnisse.

Bei dem Leistungsversuch am 28./29. Mai 1930 (siehe Bericht über die Trautschwelanlage vom 15. Juli 1930 S. 29) mit Ofen 4, mit einer Eingangstemperatur 690° war ein Durchsatz von ~~5,04 t S.B.K./Stunde~~ erreicht worden. Der jetzige viel geringere Durchsatz bei höherer Temperatur und grösserer Wälzgasmenge könnte durch die geringere Wärmeleitfähigkeit von R.S.I bedingt sein. Sie beträgt nach Mitteilung des Material-Prüfungs-Betriebes bei der Betriebstemperatur der Retorten von 500° etwa $\frac{2}{3}$ derjenigen des Eisens.

Bei einer Wärmeleitfähigkeit von Eisen von $\lambda = 50$ ¹⁾ errechnet sich für eine mittlere Temperaturdifferenz von 400° zwischen Heizgas und Kohle, einer Heizfläche von 80 m^2 und einer Wandstärke von 8 mm ein möglicher stündlicher Wärmetransport von

$$Q = \frac{50}{0,008} \cdot 80 \cdot 400 = 200\,000\,000 \text{ W.E.} \quad 2)$$

für R.S.1 = Material würde diese Zahl 130.000.000 W.E. betragen.

Der stündliche Wärmedurchgang beträgt bei einem Durchsatz von 4,13 t T.B.K./h tatsächlich aber nur

$$4 \cdot 130 \cdot 220 = 910\,000 \text{ W.E.}$$

Man sieht, daß der Unterschied in der Wärmeleitfähigkeit auf den Wärmedurchgang praktisch ohne Einfluß ist.

Der geringere Durchsatz konnte ferner durch die weitergehende Absiebung des Kleinkornes unter 1 mm bedingt sein. Die Kohle wurde deshalb am 21. und 22. Dezember 1930 über das Nordsieb gefahren, dessen Siebspannung von 1,2 mm nicht verändert worden war. Es zeigte sich jedoch keine Änderung im Durchsatz.

¹⁾ Dr. Merkel: Die Grundlage der Wärmeübertragung 1927 S. 222.

²⁾ " " " " " " " " 1927 S. 9

Als einzige Erklärung bleibt der erhöhte Abstand der Rechenbleche vom Retortenboden. Er betrug ursprünglich 40 mm, wurde später auf 50 und da die Kohle auch dann noch oft hängen blieb, schließlich beim Ofen 4 auf 60 mm erhöht. Dadurch ist es, wie schon erwähnt (S. 4), gelungen, das Stochern der Retorten zu vermeiden; anscheinend muß aber dabei eine Verminderung des Durchsatzes in Kauf genommen werden.

Der verladene Teer beträgt 59 % des Fischer-Teeres, das entspricht der bisher stets erzielten Teerausbeute (s. Bericht über Traut-Schwelanlage vom 15. Juli 1930 S. 30).

Eine erhebliche Krackung schon gebildeten Teeres scheint nicht stattzufinden, da weniger Schwelgas anfällt als bei der Fischer-Schwelung. Man muß also wohl annehmen, daß die Teerbildung in der Trautretorte in völlig anderer Weise vor sich geht als bei Fischer, worauf ja auch die große Verschiedenheit des erzielten Teeres hindeutet.

POOR
COPY

37

21 96⁻¹⁵⁻

VI. Zusammenfassung.

In der Betriebsperiode des neu hergerichteten Traut-
ofens 4 vom 11. Dezember 1930 bis 1. Februar 1931 wurde ein Durch-
satz von durchschnittlich 4 t T.B.K./Std. und eine Ausbeute an
verladefähigem Teer von 59 % der Fischer - Analyse erzielt.

Das neue Gebläse von Kühnle, Kopp und Kausch, sowie
das R.S.1 - Material für Retorten und Rechen hat sich gut be-
währt.

Leuna-Werke, den 13. Februar 1931.

h Paetzold

Durchschlag an Herrn Dr. Bütetisch
▪ Obering. Dr. Strombeck
▪ Dr. Koppe
▪ Obering. Sabel
▪ Obering. Göppinger
▪ Dr. Henning
▪ Traut, Lu
▪ Paetzold
Akte III, b. 2.

A. 365 Dr. Pd./Br.

ofens

A. 325

Seite

(1)

Seite

S

ist ab

Si

Durchsch

POOR
COPY

37

A. 365 Dr. Pd./Br.

21 31

B e r i c h t i g u n g.

In der Aktennotiz - „Über die Betriebszeit des Traut-
ofens 4 vom 11. Dezember 1930 bis 1. Februar 1931“ - vom 13.2.1931
A. 325, müssen folgende Änderungen vorgenommen werden:

Seite 4, Zeile 10

(15° 760 mm) ist abzuändern in (15° 735,5 mm)

Seite 6, Zeile 4

Siebanalyse

| | |
|------------|--------------|
| unter 1 mm | unter 0,5 mm |
| 95,5 % | 4,5 % |

ist abzuändern in

Siebanalyse

| | |
|------------|--------------|
| unter 1 mm | unter 0,5 mm |
| 4,4 % | 3,6 % |

Leuna Werke, den 24. Februar 1931.

Paetzold

Durchschlag an Herrn Dr. Büttefisch,
* Obering. Dr. Strombeck,
" Dr. Koppe,
" Obering. Sabel,
" " Göppinger,
" Dr. Henning,
" Traut, Lu.,
" Dr. Paetzold.
Akte III b 2.

21 98

Notiz

über den Befund des Trautofens 3 am 27.11.1929.

POOR
COPY 37

A 659

1. April 1912
21 99

Notiz über den Befund des Trautofen, 3 am 27.11.1929.

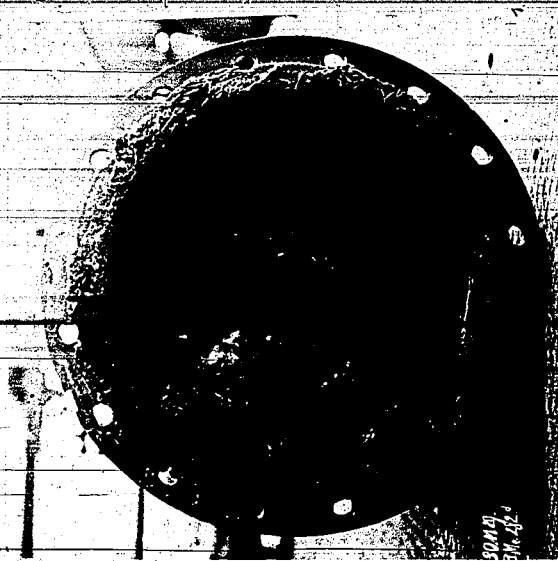
Betriebszeiten:

| von | bis | Heizgas- Temperatur | Grund des Abstellens |
|-------|--------|------------------------|------------------------------------|
| 29.6. | 12.7. | | Temperatur hochgefahren |
| 12.7. | 19.7. | 670 | Reparatur der Trockenanlage |
| 1.8. | 14.8. | 600 | Gebläse 3 Lager abgerissen |
| 19.8. | 26.8. | 600 | Gebläse 3 Lager schlägt |
| 10.9. | 27.11. | 600 | Verstopfung der Schwelgasleitungen |

Gesamtbetriebszeit = 107 Tage.

1. Schwelgasleitungen.

Die Schwelgasabgänge waren fast vollständig zugesetzt, und zwar waren entweder die Rohrleitungen hinter den Vorlagen verstopft

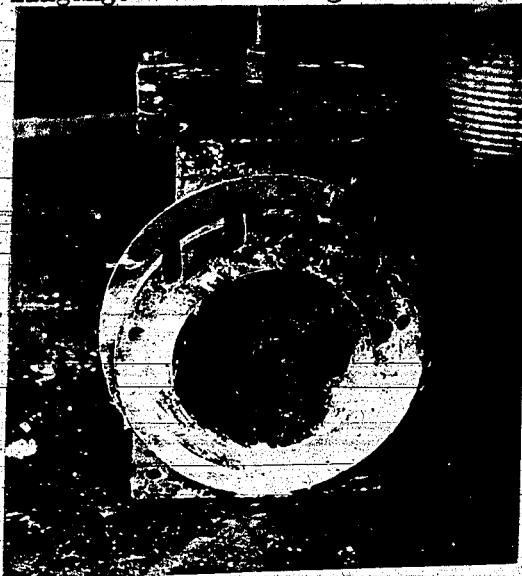


(wagerechtes Rohrleitungsstück Bühne 6 West)

POOR
COPY

37

oder die Eingänge in die Vorlagen



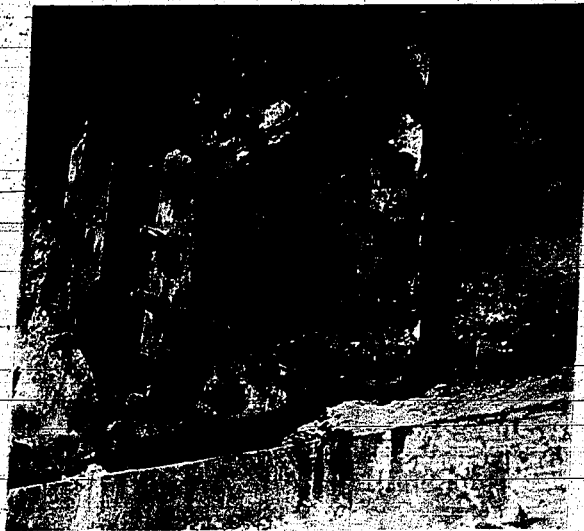
(Bühne 3 West) oder die Ausgänge aus den Retortenkopfkästen



(Bühne 3 Ost und

POOR
COPY

37



Bühne 3 West).

Die Leitungen wurden ausgebaut und gereinigt.

Auf Bühne 6 wurden die wagerechten Leitungsteile entfernt und durch schräg auf - und absteigende Rohre ersetzt, die überdies probeweise innen mit einer Dampfheizung versehen sind. Auf Bühne 3 wurden die Schwelgasausgänge der Retortenkästen mit Stoherstangen versehen, wie sie an den anderen Öfen bereits eingebaut sind.

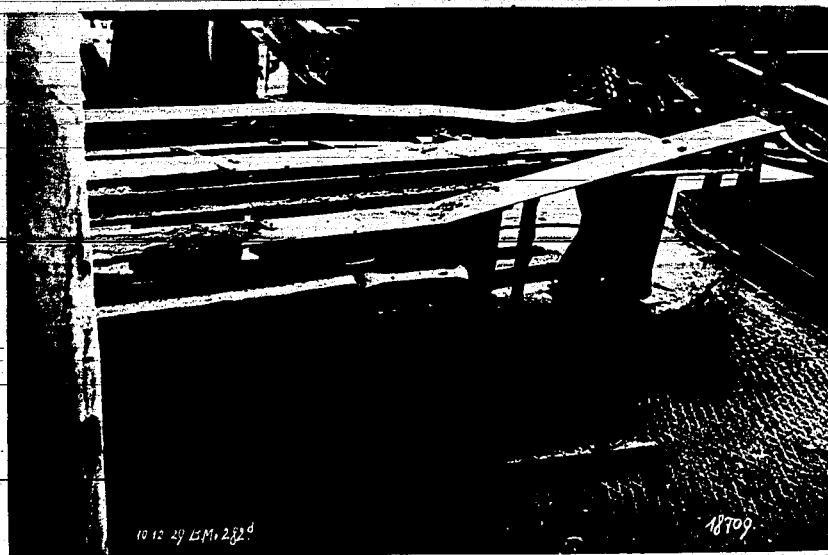
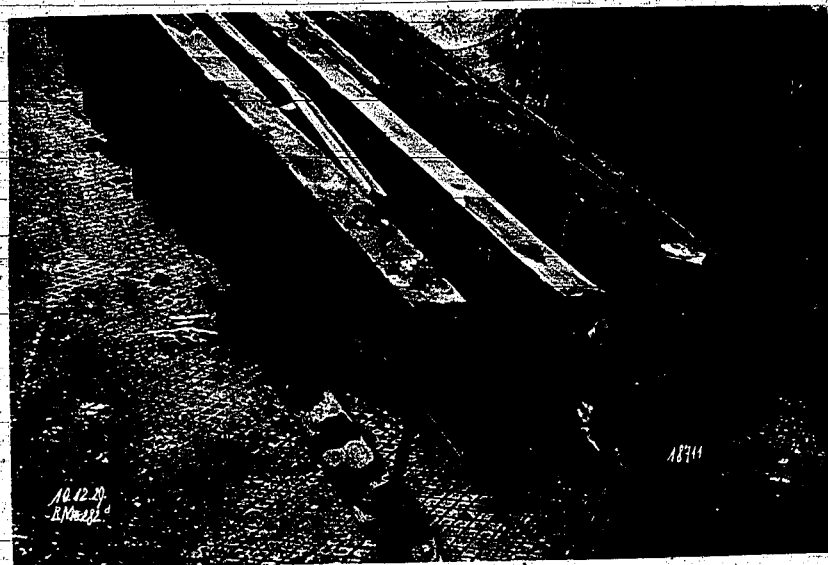
Ferner wurden die beschädigten Nietnähte der Schwelgasvorlagen auf Bühne 3 u. 6 abgedichtet.

2. Retorten.

Bereits während der letzten Betriebstage hatten sich mehrere Rechenbleche gelöst und waren mit der Grude ausgetragen worden. In der Tat zeigte sich beim Aufbau der Rechen der untersten Retortenreihe, dass Bleche und Seitenteile der

21102

- 4 -
Rechen, sowie auch die Schüttelstangen durch Schwefelwasserstoff - Angriff stark beschädigt waren.



POOR
COPY

37

21103

5

Der Grad der Beschädigung nimmt von oben nach unten zu. In die untersten 6 Retorten wurden alitierte Rechen eingebaut. Auch die Rechen der zweiten Retortenreihe von unten waren so stark angegriffen, dass sie ausgebaut und durch neue ersetzt wurden; auf Alitierung dieser Rechen wurde, um Zeit zu sparen, verzichtet.

Die Rechen der höheren Retortenreihen waren gut.

Die Retorten selbst waren innen mit einer Haut aus Schwefeleisen überzogen;



aussen waren sie nicht angegriffen und zeigten keine Deformierung. Sie wurden an verschiedenen Stellen angebohrt, um die Wandstärke zu messen; diese betrug an dem Austritt der untersten Retorten aus dem Ofen, also an der heißesten Stelle, 6,5 mm, an dem Übergang der untersten in die zweite Retortenreihe 8,5 mm; die ursprüngliche Retortenwandstärke ist 10 mm.

POOR
COPY

37

21104

- 6 -

Das gesamte innere Ofensystem wurde durch Abdrücken auf Dichtigkeit geprüft. Abgesehen von einigen Undichtigkeiten an den Schweißnähten zwischen Kästen und Retorten, die bei dem gewaltsamen Herausreißen der Rechen entstanden waren, fanden sich keine Schäden.

3. Grudeaustrag.

Auch die Grudeaustragwalze war durch Schwefelwasserstoff stark beschädigt. Die kleineren Teile am Grudeaustrag wie Einstellklappen und Grudefühler waren bereits längere Zeit vor dem Abstellen des Ofens unbrauchbar geworden. Es wurde eine neue Walze mit breiteren und durchgehend aufgenieteten Rippen eingebaut; die Rüttelstangen, Einstellklappen und Grudefühler wurden erneuert und ^{gummisoll}validiert.

4. Nachschwelbunker.

Der Nachschwelbunker wurde mit den neuen Einbauten versehen, wie sie die anderen Öfen schon haben, ferner wurde ein verstärkter und doppelt gelagerter Fühler eingebaut. Zwischen Nachschwelbunker und Grudeförderleitung wurden die Zellenräder entfernt und Zwischenbunker mit Flachschiebern wie an den Öfen 1 u. 2 eingebaut.

5. Wälzgasdüse.

Die Wälzgasdüse der westlichen Brennkammer war stark deformiert; die Schweißnaht war teilweise gerissen. Die Düse wurde ausgerichtet und mit einem Ring versehen.

6. Mau

7. Gel

Abdr. erh

POOR
COPY 37

21105

6. Mauerung.

Das Mauerwerk war abgesehen von geringfügigen Schäden gut. Wie an den Öfen 1 u. 2 wurden auch an 3 die beiden untersten Retortenkopfkästen von innen abgemauert.

7. Gebläse.

Während der Ofenreparatur wurde Wälzgasgebläse 4 für doppelte Lagerung des Rotors umgebaut.

Leuna - Werke, den 16.12.1929.

Abdr. erhalten: Herr Dr. Koppe,

" Dr. Strombeck,

Herr Obering. Göppinger,

" " Sabel,

" Dip. Ing. Rauscher,

" Dr. Simmler

" Ing. Traut, Lu.

Büro.

POOR
COPY

37

Bericht über die Besprechung
über die Trautanlage am 25. Juni 1930.

Anwesend von Lu. Herr Ing. Traut,
 " Me. " Obering. Dr. Strombeck,
 " " " " Sabel,
 " " " Dipl. Ing. Cehler,
 " " " " Rauscher,
 " " " " Richter (Hauptwerk-
 statt)
 " " " Dr. Hanisch,
 " " " Dr. Paetzold.

Herr Traut macht einen Vorschlag zur besse-
 ren Abscheidung des Flugstaubes aus dem Schwelgas. Das
 Schwelgas tritt nur noch an einer Stelle aus dem Ofenaus,
 und zwar an der untersten Retorten-Umkehr. Zwischen dem
 Schwelgasausgang und der Vorlage befindet ^{sich} eine durch Feuer
 gasgeheizte Staubabscheidevorrichtung, in der ein Teil
 des Flugstaubes teerfrei anfällt und von Zeit zu Zeit
 durch eine Schnecke ausgetragen wird. Für dieses Projekt
 legt Herr Traut eine Zeichnung vor.

Von Merseburg wird zu diesem Vorschlag folgen-
 des geäußert:

Es erscheint bedenklich, daß Schwelgas nur an
 einer Stelle aus dem Ofen abzuziehen. Erstens wird der
 Ofendruck erhöht, zweitens wird durch die erhöhte Gasge-
 schwindigkeit in den Retorten mehr Staub vom Schwelgas
 mitgenommen, drittens wird durch die längere Verweilzeit
 im Ofen der Teer gekrackt.

Man einigt sich dahin, daß versuchsweise nach
 dem Traut'schen Vorschlag gearbeitet werden soll, daß aber

der Schwelgasabgang an der nächst höheren Retorten-
Umkehr erhalten bleibt, sodass dieser notwendigenfalls
jederzeit in Betrieb genommen werden kann.

Ferner soll die von Herrn Traut pro-
jektierte Staubabscheidung, die als unzureichend
erkannt wird, vergrößert und in Einzelheiten abge-
ändert werden. Eine Konstruktionszeichnung dafür geht
uns von Lu. zu.

Ein zweiter Vorschlag von Herrn Traut
betrifft die Nachschwelbunker. Die Einbauten sollen
statt aus Eisen - aus Bimsbeton-Platten hergestellt
werden. Auch hierfür liegt eine Zeichnung vor. Merse-
burg erklärt sich damit einverstanden, vorausgesetzt,
dass hierdurch keine wesentlichen Mehrkosten entstehen.

Zur Materialfrage wird folgendes beschlos-
sen: Alle 6 Retorten und die beiden Retortenkopfkästen
werden aus RS 1 hergestellt. Zur Verminderung der Um-
baukosten soll das hier vorhandene V₂A-Material zur
Herstellung von 5 x 3 Rechen verwendet werden; gleich-
zeitig soll erprobt werden ob sich dieses Material für
die Trautöfen eignet. Zum Vergleich wird die sechste
Serie von 3 Rechen aus RS 1 hergestellt. Die Zubehör-
teile (Schurren, Rüttelstangen usw.) werden aus demsel-
ben Material wie die zugehörigen Rechen angefertigt.
Der Preis für das vorhandene V₂A - Material soll nicht
höher eingesetzt werden als der für RS 1.

Sollten sich bei der Verarbeitung von
V₂A Schwierigkeiten herausstellen, so wird alles aus
RS 1 hergestellt.

Die Retorten werden auf Wunsch von Herrn
Traut nicht in Lu oder Me, sondern von Fa.Reisholz,
Düsseldorf.

21108

Hergestellt.

Herr Traut sorgt dafür, daß die Konstruktionszeichnungen für Retorten und Rechen, sowie für die Staubaustragvorrichtung sobald wie möglich nach Merseburg kommen.

Eine Zeichnung über die von Me projektierte Rechenform und 3 Zeichnungen über Grudeaustrag-Walzen-u. Kästen, wie sie in Merseburg in Betrieb sind, werden Herrn Traut zur Kenntnisnahme übergeben.

Paetzold

Abdr. Herrn Obering. Dr. Strombeck,
" Dr. Koppe,
" Obering. Sabel,
" Ing. Traut, Lu.,
" Dipl. Ing. Cehler,
" " Rauscher,
" Dr. Paetzold.

POOR COPY 37

23. Dezember 1929

A. 710

21109

Notiz über die an der Trautanlage vorzunehmenden
Änderungen und Reparaturen.

Die Trautschwelanlage ist nur nominell
Produktionsbetrieb, in Wirklichkeit befindet sie
sich z.Zt. noch im Stadium der Versuche, jedoch sind
diese zu einem gewissen Abschluß gelangt, sodaß sich
jetzt sagen läßt, welche Änderungen noch erforderlich
sind, um die Anlage wirtschaftlich betreiben zu
können.

Es sind dies:

| | |
|--|---------|
| 1.) Einbau von 4 x6 alitierten Retorten. | 46 000 |
| 2.) " " 4x12 " Rechen. | 56 000 |
| 3.) " " alitierten Grudeaustagwalzen und den dazu gehörigen Abstreifklappen und Grudefühlern an den Öfen 1,2 u.4 . | 20 000 |
| 4.) Erstellung von 3 neuen Wälzgasgebläsen. | 54 000 |
| 5.) Bau eines Redlerbandes mit Elevator zur Grudeförderung (mit Schneidofen 3). | 60 000 |
| 6.) Bau einer Benzinwaschanlage. <i>1/2 Trautanlage 1/2 Schneidofen</i> | 63 000 |
| 7.) Isolierung der gesamten Wälzgasleitung. <i>1/2 angeschlossen</i> | 13 800 |
| 8.) Abwärmeverwertung durch Einbau von 4 Winderhitzern. | 23 000 |
| 9.) Änderung der Schwelgasleitung von den Nachschwelbunkern. | 2 000 |
| 10.) Einbau von 2 leistungsfähigen Druckreg- lern u. 1 registrierenden Sauerstoff Anzeiger. | 700 |
| 11.) Zentralisierung der Mess- und Kontroll- apparate. | 3 000 |
| | 341 500 |

POOR
COPY 37

21110

Erläuterungen.

Zu 1. Die untersten 6 Retorten jedes Ofens sind dem Schwelwasserstoffangriff am meisten ausgesetzt. Die Lebensdauer der nicht alitierten Retorten beträgt bei normalem Betrieb, nach dem Zustand des Ofens 3 zu schließen, etwa 20 Monate. Gut alitierte Retorten halten praktisch unbegrenzt.

Die untersten Retorten im Ofen 2 sind seinerzeit weich alitiert worden; sie müssen nach den neueren Erfahrungen also auch durch andere ersetzt werden.

Vielleicht kann man, statt die Retorten zu alitieren, sie mit demselben günstigen Ergebnis alumettieren, wodurch sich die Kosten der Pos. I wesentlich vermindern würden.

Zu 2. Beim Öffnen des Ofens 3 am 27.11. hatte sich gezeigt, dass nicht nur die unterste Rechenreihe, sondern auch die nächst höhere unbrauchbar geworden war; es ist also notwendig, in jedem Ofen die untersten 12 Rechen zu alitieren bzw. alumettieren.

Zu 3. Auch die Grudeanstragwalzen waren am Ofen 3 nach einer Betriebszeit von rund 3 Monaten so stark angegriffen, daß sie ausgewechselt werden mußten. Es erscheint zweckmäßig, sie ebenfalls zu alitieren bzw. alumettieren, ebenso die dazu gehörigen Abstreifklappen und Grudefühler.

POOR
COPY 37

21111

Zu 4. Die Schwierigkeiten, die sich mit den von Danneberg und Quand gelieferten Heißgasgebläse ergeben haben, sind bekannt. Es ist nicht möglich, mit diesen Gebläsen die Gasmenge umzuwälzen, die für einen genügend hohen Durchsatz der Öfen erforderlich sind.

Gebläse 4 wurde für doppelte Lagerung des Rotors umgebaut, es erscheint möglich, auf einen Ersatz diese Gebläses zu verzichten.

Zu 5. Die Grude wird durch die pneumatische Förderung stark zerrieben; ferner bereitet der Austrag der Grude in die unter hohem Druck stehende Förderleitung Schwierigkeiten und erfordert verhältnismäßig viel Bedienung. Durch das geplante Redlerband werden diese Schwierigkeiten behoben.

Zu 6. Rund 15% des gesamten Teers werden vom Schwelgas als Benzin mitgeführt. Ein wirtschaftlicher Betrieb der Trautanlage erscheint nur möglich, wenn dieses wertvolle Produkt, das etwa 4 mal so teuer ist als Teer, gewonnen wird. In der bestehenden Versuchs-Anlage werden z.Zt. die günstigsten Bedingungen für die Benzingerinnung ausprobiert.

Zu 7. In der Wälzgasleitung, die nur ausgemauert, aber nicht isoliert ist, gehen 30% der zugeführten Wärme verloren. Für die Isolierung ist bereits ein Programm eingereicht.

Zu 8. Mit den Abgasen gehen 25% der zugeführten Wärme verloren. Nach Beseitigung dieser beiden Wärme-verlustquellen würde die Trautanlage zur Beheizung mit

POOR
COPY 37

21112

dem eigenen Schwelgas auskommen.

Zu 9. Die Nachschwelbunker, die probeweise mit einer eigenen Teerkondensation versehen worden sind, sind mit der Schwelgassammelleitung wieder zu verbinden.

Zu 10. Der Schwelgasdruck wird am Eingang und am Ausgang der Kondensation auf konstanter Höhe gehalten. Diese Regulierung geschieht bisher von Hand, da die vorhandenen automatischen Regler sich als nicht genügend erwiesen haben. Durch Einbau leistungsfähiger Regler würden 3 Mann pro Schicht erspart werden. Ein weiterer Mann würde pro Schicht erspart durch Einbau eines registrierenden oder alarmierenden Sauerstoffanzeigers.

Zu 11. Die Zentralisierung der Meß- und Kontrollapparate ist nicht unbedingt erforderlich, aber sehr wünschenswert und würde 1 bis 2 Mann pro Schicht entbehrlich machen.

Zu den Hauptkosten der Trautanlage ist noch folgende zu bemerken:

1. Reparaturen:

Ein großer Teil der bisher in Erscheinung getretenen Reparaturkosten geht zu Lasten der Wälzgasgebläse. Diese Reparaturen verschwinden praktisch sobald leistungsfähige Gebläse da sind.

Ein weiterer großer Teil der bisherigen Reparaturkosten ist auf den Ersatz der unteren Retorten und Rechen am Ofen 2 und die damit verbundenen größeren Reparaturarbeiten zurückzuführen. Nach dem Einbau der alitierten Retorten und Rechen an allen Öfen, ist

POOR
COPY 37

21113

damit zu rechnen, daß diese Reparaturen auf ein sehr geringes Maß zurückgehen werden.

Ein anderer und vermutlich der bei weitem größte Teil der Reparaturkosten kann der Trautanlage überhaupt nicht zur Last gelegt werden, da es sich um Arbeiten handelt, die auf Programm gehören, wie Versuchsbenzinwäsche, Staubversuche, Änderung der pneumatischen Förderung usw., die sämtlich auf Rep. Schätzung gemacht worden sind.

Was übrig bleibt ist verhältnismäßig wenig.

2. Löhne.

Die Anlage wird im Endzustand mit etwa der Hälfte der jetzt beschäftigten Arbeiter und mit weniger als der Hälfte der jetzt beschäftigten Schlosser auskommen.

3. Energien.

Nach Ausführung der unter 8 und 9 angegebenen Arbeiten wird der Heizgasverbrauch etwa auf die Hälfte des jetzigen Wertes sinken; der sonstige Energie-Verbrauch wird bei einer 1,5 mal so großen Leistung der Anlage derselbe bleiben.

Nachtrag:

Zu Punkt 6 und 8 ist noch zu bemerken, daß die Kosten für neue Apparate und Maschinen kalkuliert sind. Wahrscheinlich kann viel Altmaterial verwendet werden, wodurch eine wesentliche Verbilligung eintreten wird.

Heizgasve
1 to T.B
0°, 760

Angenomme
Brenneran

Kraftbede
Ofen pro
(theore

Kraftbede
densation
gratoren

Kraftbede
sation m

Lohnstun
1 t T.B

Rep.-Lohn
pro 1 t

Wasserbe
50 % mehr
theoretis

Anzahl d
lung v.
benötigte

POOR
COPY 37

Schwelung von 1 t T.B.K. von 12,4 % H₂O

21114

| | Trautschwel- ofen nach Leistungsvers. II | Trautschwel- ofen nach Leistungs- versuch 3 | 4 Etage- Ofen | Norm.-Schnei- ler-Ofen oh- ne Schikanene |
|--|---|--|-------------------------------|---|
| Heizgasverbrauch pro 1 t T.B.K. 0°, 760 mm 1000 mm | 710 m ³ /h | 861 m ³ /h | 484 m ³ /h | 1010 m ³ /h |
| Angenommene Brünnerausnutzung | 0,79 | 0,732 | 0,70 | 0,70 |
| Kraftbedarf f.d. Ofen pro 1 t T.B.K. (theoretisch) | 29 KW | 33,5 KW | 33,6 KW | 37,7 KW |
| Kraftbedarf f.d. Kon- densation mit Desinte- gratoren | 6,0 KW | 7,3 KW | 22,8 KW | 36,7 KW |
| Kraftbedarf f.d. Konden- sation m. gl.-Entteerung | 2,5 | 2,6 | 3,01 | 3,41 |
| Lohnstunden pro 1 t T.B.K. | 1,18 | 1,27 | 0,9 | 0,84 |
| Rep.-Lohnstunden pro 1 t T.B.K. | 0,29 | 0,32 | 0,23 | 0,21 |
| Wasserbedarf pro t 50 % mehr als der theoretische Bedarf | 12 | 9 | 16 | 36 |
| Anzahl der zur Schwe- lung v. 1000 t T.B.K. benötigten Öfen. | 8 Öfen der bisherigen Grösse | 10 Öfen der bisherigen Grösse | 5 Öfen à 15 m ² | 4 Öfen à 26 m ² bei 335 kg/m ² /h |

POOR
COPY 37

Zahlentafel I

21115

Versuchsdaten.

| | I nach Analysen v. Dr. Eckardt | | II nach Analysen v. Dr. Heinzmann | | | |
|--|--------------------------------|------|---|------|-----------------------|-------|
| | Dauer d. Vers. 4 18 Std. | | Beginn: 24 Mai 1929 15 ²⁵ Uhr Ende: 25 Mai 1929 9 ²⁵ Uhr | | | |
| | Pro Versuch | | pro Std. | | pro 24 Std. | |
| <u>Braunkohle</u> (T.B.K. d. Heydt) Durchsatz | I | II | I | II | I | II |
| | 90,8 | 88,2 | 5,05 | 4,90 | 121,3 | 117,6 |
| <u>Kraftgas:</u> Verbrauch zur Heizung d. Retorten | 63 200 | | 5 500 | | 84 300 m ³ | |
| | | | | | 15° C, 1 at abs. | |
| <u>Schmelgas:</u> erzeugt | 10540 | | 586 | | 14070 m ³ | |
| darin Benzin enth. | 1,1 | | 0,061 | | 1,47 | |
| | | | | | 15° C, 1 at abs. | |
| <u>Teer:</u> erzeugt: Dickteer | 10,11) | | 0,655 | | 15,70 | |
| Dünnteer | 1,67) | | | | | |
| im Vorlagenwasser | 0,17 | | 0,009 | | 0,23 | |
| aus Schmelgas aus Benzin | 0,55 | | 0,031 | | 0,73 | |
| <u>Grude:</u> erzeugt | 53,33 | | 2,96 | | 71,20 | |
| <u>Schmelwasser-Anfall</u> | 8,07 | | 0,45 | | 10,77 | |
| <u>Wälzgasmenge:</u> | ca. 585000 | | 32500 90000 m ³ bei 490° | | 780000 m ³ | |
| | | | | | 15° C, 1 at abs. | |
| <u>Kohlenberührte Heizfläche</u> | 81,8 m ² | | | | | |

Mittlere Te

Des Holzgas

Der abzieh

Des Wälzgas

Der Grude

Der Eindre

Zahlentafel 1 (Fortsetzung)

21116

Mittlere Temperaturen:

| | |
|---|--------|
| Des Heizgases hinter d. Verbrennungskammer nach Mischung m. d. Wälzgas .. | 672° C |
| in halber Höhe des Ofens | 620° C |
| am oberen Rande des Ofens..... | 527° C |
| Der abziehenden Rauchgase..... | 533° C |
| Des Wälzgases hinter d. Heizgasgebläse..... | 461° C |
| in | |
| Der Grude mit den Retortenköpfen..... | 397° C |
| Der Eindrehkohle ,..... | 64° C |

Kombinatio
 Eindrehzei
 Kohleart
 T.B.K.: Dur
))
 Durchsch
 in kg
 in kg
 in kg
 ber
 Grude:
 an
 Staub: Pare
 Staubme
 n
 Durchsch.
 Min. mler
 Maxim. mler
 Teersch. d.
 Teerausbeu
 eingeb
 Teer- l.
 in
 Teer in st
 in
 ausgetrieb
 in % des e
 angefallen
 in % des e
 in % des e

POOR COPY 37

A b s c h r i f t

21117

| Kombinationsversuche Nr. | 2 u. 3 | 4 | 5 |
|---|--------------------------|--------------------------|--------------------------|
| Eindrehzeit in Std. | 67 | 139 | 161 |
| Kohleart | Elise 2 ungem. | Elise 2 ungem. | Elise 2 ungem. |
| T.B.K. Durchschn. H ₂ O Geh. | 8,0 % | 7,8 % | 8,6 % |
| " " " Fe-r " | 13,3 % | 12,8 % | 12,5 % |
| Durchsatz in kg. | 66507 kg | 126089 kg | 174244 kg |
| in kg/Eindrehstd. | ~1000 kg/h | 900 kg/h | 1070 kg/h |
| in kg/m ² /Eindrehstd. | 345 kg/m ² /h | 310 kg/m ² /h | 370 kg/m ² /h |
| in kg Höchstleistungsz. t. | 1160(22.23.3) | 1285 kg(3.9. | 1525 kg 17.9.FM |
| in kg/m ² /Höchstleistungsz. t. | 400 kg | 443 kg | 525 kg |
| berechnet in % der theor. | 108 % | 113 % | 106,5 % |
| Grunde: durchschn. Teergehalt | 2,3 % | 2,15 % | 1,8 % |
| Staub: Berechn. hint. Kopffilt. kg/h | 54,8 kg | 13,8 kg | 62 kg |
| " " Fremdfilter kg/h | 5,4 kg | 2,1 kg | 5,4 - 6,0 kg |
| Staubmenge in g/m ³ hint. Kopff. | 2,05 g | 30,3 - 3,84 g | 18,2 g |
| " " int. Fremdfil. | 0,56 g | 2,36 - 0,55 g | 1,5 g |
| Durchschn. Staubm. in lichter | 3,2 % | 2,27 % | 7,52 % |
| Minimaler " " " | 0,3 % | 0,4 % | 2,3 % |
| Maximaler " " " | 4,6 % | 4,1 % | 18,9 % |
| Teergeh. d. Filterstaubes | 5,7 % | - | 3,74 % |
| Teerausbeute: | | | |
| eingebr. Teermenge | 9000 kg | 16100 kg | 21730 kg |
| Teer i. d. Grude i. Teer | 310 kg | 1700 kg | 1800 kg |
| in % des eingebrachten | 3,9 % | 10,5 % | 8,6 % |
| Teer im Staub in kg. | 210 kg | - | 340 kg |
| in % des eingebrachten | 2,3 % | - | 1,5 % |
| ausgetriebene Teermenge in kg. | 8060 kg | 14400 | 19560 kg |
| in % des eingebrachten | 89,8 % | 89,5 % | 89,9 % |
| angefallene Teermeng. in kg | 8834 kg | 14932 | 18400 kg |
| in % des eingebrachten | 98,7 % | 93,2 % | 84,5 % |
| in % des angetriebenen | 110 % | 103 % | 94,2 % |

POOR COPY 37

21118

Nachweisbare Teermenge:

| | | | |
|--------------------------------------|-----------------|-----------------|-----------------|
| angefallene u. Benzol im Abgas | - | - | - |
| in % d. eingebr. Teers | - | - | - |
| in % d. ausgetriebenen | - | - | 102% |
| Dickteer in % d. angef. Teers | 58% | 52,7% | 51% |
| Dünnteer in % " " " | 42% | 47,3% | 49% |
| Rostbel. $m^3/m^2/h$ (Ofenquerschn.) | 965 $m^3/m^2/h$ | 965 $m^3/m^2/h$ | 965 $m^3/m^2/h$ |
| Temperaturen unt. Rost I | 640-670 | 640-660 | 650 |
| unt. Rost III | 310 | 290-320 | 300 |
| Am Ausgang d. Brandfilt. | 240 | 230 - 250 | 240 |

Wärmeverbrauch:

| | | | |
|-----------------------------------|-----|-----|-----|
| K.W. pro 1 kg auf Höchstl. bezog. | 275 | 255 | 225 |
|-----------------------------------|-----|-----|-----|

- Bemerkungen:
- 1) Auf den Tag bezw. die Schichten ohne Störung mit der höchsten Leistung bezogen. Das Datum neben der Schichtanzahl gibt den betr. Tag an.
 - 2) Für Versuch 2 - 3 unterteilt in Zeit mit intaktem Kopf-Filter und gestörtem Kopf-Filter.

POOR
COPY 37

Schmelanlage in New-Brunswick in New Jersey (U.S.A.)

bestehend aus 8 K.S.G. Schmelöfen.

(Chemical Engineering, Mai 1929)

21119

Die Schmelretorte der Kohlenscheidungs-Gesellschaft (K.S.G.) besteht aus einer schwach geneigten doppelwandigen Drehtrommel. Die Kohle wird zunächst durch den inneren Raum der Trommel nach aufwärts gefördert und hierbei vorgewärmt. Durch sorgfältige Temperatur-Überwachung wird dafür gesorgt, dass beim Übergang der Kohle in den äusseren Ringraum der Trommel gerade die Schmeltemperatur erreicht ist. Das vor 5 Jahren in der Nähe von Essen (Zeche Mathias Stihnes in Karnap) praktisch erprobte K.S.G. Verfahren ist mit der Anlage in New-Brunswick amerikanischen Verhältnissen angepasst worden.

Die unter einem Winkel von 5 Grad gegen die Horizontale geneigte Trommel wird mit 45 Umdrehungen in der Std. gedreht. Die Abmessungen der Innentrommel sind 25 908 x 1 676 mm, die der Aussentrommel 22 860 x 3048 mm. Das Gewicht einer vollständigen Retorte beträgt 160 t..

Gemahlene Kohle wird ~~be~~kontinuierlich am unteren Ende in die Innentrommel eingedreht, durch Schneckenförmige Einbauten zum oberen Ende bewegt und fällt dort in die Aussentrommel, wo sie Stückform annimmt. Sie wird im unteren Ende der Trommel angeschwemmt, aus dem sie als Halbkoks mit 12 % flüchtigen Bestandteilen durch konzentrisch zu dem Eindreheschnecken angeordnete Kratzer entleert wird. Die Kohle befindet sich im ganzen 2 Stunden in der Trommel.

Die Heizung erfolgt durch Gasbrenner, die in der Brennkammer eine Temperatur von 1370° C erzeugen. Durch Wälzgas wird die Temperatur soweit herabgedrückt, dass sie am Anfang der Retorte 650° C. beträgt. Der Wärmeverbrauch für die Schmelung ~~betragt~~ etwa 450 kcal. pro kg Kohle.

POOR
COPY 37

Die Verbrennungsprodukte verlassen die Heizkanäle am oberen Ende der Retorte und strömen durch einen Überhitzer, in dem Dampf auf 480°C überhitzt wird. Der Dampf wird dazu verwendet, im Inneren der Retorte das Kracken ^{von} Teer und das Anbacken der Kohle zu verhindern.

Im Gegensatz zu anderen Schwelverfahren sucht die K.S.G. die Behandlungszeit für die Kohle sobald sie Stückform angenommen hat auf ein Minimum herabzusetzen. Das erreicht sie dadurch, dass sie die Kohle im Innenraum der Retorte soweit vorwärmt, dass beim Eintritt der Kohle in den unteren der Einfluss der heissesten Gase stehenden Aussenraum, gerade die Stückbildung der Kohle beginnt.

Vermeidung von Kohleablagerungen an dieser Stelle an der Retortenwand ist natürlich wichtig. Das wird erreicht z.T. durch stetes Heizen und durch Einblasen von Dampf tangential auf die Länge des oberen Drittels der Trommellänge, um einen Dampfschleier zwischen den backenden Kohleteilchen und der Metallwand zu bilden. Um Kohle, welche sich hier ablagert abzuführen, sind Ketten der Länge nach in diesen oberen Teil der äusseren Retorte gespannt. Diese schlagen an die Trommel und lösen so mechanisch die angesetzte Kohle, sodass sie mit der Grude durch die Retorte befördert wird.

Flüssige Produkte dieses Prozesses sind ein Dickteer von spez./verhältnismässig niedrigem Gewicht und von hohem Phenolgehalt. die nach europäischen Erfahrungen angegebenen Erträge sind annähernd 25 U.S.A-Gal. (1 Gal. = 3.785 l, 25 Gal. = 94.63 l) Teer mit 1,06 spez.-Gewicht pro Tonne guter Schwelkohle.

L.-W., d. 8.11.29

POOR
COPY 37

21121

A 485

Aktennotiz über den derzeitigen Durchsatz
der Trautöfen 3 u. 4.

POOR
COPY 37

A 485

21122

Leuna Werke, den 15. November 1929

Aktennotiz über den derzeitigen Durchsatz
der Trautöfen 3 u

Die von Herrn Traut vorgeschriebene und die bei den Oppauer Leistungsversuchen angewendete Wälzgasmenge von $73\ 000\ m^3/Std.$ kann wegen der bekannten Mängel der Umwälzgebläse nicht erreicht werden. Am Ofen 3 u. 4 werden durchschnittlich $53\ 000\ m^3$ umgewälzt. Zur Schonung der Retorten wird an diesen beiden Öfen die Eingangstemperatur auf 600° gehalten; die Ofenausgangstemperatur beträgt durchschnittlich 485° (die entsprechen den Zahlen der Oppauer Leistungsversuche waren 667 und 530°).

Der Durchsatz eines Ofens müsste also sein:

$$\frac{53 \cdot 115 \cdot 4,8}{73 \cdot 137} \text{ (Durchsatzzahl des Oppauer Leistungsversuches)} = 2,93\ t/Std.$$

Zur Bestimmung des Durchsatzes wurden an Ofen 3 u. 4 Leistungsversuche angestellt.

Die innerhalb von 24 Stunden anfallende Grude wurde bei jedem Ofen gesondert seitlich abgezogen und trocken gewogen, wobei der Nachschwelbunker vor und nach dem Versuch denselben Stand hatte.

Ofen 3 Grudeanfall vom 12.11.29 15^{00} bis 13.11.29 15^{00}

$$38\ 370\ kg = 1\ 598\ kg/Std.$$

Ofen 4 Grudeanfall vom 11.11.29 10^{00} bis 12.11.29 10^{00}

$$44\ 000\ kg = 1\ 830\ kg/Std.$$

Die Grude enthält nach der Fischer - Schwelanalyse im Durchschnitt 94% Reingrude, die TBK enthält 53,5% Reingrude.

POOR
COPY 37

Durchsatz Ofen 3: $\frac{1,598 \cdot 94}{53,5} = 2,80 \text{ t/Std.}$
 " Ofen 4: $\frac{1,83 \cdot 94}{53,5} = 3,26 \text{ t/Std.}$

was mit dem rechnerischen Ergebnis gut übereinstimmt. Vom 20.10. bis 9.11. waren die Ofen 3 u. 4 zusammen in Betrieb. In dieser Zeit sind also im ganzen $6,06 \times 24 \times 21 = 3\ 050 \text{ t}$ TBK durchgesetzt worden. Bei einem Durchschnittsteergehalt von 13% ergibt das 397 t Teer.

An die Hydrierung wurden in dieser Zeit 18 Kesselwagen mit zusammen.....243,4 t Teer verschickt.

Benzin im Abgas $180 \text{ cm}^3/\text{m}^3 = 144 \text{ g/m}^3$; bei $700 \text{ m}^3/\text{Std}$ ergibt das $700 \times 24 \times 21 \times 144 = \dots\dots\dots 51,0 \text{ t}$

Der Vorlagenteer konnte nicht bestimmt werden. Nach den Oppauer Leistungsversuchen beträgt er 1,7% des Gesamtteeres, das sind 6,7 t

Teergehalt in der Grude 0,7% = $1727 \text{ (Grudeanfall in 21 Tagen)} \times 0,7 = \dots\dots\dots 12,1 \text{ t}$

Im Schwelwasser befinden sich rund 1% des Gesamtteeres = 4,0 t

317,2 t = 80%

Die übrigbleibenden 20% des Teeres werden wahrscheinlich im Nachschwelbunker gekrackt und destillieren als Leichtöl durch die Undichtigkeiten ab.

Paigold

Zugeführt
3600 m
Geschwelt
4800 k
Eingan
Zur Sc
768 kg
"
"
2583 k
6
711 kg
711 kg
711 kg
788 kg
v.
Abgas
Umlauf
Verlus

A b s c h r i f t !

21124

10. Juni 29

Wärmeausnutzung der Trautanlage

Zugeführt:

3600 m³ Heizgas/Std. unt. Heizwert 1080 WE=3 890.000 We = 100 %

810 cal/g

Geschwelt:

4800 kg TBK/Std. m. 16,0 % Wasser, 52,8 % Grude, 14,8 % Teer, 16,4 % Gas

Eingangstemperatur der Kohle 60°

Zur Schwelung verbraucht:

| | | |
|--|-------------------|----------------------|
| 768 kg H ₂ O von 60 - 100° | 768 x 40 | 30 700 WE |
| " " verdampft | 768 x 537 | 412 500 WE |
| " " v. 100° - 380° | 768 x 280 x 0,38 | 81 800 " |
| 2533 kg Grude von 60 - 410 | 2533 x 350 x 0,31 | 274 800 " |
| 711 kg Teer v. 60 - 250° | 711 x 190 x 0,5 | 67 500 " |
| 711 kg " verdampft | 711 x 90 | 64 000 " |
| 711 kg " v. 250 - 380° | 711 x 130 x 0,6 | 55 500 " |
| 788 kg = 571 m ³ Gas v. 60 - 380° | 571 x 320 x 0,37 | 67 600 " |
| | <i>2200 cal/g</i> | 1054 400 WE = 27,1 % |
| Abgas 6000 m ³ | 6000/475/0,33 | 941 000 " = 24,2 % |
| Umlaufgas 73.000 m ³ | 73000/50/033 | 1204 000 " = 30,9 % |
| Verlust im Ofen | | = 17,8 % |

POOR COPY 37

31.5.29

21125

Bericht über den Leistungsversuch IV

an der Traut-Schwelanlage Ofen 2 Me 282 d

Gegenstand des Versuches ist der Schrägretorten-Schwelofen 2 mit 6 Retorten mit insgesamt 81,8 qm Kohlenberührter Heizfläche.

Versuchs-Anordnung: Das zur Heizung verbrauchte Kraftgas, das anfallende Schwelgas, Teer, Grude und Schwelwasser wurden gemessen. Von der Kohle, Grude, Teer, Schwelwasser, Schwelgas und Heizgas wurden Proben entnommen und analysiert. Die zu schwelende Kohle war eine vorgetrocknete Rohbraunkohle der Grube von der Heydt mit ca. 7 % Feuchtigkeit.

Daten des Vorversuches: Aus Zahlentafel 1 sind die für den Versuch kennzeichnenden Zahlen zu ersehen.

Auswertung des Versuches: (Siehe Zahlentafel 2 u. 3) Die durchgesetzte Kohle konnte nicht direkt gemessen werden, sondern wurde über den Aschengehalt, über die Grude nach der Schwelanalyse sowie aus der Summe der angefallenen Mengen (Grude, Teer etc.) als Mittelwert berechnet. Die anfallende ~~Grude~~ Grude wurde abgelöscht, in Talbotwagen verladen und verwogen. Vor und nach der Wägung wurden Proben zur Bestimmung des Wassergehaltes entnommen. Teer und Schwelwasser wurden volumetrisch bestimmt.

~~Da die Übereinstimmung zwischen den Analysen des Analyt. Labors (Dr. Heinzmann) und der Braunkohlenvergasung (Dr. Eckardt) nicht befriedigend war, wurde an den entsprechenden Stellen die Rechnung nach beiden Analysen durchgeführt und so jede Willkür vermieden.~~

Wärme-Bilanz: (s. Zahlentafel 4) Die im Kraftgas zur Heizung zugeführte Wärme ist anscheinend zu hoch. Der Grund hierfür liegt in der ungenügenden Isolierung des 28 m langen Wälzgasfallrohres; Das aus dem Ofen oben austretende Wälzgas erleidet bis zum Wiedereintritt in die Heizkammer einen Temperaturfall von 65° Cels. entsprechend einem Wärme -

verlust von 12,5 Millionen kcal/Versuch. Die Heizenergie würde sich also um 16 % verringern. Ausserdem ist zu vermuten, dass der Ofen den Wärmebeharrungszustand während des Versuches noch nicht erreicht hatte. Hierdurch wurden noch beträchtliche Wärmemengen zur Aufheizung des Mauerwerkes verbraucht. Der thermische Wirkungsgrad ist daher der Anlage ist daher aus den gleichen Gründen zu niedrig.

Besprechung der Ergebnisse:

Aus versuchstechnischen Gründen musste die Grube behelfsmässig ausgetragen werden, sodass die Leistungsfähigkeit des Nachschwebunkers nur wenig zur Geltung kam. Aus diesem Grunde konnte der Kohlendurchsatz nicht über 120 t pro 24 Std. gesteigert werden. *54/14*

Der Staubgehalt des Teers, der im Laufe der Versuche I - IV ständig anstieg, bedarf noch genauer Nachprüfung. Eine Untersuchung des Staubgehaltes im Teer erfolgt während einer längeren Versuchsdauer bei gleichzeitiger Feststellung des Staubgehaltes der Eindrehkohle in den nächsten Tagen.

Da während der Versuche auf die für 2 Öfen bemessene Teerkondensations-Anlage nur mit einem Ofen gefahren wurde, war es unmöglich, das Schwelgas mit Schwelwasser zu berieseln.

Es ist anzunehmen, dass der Staubgehalt des Teers verringert wird, wenn das Schwelgas, wie vorgesehen, berieselt wird.

Leistungs-Ziffern und Zusammenstellung:

Bei einem Kohledurchsatz von 120 t pro 24 Std. wurde während eines 18-stündigen Leistungsversuches aus 100 kg vorgetrockneter Rohbraunkohle von 7 % Feuchtigkeit

14,0 kg Teer

59,6 Grude

16,4 kg (entsprechend 11,8 m³) Schwelgas erzeugt.

Der Wärmeaufwand zum Schwelen von 1 kg Braunkohle betrug 814 kcal., wobei die Kohle zu 96,5% ausgeschwelt war. Der thermische Wirkungsgrad der Anlage ergab sich zu 86,9%. Auf 1 m² Kohleberührter Heizflächen werden pro Std. 60,8 kg Kohle verschwelt und 8,5 kg Teer erzeugt.

L. W. d. 31.5.29

gez. Dr. Speyerer, Dr. Mann, Sauer
Prof. Dr. Pätzold

AktennotizEntwurf zu einem Schmelofen nach dem Wirbel-
Schmelverfahren.

Die Entwicklung des Etagenschmelofens aus dem normalen Wirbelschmelofen beruht auf der Erfahrung, dass die in Spülgas zugeführte Wärme in letzterem nur sehr unvollkommen ausgenutzt wird. Lässt man die Kohle bei der Schwelung unter Beibehaltung des Tanzprinzips über mehrere Roste nacheinander dem aufsteigenden Spülgasstrom entgegengehen, dann kann man eine beliebig niedrige Abgangstemperatur am Ofenausgang herstellen. Die Spülgase lassen sich also bis zur überhaupt möglichen Temperatur der beginnenden Kondensation von Teerdämpfen ausnutzen. Der Etagenofen bietet weiter den grossen Vorteil, dass die Gesamt-Kohle-Schütthöhe (die Summe der einzelnen Schütthöhen auf den Etagen) niedriger sein kann, wie die Schütthöhe auf einem Rost. Damit wird an Energie für die Spülgase gespart und trotzdem die Grude besser ausgegast. Ein Hinunterwandern von ungeschweltem Korn vom Kohleeintrag zum Grudeantrag, wie es beim einfachen Rost bei bestimmten Durchsatz nachgewiesen wurde, ist nicht möglich.

Der Etagenofen muss also höheren Durchsatz haben, gleichmässiger Grude liefern und weniger Energie verbrauchen.

Aufbau und Leistung:

Als Ofenform wird der rechteckige Einzelofen gewählt, weil Kammeranordnung sich nicht bewährt hat. Ein grosser Ofen soll etwa 6 m breit, 5 m lang sein (in Richtung der

21128

2.

durchgehenden Kohle) = 30 m^2 Schachtfläche haben.

Als Versuchsofen soll ein Ofen halbe Größe mit $3 \times 5 \text{ m}^2$ Schachtfläche dienen. Dieser Ofen setzt 180 Tato TBK = 7,5 t stündl. = 500 kg pro m^2 und Stunde durch.

Die Beheizung soll für 200 Tato TBK dimensioniert werden.

Beheizung:

Für 1 kg TBK mit 8% H_2O sollen laut Aufstellung 250 kcal zum Schwelen benötigt werden; diese Annahme ist sehr vorsichtig, tatsächlich würden in 5 Stagenversuchsofen etwa 200 - 210 kcal pro 1 kg TBK zwischen unterstem Rost und Kopffilter benötigt.

| | | | |
|------------------|---|-------------|--------|
| | Ofenausgangstemperatur: | 200° | |
| | Unter Rost: | 700° | |
| Gas: | $0,12 \text{ m}^3 \cdot 0,32 \cdot 200^\circ$ | = | 8 kcal |
| Schmelzwasser: | $0,08 \text{ kg} \cdot 671$ | = | 54 " |
| Bildungswasser: | $0,05 \cdot 0,48 \cdot 200^\circ$ | = | 5 " |
| Teerverdampfung: | $0,15 \cdot 450 \text{ (?)}$ | = | 68 " |
| Grude: | $0,52 \text{ kg} \cdot 0,25 \cdot 500^\circ$ | = | 65 " |
| Strahlung: | | = | 50 " |

250 kcal

Als Heizgas dient Winklergas mit:

1 m^3 Winklergas u. $0,87 \text{ m}^3$ Luft = $1,7 \text{ m}^3$ Verbrennungsgas (nass). Der Spülgasbedarf für 1 kg TBK errechnet sich etwa zu:

$$\frac{250 \text{ kcal}}{0,32 \cdot 500^\circ} = 1,6 \text{ m}^3$$

für 200 Tato TBK werden also $13 \cdot 300 \text{ m}^3$ Spülgas stündlich = 900 m^3 pro m^2 Schacht stündlich unter Rost gebraucht.

POOR
COPY 37

21129

Daraus errechnet sich, dass der 15 m^2 - Ofen pro Stunde benötigt:

| | |
|-----------------------------------|--|
| 4 400 m^3 Heizgas | } = 7 500 m^3 Verbrennungsgas |
| 3 500 " Wind | |
| 6 300 " Wälgas ($t = 15^\circ$) | |

Aus diesen Unterlagen ergeben sich die beiden beigefügten Diagramme für Stoff- und Wärmebilanz (fühlbare Wärme) bezogen auf 1 kg TBK mit 8% H_2O . Nimmt man für 1 m^3 Schwelgas, das mit Spülgasen nicht untermischt wäre, einen Heizwert von 3500 kcal an, dann errechnet sich aus dem Stoffdiagramm ein Heizwert von 400 kcal pro 1 m^3 der aus der Schwelanlage abgehenden Abgase. Dabei ist der Ofenbrennerwirkungsgrad mit 70% sehr niedrig angenommen; praktisch wird er vermutlich höher liegen, sodass weniger Verbrennungsgase auf die aus 1 kg TBK stammende Schwelgasmenge treffen wird und damit den Heizwert der Abgase vielleicht auf 550 - 600 kcal kommen kann.

Versuche:

Die bisher am Ofen 4 Me 278a stattgefundenen Versuche haben ergeben, dass mit einem Durchsatz von 480 kg/m^2 Schacht und Stunde bereits bei 3 Etagen sicher gerechnet werden kann. Die Temp. und Drücke waren dabei etwa wie auf beiliegender Schaukurve. Der Heizgasverbrauch war dabei noch niedriger wie in obiger Rechnung. Gebraucht wurden etwa $0,46 \text{ m}^3$ Winklergas pro 1 kg TBK. Der Heizwert des Abgases betrug etwa 450 - 500 kcal. Leider lässt sich noch nichts über die Teerausbeute aussagen. Die Grube war gut ausgegast.

POOR
COPY 37

21130

Vergleich mit anderen Systemen:

| | Heisgasverbrauch (1000 WE-gas) pro 1 kg TBK. | Durchsatz/h pro m ² Schacht bzw. m ² Bodenfläche |
|-----------------------------|--|--|
| Normal-Tanzschmel ofen | etwa 0,7 - 0,8 m ³ | 380 kg |
| Trautofen | " 0,7 - 0,8 m ³ | 150 " |
| 4 Stagenofen errechnet" | 0,52m ³ | 500 " |
| 3 " Versuchs- ergebnisse | " 0,46m ³ | 480 " |
| K.V.G. Schmelofen | " 0,3 - 0,4 m ³ | 200 - 300 " |

POOR
COPY 37

21131

Kraftbedarf Etagenofen:

| | | | |
|----------------|---------------------|---|-----------|
| 4 Etagen a | 400 mm Kohle = 1,60 | = | 820 mm WS |
| 4 Roste a | 100 " WS | = | 400 " WS |
| Drosselscheibe | 200 | = | 200 " |
| Ofendruck | 100 | = | 100 " |
| Resevedruck | | = | 180 " |

1 700

| | | | | |
|----------|-----------------------------|---|-----|----|
| Heisgas: | $4\ 400 \cdot 1\ 700$ | = | 70 | PS |
| | $3\ 600 \cdot 75 \cdot 0,4$ | = | | |
| Wind: | 3 500 | = | 55 | " |
| Wälzgas: | 6 500 | = | 100 | " |
| | für 8,4 t/h T.B.K. | = | 225 | " |
| | | = | 170 | KW |
| | 1 t T.B.K. /h | = | 20 | KW |

dazu Ofeneinrichtungen = 15 KW

Sa. = 35 KW pro 1 t
TBK/h

21132

Leute für 2000 Tote R B K Anlage - Stagenofen

= 1000 " T B K "

= 5 Stagenöfen:

| | | |
|-------------------------------------|---|------|
| Füllbunker | 5 | Mann |
| Ofenwärter | 5 | " |
| Grudeaustrag | 4 | " |
| Brenner | 5 | " |
| Kondensation | | |
| Desintegratoren | 1 | " |
| Kühler und Pumpen | 2 | " |
| Gebläse | 2 | " |
| Verladen etc. | 4 | " |
| E.G.R. -Ofen | 1 | " |
| Hochspannung | 1 | " |
| Reserve | 5 | " |
| Reinigen und Betriebs- kontrolle | 5 | " |

38 Mann pro Schicht

= 38 Lohnstunden pro 42 t T.B.K./h

1 t T.B.K. = 0,9 Lohnstunden

POOR
COPY 37

21133

Die im Januar 1928 in Betrieb genommene provisorische Versuchsschwelanlage Me 278a ist zu dem Zweck erbaut, die an der alten kleinen Anlage ausgeführten Versuche auf größere Verhältnisse zu übertragen und die für die endgültige Versuchsanlage Me 282 vorgesehene Form und Anordnung der Apparate in einer Apparatur zu studieren, welche nach Größe und Leistung etwa die Mitte zwischen der ersten kleinen und der endgültigen Anlage halten sollte. Vor allem sollten Wege zur Beseitigung der Staub-schwierigkeiten gefunden werden.

Die beiden Öfen (Schmel- und Trockenofen) sind recht reckig ausgebildet und haben je $2,9 \text{ m}^2$ freie Schachtfläche. Der Rest ist etwas eingezogen. Auf Einbauten wurde im Trockenofen vorläufig verzichtet. Beim Schmelofen (Ofen 3) wurde durch eine Blechwand an der Gradaustragsseite ein besonderer Nachschmelraum, der als Nachschmelraum gedacht war, abgetrennt. Bei den beiden letzten Versuchen ist im Ofen 3 eine Reihe von Blechschikonen (Ausführung III) eingebaut, die den Weg der Kohle verlängern sollen. Die Kondensation und die davor geschaltete Gasreinigung besteht in ihrer endgültigen Form, in der sie allerdings bisher noch nicht in Betrieb war, aus folgenden Einheiten (Skizze S.):

Elektro-Filter I (Vorreinigung), Elektro-Filter II (Feinreinigung), Standrohr mit Wasser bzw. Teereinspritzung, Desintegrator I (Teereinspritzung) mit anschliessendem Tropfenfänger zur Abscheidung des Dickteers (bzw. der über 300° siedenden Anteile), daran anschliessend ein indirekter Kühler zur Abkühlung auf $30-50^\circ$, Desintegrator II mit Salzwassereinspritzung und Tropfenfänger für den Dünnteer, direkter Schlusskühler und

Umwälzgebläse. Der vor der Fertigstellung des Elektrofilters zur Staubabscheidung benutzte Zyklon wurde außer Betrieb genommen, als sich herausstellte, daß von dem gesamten vom Gasstrom mitgeführten Staub nur $\frac{2}{5}$ im Zyklon abgeschieden wurde. Bei den letzten 2 Versuchen wurde anstelle des noch im Bau begriffenen Filters II eine Naßreinigung in der Weise geschaltet, daß während des Abklopfens der Niederschlags Elektroden, was unter Ausschaltung der Spannung geschehen mußte, der Gasstrom durch Verstellen von Klappen durch den Naßkühler umgeleitet und dort durch sehr kräftige Beirieslung sämtlicher Staub und Taer herausgewaschen werden konnte. Das Standrohr, dessen Einbau zunächst nicht vorgesehen war, mußte aufgestellt werden, als sich herausstellte, daß die Staubabscheidung im Cyklon sehr ungenügend war. Aus folgender Zusammenstellung ist zu ersehen, in welcher Reihenfolge und in welchem logischen Zusammenhange die Apparatur verändert und vermehrt worden ist.

Entwicklung der Apparatur:

1. Versuch: Das Elektrofilter und die Trockenapparatur sind noch im Bau. Es wird mit Siebkohle, welche ein $\frac{1}{2}$ mm-Sieb passiert hat, gefahren. Ofen mit 1400 mm Überlaufblech (Ausführung I) Cyklon, kurz dahinter in der Gasleitung Einspritzung zum Herunterkühlen des Gasstroms, Desintegrator I.

Tropfenfänger, indirekter Kühler, Umwälzgebläse, das mit einem angeschlossenen Tropfenfänger die Rolle des noch nicht gelieferten Desintegrators II übernehmen muß. Die Apparatur verstopft sich rasch.

2. Versuch: Die große Staubentwicklung vom ersten Versuch wird dem Umstand zugeschrieben, daß die Kohle nur mit einem $\frac{1}{2}$ mm-Sieb gesiebt ist und deshalb noch viel Staub enthalte.

Die Siebtrommel wird daher mit einem 1 mm-Sieb bespannt. Die Kondensation bleibt die gleiche. Das Überlaufblech im Ofen auf 2 m erhöht und die Schnecke durch den Ofen durchgeführt. (Ausführung II). Der Versuch ergibt, daß die Verstopfung der Apparatur ebenso rasch erfolgt.

3.Versuch: Zur Regulierung des Gasstroms im Ofen selbst und zur Ausnutzung der toten Ecken werden 6 Paare drehbare schmale Klappen, die im geschlossenen Zustande den Ofen über seine ganze Breite absperren; in 300 mm Abstand von der Ofendecke eingebaut. Doch selbst bei günstigster Stellung dieser Klappen, indem die äusseren geöffnet, die inneren geschlossen bleiben, läßt sich eine Verminderung der mitgeführten Staubmenge nicht feststellen. Zwischen Cyklon und Desintegrator I wird ein Standrohr aufgestellt, in welchem Staub und die höchst siedenden Teeranteile ausgeschieden werden sollen. - Trotz reichlicher Staubabscheidung in diesem Rohr tritt bald Verstopfung im Desintegrator ein.

4.Versuch: Es wird ohne wesentliche apparative Änderung mit minimaler Belastung versucht, solange wie möglich zu fahren. Trotzdem durch Stoßern während des Betriebes der Desintegratoreingang freigehalten wird, reichert sich der Staub im Teer bald so stark an, daß Berieslung und Umpumpen unmöglich werden.

5.Versuch: Da die Staubabscheidung im Standrohr ungenügend war, wurden stärkere Brausen eingebaut. Doch zeigte sich nach 2 Tagen das alte Bild. Der Durchsatz blieb bei diesem Versuch wegen des hohen Wassergehaltes der Kohle noch niedriger als sonst.

6.Versuch: 1. Versuch mit Elektrofilter. Der Cyklon bleibt vor das Filter geschaltet. Vom Filter geht das Gas ins Tauchrohr und von da den alten Weg. Es stellt sich heraus, daß der Staubabzug mittels eines einfachen Pilzes zu gefährlich ist (Gefahr Luft

7.Versuch

8.Versuch

POOR
COPY 37

ins Filter zu saugen und leichte Brennbarkeit des Staubes). Die Stromaufnahme ohne Lampfzugabe ist schlecht. Die Temperatur am Ofenausgang wird über 500° gehalten, da infolge mangelhafter Isolierung erhebliche Temperaturverluste eintreten und die Temperatur im Filter auf 380 - 400° gehalten werden muß. Der Teer ist stark verstaubt. Der Grund dafür wird darin gesehen, daß die Niederschlagselektroden während des Betriebes geklopft worden sind.

7.Versuch: Der Cyklon wird herausgenommen, das Gas tritt vom Ofen direkt ins Filter. Da sich das Abklopfen der Niederschlagselektroden während des Betriebes (d.h. unter Spannung im Gasstrom) als schädlich erwiesen hat, wird eine Naßreinigung als Umgang aufgestellt, als Provisorium für ein zweites Elektrofilter, dessen Bau in Angriff genommen wird. Die beiden Filter sollen hintereinandergeschaltet und nur beim Abklopfen, was abwechselnd geschehen soll, nebeneinander geschaltet werden.

Im Ofen werden Blechschikanen eingebaut, durch welche die Kohle gezwungen wird, mehrmals in die heißeste Zone am Rost hinunter zu wandern (Ausführung III).

Die bei diesem Versuch angewandte beträchtliche, durch den im Filter notwendigen Dampfzusatz noch vermehrte Gasmenge bewirkt, daß der Desintegrator nicht imstande ist, die Hauptmenge des Teeres auszuwaschen; ein großer Teil des Teeres entzieht sich der Kondensation.

Die Stromaufnahme läßt gegen Ende des Versuches nach um damit die Wirkung, der Teer verstaubt.

8.Versuch: Die Teereinspritzung am Desintegrator wird in den Schlagkorb hineingeführt, die Brausen im Tauchrohr werden nochmals vermehrt, um so stark (auf ca. 70°) herunterkühlen zu können, daß sämtlicher Dickteer am Desintegrator anfällt.

Die Stromaufnahme ist während des ganzen Versuches nicht gut trotz reichlichster Dampfzugaße. Der ursprüngliche Zweck dieses Versuches war, mit minimaler Belastung und Temperatur zu fahren, um die Staubbildung von vornherein einzuschränken. Da das Filter bestimmte Mindesttemperaturen verlangt und noch Dampf, welcher ebenfalls abkühlend wirkt, zugegeben werden mußte, war es nicht möglich, mit so geringer Belastung zu fahren. Die Ausgangstemperatur am Filter betrug etwa 260 - 270°. Das Filter wirkt schlecht, die Leitungen setzen sich rasch zu.

Der Zustand des Filters nach dem Öffnen war folgender: Die Wände, besonders im oberen Teil, waren mit einer 1 cm dicken teerreichen Staubkruste (ca. 25 % Teer) die Niederschlags Elektroden teils mit lockerem, teils mit fest backendem Staub bedeckt. An den Sprühdrahten saßen in nach unten zunehmender Stärke (bis 5 mm) sehr fest haftende Krusten, woraus folgt, daß die Klopfvorrichtung nicht genügt. Die die Niederschlags Elektroden verbindende Klopfstange war abgerissen, sodaß das Klopfen wahrscheinlich schon während der beiden letzten Versuche zwecklos gewesen war. Es werden darum bei beiden Filtern die Klopfvorrichtungen sowohl für Sprüh-, wie für Niederschlags Elektroden so vermehrt und verbessert, daß eine genügende Klopfwirkung garantiert scheint. Außerdem werden die Filter nie unter 280-300° gefahren werden dürfen. Zu diesem Zweck sind Anschlüsse für Hochdruckdampf vorgesehen.

Leistung des Ofens .

Die Mehrzahl der ausgeführten Versuche wurde ohne Rücksicht auf Durchsatz ausgeführt, nur, um die Apparatur zu erproben und zu verbessern, doch so, daß stets gut ausgeschwelte Grube erhalten wurde. Als gut charakterisierter Versuch kann ein

Teil des unter Nr.7 beschriebenen Versuches gelten, bei dem es gelang, über 40 Stunden bei 800° unter Rost und - 840 m³/m² Rostbelastung einen Stundendurchsatz von ca. 430 - 440 kg/m² TBK von 8 % H₂O, das sind 1.25 t/h pro Ofen, oder 30 Tato zu schwelen. Damit wäre bewiesen, daß in diesem Ofen entsprechende Leistungen zu erreichen sind wie in dem Ofen der alten Versuchsanlage Me 278.

Auffallend ist die größere Feinheit der erhaltenen Grude, wie aus den beigefügten Kurven hervorgeht. Eine systematische Untersuchung dieser Erscheinung ist geplant.

Auf genaue Bestimmung der Teerausbeute und Verteilung auf die einzelnen Anfallstellen konnte bisher noch kein großer Wert gelegt werden, da die Kondensation unvollkommen war. Es sei bemerkt, daß das Umpumpen des Teeres unter Luftabschluß vor sich geht, Verharzung und Asphaltbildung also vermieden wird. Eine Änderung der Teerqualität ist nicht festgestellt. Die in der Tabelle angegebenen Teerausbeuten sind errechnet auf Grund der angefallenen Mengen unter Berücksichtigung der Extraktions- und Schwelanalysen. Infolge des wechselnden Staub- und Wassergehaltes des Teers und der verhältnismäßig kurzen Versuchszeiten sind die Werte nur Annäherungswerte. Ebenso sind die Durchsatzzahlen, da eine Möglichkeit, die eingedrehte Kohle zu wiegen, fehlt, aus der angefallenen Grude und dem Staub nach den Schwelanalysen berechnet.

Der Teergehalt des Cyklon- bzw. Elektrofilterstaubes hängt ab von der am Ofenausgang herrschenden Temperatur; bei Versuch 7 (365°) betrug er 5-7 %, bei Versuch 6 (525°) 0-1 %.

Die Zusammensetzung des Umlaufgases weicht von der schon bekannten nicht ab. Nur in einem Falle, als unter den

21139

- 7 -

Rost ca. 1,5 t Dampf gegeben wurde, konnte eine Anreicherung an H_2 (von 3 auf 8 %) bemerkt werden.

Die zum Spülen der Isolatoren benötigte Gasmenge (CO_2 + Verbrennungsabgas) beträgt etwa $100 m^3/h$ pro Isolator. Da sich der Staub als nichtleitend herausgestellt hat, können bei einer Neuanlage die Isolatoren ins Filter hineingenommen und die Spülung gespart werden.

Beries

wenn d

der Kor

einger

werden

dynam-Staub

öl abzu

wäsche

reicher

Hydris

Schwert

pumpbar

Elektro

notwend

Schwert

mit Dem

öl läuft

Sie Sau

Die Kre

laufpum

drückt

Teer na

die Pum

POOR
COPY

37

Aktennotiz.

Berieselung der heißen Schwelgase mit Schweröl in der provisorischen
Schwelanlage No 278 a. 21140

Um mit der Schwelanlage auch dann fahren zu können wenn die elektrische Reinigung nicht arbeitet, soll die Teerwäsche 1 der Kondensation die bei 150 - 180 ° den Dickteer abscheiden soll, so eingerichtet werden, daß sie mit Mittelöl aus der Hydrierung gespült werden kann. Es soll dadurch die Möglichkeit geschaffen werden, den *gesamt-* Staub und die schwerer siedenden Anteile des Schweltees mit dem Mittelöl abzuführen und den niedrigsiedenden Teil des Teeres in der Teerwäsche 2 staubfrei zu kondensieren. Das an Staub- und Dickteer angereicherte Schweröl soll dann getrennt von dem Leichtteer nach der Hydrierung gehen.

Nach Angaben von Herrn Dr. Bütefisch ist Staub zu Schweröl im Verhältnis 1 : 1 in dampfgeheizten Leitungen noch gut pumpbar.

Z.Zt. fallen etwa 100 kg Staub stündlich an Elektrofilter an. Es sind also 100 kg Schweröl stündlich = 2,4 - 3 Tato notwendig. Ein Kesselwagen = 15 t, reicht also für etwa 5 Tage.

Das beiliegende Schema zeigt die Ausführung der Schwerölberieselung am Teerwäscher 1. Der ankommende Kesselwagen wird mit Dampfanschlüssen in Gleisstr. 1a 1 Stunde angewärmt. Das Schweröl läuft dann in einer 1/2 Stunde nach dem Tiefbehälter mit 20 cbm Inhalt. Die Saugpumpe pumpt stündlich 100 - 120 kg Schweröl in Hochbehälter 1. Die Kreislaufberieselung von Teerwäsche 1 bleibt wie sie ist. Die Kreislaufpumpe die aus Auffangbehälter 1 das Schweröl im Kreislauf treibt, drückt gleichzeitig etwa 100 - 120 kg Schweröl, Staub und hochsiedenden Teer nach den vorhandenen Sammelbehältern mit 20 cbm Inhalt, von wo aus die Pumpe das Produkt zum verladen bringt.

Neuaufgestellt werden müssen :

21141

- 1) Tiefbehälter für 20 t
- 2) Als Ersatz für den vorhandenen Sammelbehälter von 20t, ein auf dem Apparatelager vorhandenen Dünntrockenbehälter von 10 - 12 t .
- 3) ^{oder} Eine kleine Pumpe für Schweröl .
- 4) Dampfgeheizte Leitungen, 2" Leitungen zwischen den Behältern und am Desintegrator .

Die Waschung soll bei etwa 160 - 200 ° vorgenommen werden, der Zyklon wird für diesen Versuch eingeschaltet. Die Abkühlung des Gases auf die angegebene Temperatur soll mit den vorhandenen Wasserbräusen geschehen .

Bei sofortigen Beginn der Arbeiten kann der Versuch in etwa 2 1/2 Wochen stattfinden .

1. ab

POOR
COPY 37

AktennotizEntwurf zu einem Schmelofen nach dem Wirbel-
Schmelverfahren.

Die Entwicklung des Etagenschmelofens aus dem normalen Wirbelschmelofen beruht auf der Erfahrung, dass die in Spülgas angeführte Wärme in letzterem nur sehr unvollkommen ausgenutzt wird. Lässt man die Kohle bei der Schmelung unter Beibehaltung des Transprinzips über mehrere Roste nacheinander dem aufsteigenden Spülgasstrom entgegengehen, dann kann man eine beliebig niedrige Abgangstemperatur am Ofenausgang herstellen. Die Spülgase lassen sich also bis zur überhaupt möglichen Temperatur der beginnenden Kondensation von Teerdämpfen ausnutzen. Der Etagenofen bietet weiter den grossen Vorteil, dass die Gesamt-Kohle-Schütthöhe (die Summe der einzelnen Schütthöhen auf den Etagen) niedriger sein kann, wie die Schütthöhe auf einem Rost. Damit wird an Energie für die Spülgase gespart und trotzdem die Grude besser ausgegast. Ein Hinunterwandern von ungeschweltem Korn vom Kohleintrag zum Grudeantrag, wie es beim einfachen Rost bei bestimmten Durchsatz nachgewiesen wurde, ist nicht möglich.

Der Etagenofen muss also höheren Durchsatz haben, gleichmässige Grude liefern und weniger Energie verbrauchen.

Aufbau und Leistung:

Als Ofenform wird der rechteckige Einzelofen gewählt, weil Kammeranordnung sich nicht bewährt hat. Ein grosser Ofen soll etwa 6 m breit, 5 m lang sein (in Richtung der

21143

2.

durchgehenden Kohle) = 30 m^2 Schachtfäche haben.

Als Versuchsofen soll ein Ofen halbe Größe mit $3 \times 5 \text{ m}^2$ Schachtfäche dienen. Dieser Ofen setzt 180 Tafe TBK = 7,5 t stündl. = 500 kg pro m^2 und Stunde durch.

Die Beheizung soll für 200 Tafe TBK dimensioniert werden.

Beheizung:

Für 1 kg TBK mit 8% H_2O sollen laut Aufstellung 250 kcal zum Schwelen benötigt werden; diese Annahme ist sehr vorsichtig, tatsächlich werden in 3 Stagenversuchsofen etwa 200 - 210 kcal pro 1 kg TBK zwischen unterstem Rost und Kopffilter benötigt.

| | | | |
|------------------|---|------|--------|
| | Ofenausgangstemperatur: | 200° | |
| | Unter Rost: | 700° | |
| Gas: | $0,12 \text{ m}^3 \cdot 0,32 \cdot 200^\circ$ | = | 8 kcal |
| Schmelzwasser: | $0,08 \text{ kg} \cdot 671$ | = | 54 " |
| Bildungswasser: | $0,05 \text{ " } \cdot 0,48 \cdot 200^\circ$ | = | 5 " |
| Teerverdampfung: | $0,15 \cdot 450 \text{ (T)}$ | = | 68 " |
| Grude: | $0,52 \text{ kg} \cdot 0,25 \cdot 500^\circ$ | = | 65 " |
| Strahlung: | | = | 50 " |

250 kcal

Als Heizgas dient Winklergas mit:

1 m^3 Winklergas u. $0,87 \text{ m}^3$ Luft = $1,7 \text{ m}^3$ Verbrennungsgas (nass). Der Spülgasbedarf für 1 kg TBK errechnet sich etwa

zu:

$$\frac{250 \text{ kcal}}{0,32 \cdot 500^\circ} = 1,6 \text{ m}^3$$

für 200 Tafe TBK werden also $15 \cdot 300 \text{ m}^3$ Spülgas stündlich = 900 m^3 pro m^2 Schacht stündlich unter Rost gebraucht.

POOR
COPY 37

21144

Daraus errechnet sich, dass der 15 m^2 - Ofen pro Stunde benötigt:

| | |
|-----------------------------------|--|
| 4 400 m^3 Heisgas | } = 7 500 m^3 Verbrennungsgas |
| 3 500 " Wind | |
| 6 500 " Wälgas ($t = 15^\circ$) | |

Aus diesen Unterlagen ergeben sich die beiden beigefügten Diagramme für Stoff- und Wärmebilanz (fühlbare Wärme) bezogen auf 1 kg TBK mit 8% H_2O . Nimmt man für 1 m^3 Schwelgas, das mit Spülgasen nicht untermischt wäre, einen Heizwert von 3500 kcal an, dann errechnet sich aus dem Stoffdiagramm ein Heizwert von 400 kcal pro 1 m^3 der aus der Schwelanlage abgehenden Abgase. Dabei ist der Ofenbrennerwirkungsgrad mit 70% sehr niedrig angenommen; praktisch wird er vermutlich höher liegen, sodass weniger Verbrennungsgase auf die aus 1 kg TBK stammende Schwelgasmenge treffen wird und damit den Heizwert der Abgase vielleicht auf 550 - 600 kcal kommen kann.

Versuche:

Die bisher am Ofen 4 Ms 278a stattgefundenen Versuche haben ergeben, dass mit einem Durchsatz von 480 kg/m^2 Schacht und Stunde bereits bei 3 Etagen sicher gerechnet werden kann. Die Temp. und Drücke waren dabei etwa wie auf beiliegender Schaukurve. Der Heisgasverbrauch war dabei noch niedriger wie in obiger Rechnung. Gebraucht wurden etwa $0,46 \text{ m}^3$ Winklergas pro 1 kg TBK. Der Heizwert des Abgases betrug etwa 450 - 500 kcal. Leider lässt sich noch nichts über die Teerausbeute aussagen. Die Grude war gut ausgegast

21145

Vergleich mit anderen Systemen:

| | Heizgasverbrauch (1000 WE-gas) pro 1 kg TBK. | Durchsatz/h ¹ pro m ² Schacht bzw. m ² Bodenfläche |
|-----------------------------|--|---|
| Normal-Tansschwei ofen | etwa 0,7 - 0,8 m ³ | 380 kg |
| Trantofen | " 0,7 - 0,8 m ³ | 150 " |
| 4-Stageofen errechnet" | 0,52m ³ | 500 " |
| 3 " Versuchs- ergebnisse | " 0,46m ³ | 480 " |
| K.V.G. Schmelofen | " 0,3 - 0,4 m ³ | 200 -300 " |

POOR
COPY 37

21146

Kraftbedarf Etagenofen:

| | | | |
|----------------|---------------------|---|-----------|
| 4 Etagen a | 400 mm Kohle = 1,60 | = | 820 mm WS |
| 4 Roste a | 100 " WS | = | 400 " WS |
| Drosselscheibe | 200 | = | 200 " |
| Ofendruck | 100 | = | 100" |
| Reservevdruck | | = | 180 " |

 1 700

| | | | | |
|----------|--|---|-----|----|
| Heisgas: | $\frac{4 \cdot 400 \cdot 1 \cdot 700}{5 \cdot 600 \cdot 75 \cdot 0,4}$ | = | 70 | PS |
| Wind: | 3 500 | = | 55 | " |
| Walsgas: | 6 500 | = | 100 | " |
| | für 8,4 t/h T.B.K. | = | 225 | " |
| | | = | 170 | KW |
| | 1 t T.B.K. /h | = | 20 | KW |

 dazu Ofeneinrichtungen = 15 KW

 Sa. = 35 KW pro 1 t
 TBK/h

 POOR
 COPY 37

21147

Leute für 2000 Tato R B K Anlage Stagenofen

= 1000 " T B K "

= 5 Stagenöfen:

| | | |
|-------------------------------------|---|------|
| Füllbunker | 3 | Mann |
| Ofenwärter | 5 | " |
| Grudeanstrag | 4 | " |
| Brenner | 5 | " |
| Kondensation | | |
| Desintegratoren | 1 | " |
| Kühler und Pumpen | 2 | " |
| Gebälse | 2 | " |
| Verladen etc. | 4 | " |
| E.G.R. -Ofen | 1 | " |
| Hochspannung | 1 | " |
| Reserve | 5 | " |
| Reinigen und Betriebs- kontrolle | 5 | " |

38 Mann pro Schicht

= 38 Lohnstunden pro 42 t T B K /h

1 t T B K = 0,9 Lohnstunden

POOR COPY 37

21149

wird von Dampfmeßscheibe durch Signal und gegebenenfalls durch automatisches Abschalten der Filterspannung bewirkt. Dampf 2 stü 170 - 210 C. Keine Dampfsättigung. Dampfverbrauch 1,25 - 1,25 kg je 1 kg verdampftes Wasser. Trommelleistung 100 tato auf 13 - 15 % H₂O. Teergehalt der T. B. K. 20 % (Fischer), Förderung der T.B.K. 60 - 80° C mittels Gummiband in geschlossenem Blechgehäuse mit unterer Staubschnecke, dann auf offenem Kastenband in den Schweldienst.

Schweldienst: T.B.K. über Magnetscheider, Staubwindsichter mit Beth-Filter (75 Schläuche), staubfreie Kohle mit Pendelbecherwerk in geschlossene Bunker mit Rieseleinbauten zur Verhinderung von Staubaufwirbelung in 7 K.V.G. Öfen, achter Ofen projektiert. Leistung 65 tato T.B.K., Heizung mit 80 % des Schwelgases, Überschuß ins Kesselhaus. Verbrennung sehr sorgfältig ohne O₂ im Rauchgas. Obere Ringe aus Nichrotherm, höchste Gastemperatur oben 1 200° C, Gasaustritt 450° C (?), heiße Grude aus dem Ofen durch wassergekühlte Kratzer in die Alterungsanlage, 2 Trommeln 1 600 Ø, 28 000 mm lang. Grudeaufenthalt 25 Minuten, Luft und Dampf an jedem Ende eingeblasen, in der Mitte abgesaugt. Trommelwand von außen mit Wasserberieselung. Gehalt gealterter Grude 2 - 3 % H₂O, nicht mehr selbst entzündlich.

Teerkondensation: Schwelgase in 2 Sammelleitungen auf jeder Gebäudeseite mit Teertassen für Kratzteergewinnung krümeliger Struktur von Hand; geringe Menge Staubteeranfall, flüssig in der Teervorlage; Gas gesammelt in den Bau zurück; in einem wassergekühlten Röhrenkühler auf 105° C, dann in elektrische Kondensation (Lurgi). Dieser Staubteer dem Gesamtteer beigemischt, trotzdem nur Gesamtstaubteergehalt 0,2 - 0,3 %. Schwelgas in 2 Nachkühlern außerhalb des Gebäudes mit Wasserkühlung von 102 - 103° C auf etwa 36° C gekühlt. Hier Anfall von Mittelöl von

POOR
COPY 37

21150 3.

Schmelwasser, Trennung durch Absetzen. 100 m³ phenolhaltiges
Schmelwasser gleich versickert über schlecht ausgebrannte Braunkohlenasche, die noch von früher vorhanden ist. Jetzige gut ausgebrannte Grudeasche für Phenolbeseitigung nicht geeignet. Dann Schmelgas in Paraffinölwäsche, Schmelgas-Gasometer 3 500 m³.
Teer in 3 Behältern je 500 m³ stets gefüllt, reinigt sich weitgehend selbst durch Absetzen von Staub und Wasser. Mittelöl 13 des Gesamtteeres.

Preis für Mittelöl 11,15 RM je 100 kg, Mischteer 9,40 RM, Leichtöl 13 - 14 RM. Gesamteindruck der Anlage sehr gut. Auch heute keine Betriebsstörung an den K.V.G. Öfen.

Ru

POOR
COPY 37

21151

L.W., den 4. 11. 30. H.

Schmelanlage Bruckdorf - Nietleben.

Die Nietlebener Rolleöfen werden wegen Erschöpfung der Kohlefelder stillgelegt, dafür ab 1927 Bruckdorf. Verarbeitete Kohle von Grube Alwin⁹ stark salzhaltig, bis 14 % Teer in der R.B.K., 5 Geisen-Öfen je 50 tato T.B.K. Durchsatz, erreicht bis 70 tato. Gesamtanlage 4 Millionen RM. Inbetriebnahme März-April 1928. Rohkohलगut stückig, wenig Staub. Kohle aus der Grube über Brecher, Siebe-Nachwalzwerk mit Staub in den R.B.K.-Bunker 1 200 to.

Trocknung mit Büttner Feuertrockentrommeln 600 tato Leistung, 6 - 700° C Eingangstemperatur, 100 - 120° C Ausgangstemperatur, von 51 % auf 13 % H₂O. Unterfeuerung lediglich mit Staub aus dem Trockenzyklon. Staubfeuerung trotz Salzgehalt der Kohle einwandfrei. Staubbeförderung durch Füllerpumpe mit Preßluft. (?). Nasse Brüdenentstaubung hinter dem Trockenzyklon. Kohle mit 5 - 10 % unter 1 mm in einem Pendelbecherwerk über Trockenbunker in die Schwelöfen, Zulauf ohne besonderen Abschluß. Gasdruck im Ofen + - 0 mm. Heizgas wird außen um den Ofen wieder hochgeführt. Im Umföhrungskanal Zusatzbrenner vorgesehen, jedoch beim Besuch nicht im Betrieb. Temperaturregelung des Brenners durch Wälzgas. Beheizung durch eigenes Schwelgas 4 000 - 4 800 WE, 15 - 20 % H₂S. Heizgastemperatur 1 100° C, Teerausbeute 93 % (Fischer), 2 - normal 0,5 % Staub, 0,6 % Asphalt, 17 - 18 % Phenol, 15 % Paraffin im Teer. Stockpunkt 34° C, 11 % Leichtöl, 2,5 % Benzin, nach Aufarbeitung.

Grudettransport und Ablöschung mit Nebelbrausen in ausgemauerten Schnecke. Hinterher Alterung in alten Röhrenkühlern mit Luft und Dampf. Wird teilweise zu Staub verarbeitet, jedoch im Werk nicht verwandt. Grudeanfall 30 % der R.B.K. staub- und teerfrei.

POOR
COPY 37

21152

Nach Alterung 8 - 10 % H_2O , selbstentzündlich; wird vorläufig auf Halde gestürzt, bis Erfahrungen über Alterung und Selbstentzündlichkeit vorliegen.

Schmelgasaustritt $450^{\circ} C$ durch Vorlage in Raschig-Ringturm mit Teerberieselung, bei $170^{\circ} C$. 2. und 3. Stufe Röhrenkühler, gegebenenfalls in letzterem Dünnteer-Berieselung, Dünnteer nach Absetzen von Schwelwasser mit anderem Teer gemischt. Schwelwasser $90 m^3$ täglich, 5 gr. Phenol über Aschenhalde in altem Tagebau. Keine Abwasserschwierigkeiten, jedoch starke Geruchsbelästigung durch H_2S -Benzingewinnung in Paraffinölwäsche. Teer nach Phenolbefreiung (18 %) in Alkoholwäsche, normale Aufbereitung im Paraffin, Leuchtöl, Treiböl, Rückstand und Pechfabrikation.

Schwelanlage Gewerkschaft Friedrich, Hungen.

Kohlenvorkommen der Wetterau (vergl. Bericht Wölfersheim)
R.B.K. 7 - 8, Teer-Produktion 40 tato Teer, 150 tato Grude und tato Briketts. Kohlenflöze 12 m stark, Abbau mittels Schmelzlöffels 100 to Stundenleistung. Löffel läuft an quer über die rube gespannten Seilen, fördert nach der einen Seite Abraum, nach der anderen R.B.K.

Kohle über Zwischenlager in Zahnwalzenbrecher Siebung - (60 % 0 - 10 mm, 40 % 10 - 20 mm) - Holzreste werden ausgeschieden (wie?)
Kohle in einem Feuegastrockner (Koller & Pfeifer) 400 tato für Kohle über 10 mm, Rest in einem Dampftrockner $1820 m^2$ 300 tato (Wolf), Heizung der Feuegastrockner mit eigenem Staub der Trockenzyklone und überschüssigem Schwelgas. Heitztemperatur 6 - ^{auf $140^{\circ} C$.} $700^{\circ} C$ - Entstaubung elektrisch (Lurgi), Antrieb der Feuegastrockentrommeln nur durch Laufrollen, Abdichtung sehr gut, 14 % CO_2 im Rauchgas. T.B.K.-Absiebung unter 1 mm durch Windsichter,

POOR
COPY 37

21153

3.

Luftentstaubung durch Baumwolle Bethfilter 100 m² Fläche, Leistung 15 tato Staub = 6 % der T.B.K.

Dann Kohle in 4 Geisen-Öfen. Ofenhöhe 9 m über Antrieb, diese 4 m über Planie (vergl. Bericht Wölfersheim). Heizgastemperatur an der Umföhrung 560°, hinter dem Ofen 250° C, Wälzgastemperatur 125° C. Schwelgas 95 m³ mit 4 500 cal. je 1 to T.B.K. Grude in Alterungsanlage (vergl. Bericht Wölfersheim) 2 Trommeln 800 Ø, 25 000 mm lang mit Schneckeneinbau. Entstaubung der Alterungsanlage durch Zyklon. Grudefeuchtigkeit 3 - 8 % H₂O. Grude transport pneumatisch (Firma Hartmann Offenbach) Grude nicht über 10 % H₂O, sonst Versetzen der Transportrohre. Grude sehr feinkörnig und staubhaltig.

Teerkondensation wird nicht beschrieben; ähnlich Nietleben (vergl. Bericht), nur fällt in Staubvorlage Kratzteer mit 8 - 9 % Staub an (vergl. Bericht Wölfersheim), sonst Teer angeblich staubfrei. Keine Schwelwasserschwierigkeiten.

R

POOR COPY 37

44
Im
Nabe
nach
Dank
sellsch
na Ba
daß es
Lanzell
Üb
berichts
voraus
der Cl
1922
Firecl
Englan
eine n
einem
an der
dem I
Ertahr
Versch
schaft
Ofen,
Rheinl
waren,
Fu
hells-I
vorges

Erwe
damit
Betrie
In
Besic
Werk

Das Plassmann-Schwelverfahren.

Bericht über die neue Anlage in Barking bei London¹⁾.

Von David Brownlie.

(Eingegangen am 21. November 1929.)

Im Mai 1929 wurde in Barking an der Themse in der Nähe Londons mit dem Bau einer größeren Schwelanlage nach dem Plassmann-(C.T.G.)-Verfahren begonnen. Dank dem Entgegenkommen der Coal Conversion Gesellschaft in London hatte ich die Gelegenheit die noch im Bau begriffene Anlage zu besichtigen und glaube, daß es für deutsche Leserkreise von Interesse sein wird, Einzelheiten über diese Anlage bereits jetzt zu erfahren.

Über die Arbeitsweise des Plassmann-Verfahrens ist bereits mehrfach berichtet worden²⁾, so daß sie als bekannt vorausgesetzt werden kann. Das Verfahren ist im Besitz der Chemisch-Technischen Gesellschaft, Duisburg, die 1922 gegründet wurde. 1926 übernahm die Leeds Fireclay Co. Ltd. in Wortley (Leeds) das Verfahren für England. 1928 wurde für die Auswertung des Verfahrens eine neue Gesellschaft, die Coal Conversion Ltd. mit einem Stammkapital von 10 Mill. (500 000 £) gegründet, an der die Leeds Fireclay wesentlich beteiligt ist. Bei dem Bau der Anlage in Barking konnte man sich die Erfahrungen zunutze machen, die seit 1927 mit der Versuchsanlage (2-3 t Std.) der Leeds Fireclay-Gesellschaft und mit dem auf der Zeche Prosper befindlichen Öfen, wie auch mit der ersten Versuchsanlage auf den Rheinischen Stahlwerken in Duisburg bereits gewonnen waren.

Für die Anlage in Barking sind zunächst drei Einheits-Plassmann-Öfen mit 65-67 t Durchsatz 24 Std. vorgesehen, doch sind alle Einrichtungen für eine spätere

Erweiterung auf sechs Öfen getroffen. Man rechnet damit, die Anlage gegen Ende des Jahres (1929) voll in Betrieb zu nehmen.

Im Mai 1929 wurde in Barking an der Themse, die dort eine Tiefe von ungefähr 8 m besitzt und von Schiffen bis zu 3000 t befahren werden kann. Die Kohle kann deshalb direkt auf dem Wasserwege herangebracht werden. Angrenzend befindet sich ein Elektrizitätswerk, das gegebenenfalls einen Teil des Überschußgases der Anlage übernehmen wird. Die Kohle wird an der Entladebrücke durch einen elektrischen Kran von etwa 100 t Std. Leistung mit einem Greifer von 1 1/2 t Fassungsvermögen auf ein Transportband entladen, das durch einen 25 PS Motor angetrieben wird und eine Geschwindigkeit von 60 m Min. besitzt. Bei dieser Geschwindigkeit werden etwa 100 t Std. transportiert; diese Menge soll späterhin gegebenenfalls bei Verwendung eines zweiten Krans und auf 150 m Min. erhöhter Geschwindigkeit des Transportbandes auf 200-250 t Std. gesteigert werden.

Nachdem die Kohle über eine automatische Waage gegangen ist, gelangt sie in vier Betonbunker; diese sind zylindrisch gebaut, haben eine Höhe von etwa 25 m und besitzen ein Fassungsvermögen von je 1250 t Kohle. Die Errichtung von vier weiteren Bunkern ist bei Vergrößerung der Anlage auf sechs Öfen vorgesehen, so daß dann im ganzen 10 000 t Kohle gelagert werden können. Aus den Bunkern wird die Kohle mittels zwei Illustrationstransportbändern auf das Haupttransport- und Mischband gebracht und von diesem zu einem „Carr“-Desintegrator befördert, in dem die Kohle auf 100 bis 3 mm zerkleinert werden kann. Bei Verwendung verschiedener Kohlsorten sorgt der Desintegrator gleichzeitig noch für weitere Durchmischung. Er wird durch einen 100-PS-Motor angetrieben und hat eine Leistung von 40 t Std., die für sechs Öfen ausreichend ist. Für die Verschwelung soll gewaschene Feinkohle mit einem Aschegehalt von weniger als 5-6% verwendet werden. Gegebenenfalls wird der Kohle 25% Anthrazitklein aus Südwales zugesetzt, dessen Aschegehalt durch ein neues Flotationsverfahren auf unter 2% gebracht werden soll. Dieses Flotationsverfahren stammt von Dr. R. Lessling und wird bereits an der Ymscedwyn-Zeche in Südwales angewandt. Hier werden, wie berichtet wird, stündlich etwa 20 t Anthrazit-„duff“ (Staubkohle unter 4,5 mm) bis zu einem Aschegehalt von 1,5% (Ausgangskohle 16%) aufbereitet. Das Verfahren beruht auf einer Verbindung von trockener und nasser Aufbereitung, zu der eine Calciumchloridlösung verwendet wird. Der harte, dichte und rauchlos brennende Halbkok, Colconite genannt, soll auf diese Weise den Vorteil besitzen, nicht mehr als 7,5% Asche aufzuweisen; er eignet sich daher gut für die Verbrennung in den offenen Kaminen, und man verspricht sich unter Berücksichtigung der vorteilhaften Transportverhältnisse einen günstigen Absatz in London.

Vom Desintegrator wird die Kohle durch ein Becherwerk auf die Bahne des Ofenhauses gehoben, auf der sich 12 Stahlblechbunker befinden, die zusammen 240 t fassen. Sie sind zu je zwei an den Öfen angeordnet und werden in ihrer Füllung und Entleerung durch ent-

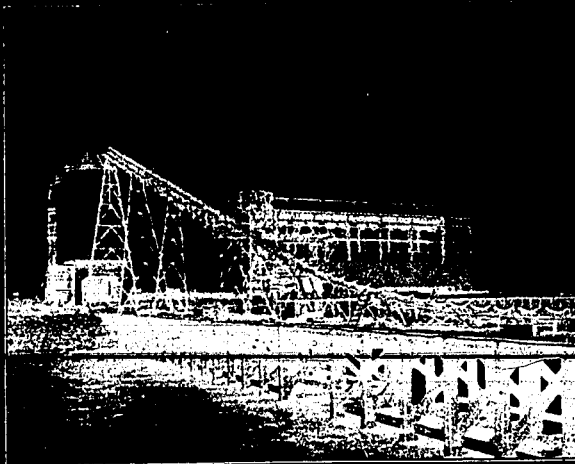


Abb. 1. Entladebrücke, Bunker und Ofenhaus.

Erweiterung auf sechs Öfen getroffen. Man rechnet damit, die Anlage gegen Ende des Jahres (1929) voll in Betrieb zu nehmen.

In Abb. 1 ist eine Gesamtansicht der zur Zeit der Besichtigung noch unvollendeten Anlage gegeben. Das Werk liegt für Bahn- und Schifftransport gleich günstig.

¹⁾ Übersetzung aus dem Englischen.
²⁾ Vgl. N. S. POKER, Brennstoff-Chem. 8, 183 (1927).

POOR
COPY 37

sprechende Funktionen kontrolliert. Zunächst werden sechs von diesen Bunkern für die Verstromung der drei Schmelzöfen in Betrieb genommen. Abb. 2 zeigt das in Bau befindliche Ofenhaus.

Die Schmelzöfen werden zusammen dem auf der Zeche Prosper befindlichen Ofen in Gelsenkirchen übertragen

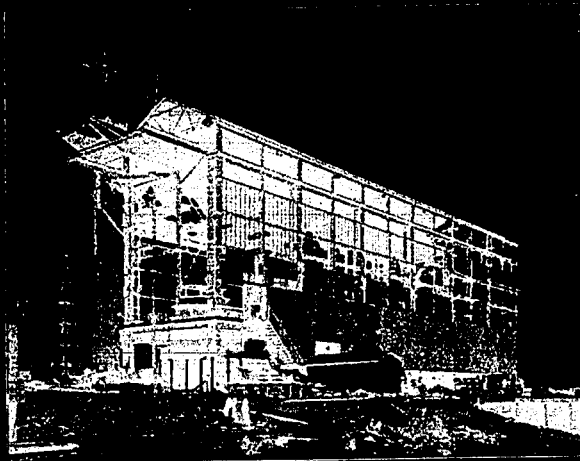


Abb. 2. Ofenhaus

einige Abänderungen. Sie besitzen ein Fassungsvermögen von 15 cbm (Prosper 12 cbm) und setzen in 24 Std. etwa 65–67 t (Prosper 50 t) durch. Abb. 2 gibt einen der von der D. C. m. a. Z. Duisburg gebauten Ofen wieder. Abb. 3 zeigt den Ofen nach Enttarnung des Mantels und läßt die abwechselnde Anordnung der 20 Ringkammern und 21 Hohlzellen (Heizung) erkennen. Im Gegensatz zu dem auf der Zeche Prosper betriebenen Ofen dreht sich bei den Ofen in Barking nicht der Mantel, sondern der Ofenkörper, während das Mantelgehäuse mitsamt Förderschnecken, Gasabführung und Koksanstragevorrichtung feststeht. Der Zellenkörper hat in Barking etwa ein Gewicht von 80 t, während der gesamte Ofen 170 t wiegt. Er ist aus elektrisch verschweißten Blechen von 19 mm Stärke angefertigt. Der rotierende Ofenkörper wird von einer Reihe ausbalancierter Tragrollen getragen, die auf der kreisförmigen Bodenplatte laufen. Der Antrieb erfolgt durch einen 13,5-PS-Motor mittels eines horizontal unterhalb der Retorte liegenden großen Getriebes. Ebenso wie auf Prosper macht der Ofen in Barking in 4½–6 Std. eine Umdrehung; die Schmelzzeit für jedes einzelne Kohleteilchen beträgt danach die gleiche Zeit.

Die Kohle wird aus den beiden oberhalb des Ofens befindlichen Bunkern durch zwei zu beiden Seiten des Ofens angeordnete senkrechte Füllrohre aufgegeben und durch je zehn horizontale Förderschnecken, die 50 Umdrehungen Min. besitzen, verteilt. Alle Förderschnecken werden durch eine gemeinsame Welle angetrieben und können bei einer Betriebsstörung gleichzeitig stillgelegt werden. Es hat sich als vorteilhaft erwiesen, die zehn Förderschnecken an den beiden Seiten des Ofens nicht untereinander anzuordnen, sondern alternierend anzubringen, so daß die 1., 3., 5. usw. Ringkammer auf der einen, die 2., 4., 6. usw. auf der anderen Seite beschickt

wird. Nach Beendigung einer Umdrehung schneidet der ungeschwefelte Koks an den Bunkern in die anderen rotierenden Mantel-Erdteile. Austragkohle fällt zwischen Mantel und Ofenkörper in der im Plan des Ofens befindlichen rotierenden Austragsvorrichtung. Diese ist in mehrere Kammer unterteilt, von denen während der Umdrehung jedesmal je zwei je gegenüberliegende Kammern mit der zu verschmelzenden Kohle in Verbindung stehen. Auf diese Weise wird die Kohle etwa alle fünf Minuten in kleinen Mengen ausgeschüttet. Der abgegebene Koks dessen Temperatur 1000 nicht überschreitet wird mit einem Transportband zu den Koksunkern befördert und soll möglichst als Hausbrennstoff in London verkauft werden.

Teer und Gas werden am Kopf des Ofen abgesaugt und der Teer in der üblichen Weise kondensiert.

Die Beheizung des Ofens auf die für die Verschmelzung vorgesehene Temperatur von 500 bis 600° erfolgt ähnlich wie auf Zeche Prosper von unten her durch Heizgase mittels eines Gebläses. Dieses ist aus hitzebeständigem Spezialstahl angefertigt und wird durch einen 30-PS-Motor direkt angetrieben. Als Heizgas wird ein Teil des Schmelzgas verwendet, das in einer unter dem Gebläse liegenden Verbrennungskammer verbrannt. Bei einer Gasausbeute von 70–90 cbm t verschmolzener Kohle werden etwa

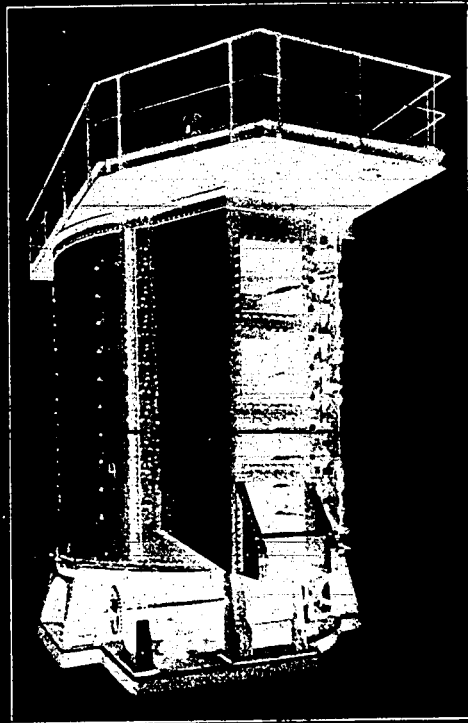


Abb. 3. Plassmann-Schmelzofen.

POOR
COPY 37

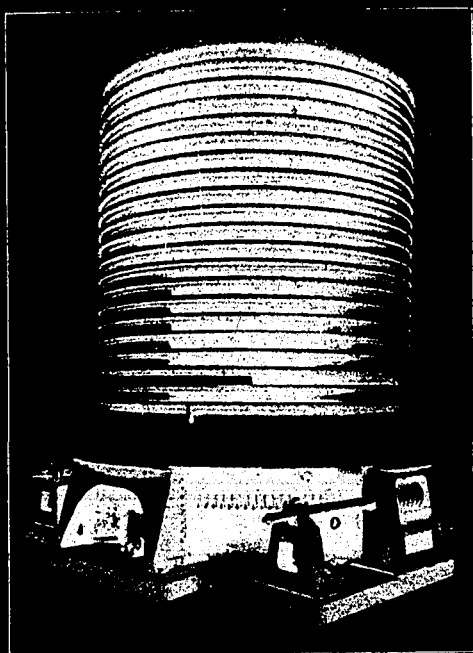


Abb. 4. Plassmann-Schmelzofen. (Der Mantel ist entfernt.)

30 cm (10") des Gases zur Bohrung verbleibt. Das Heißgas tritt an dem Gabelende unten her zentral in das Innere des Ofens ein und verteilt sich dort durch besondere Vorrichtungen in die einzelnen Hohlzellen, um von dort wieder durch das Gabelende zu zirkulieren, der Oberseite des Heißgases entweicht durch ein automatisches Ventil ins Freie. Weiterhin schloß zu der Anlage ein gasbeheizter Mehrstromdampferzeuger mit einer Leistung von etwa 600 kg Dampf Std. und ein wasser gasbeheizter mit einem Fassungsvermögen von 280 cbm.

Die Ausbeute an Nebenprodukten wird sich bei der Verwendung von Kohle mit 25-35% flüchtigen Bestandteilen in normalen Grenzen bewegen, bei Zusatz von 25% Anthrazit natürlich entsprechend verringern. Das Hauptgewicht wird bei dieser Anlage auf die Erzeugung eines harten, rauchlosen Brennstoffes gelegt. Diesen Anforderungen entsprach der Koks, der in dem Versuchsofen der Leeds Fireclay Gesellschaft erzeugt wurde. Wie ich mich überzeugen konnte, bestand er aus großen Stücken und schien für seinen Verwendungszweck sehr geeignet zu sein. Daneben gilt als ein besonderer Vorzug des Plassmann-Verfahrens, daß ein vollkommen staubfreier Teer erhalten wird. Dies ist darauf zurückzuführen, daß die einzelnen Kohleteilchen infolge des mechanischen Druckes der Füllschrauben und ihrer eigenen Volumenausdehnung während des plastischen Zustandes während der Verschmelzung vollkommen in Ruhe gelagert bleiben.

Zur Heizwertbestimmung von festen Stoffen. Eine praktische Hilfs- und Eichsubstanz.

Von W. A. Roth, Braunschweig.

(Aus dem Physikal.-chem. Institut der Technischen Hochschule Braunschweig)
(Eingegangen am 10. Dez. 1929)

Bestimmt man den Heizwert eines Heiz- oder Treibmittels, so muß man den Wasserwert der benutzten Apparatur (Calorimeter, Bombe, Thermometer und Rührer) genau kennen. Während man früher viele verschiedene Eichstoffe mit z. T. nur unsicher bekannten Verbrennungswärmen benutzte, sind seit den grundlegenden Messungen von E. Fischer und F. Wrede nur noch Benzoesäure und Rohrzucker in Gebrauch, zu denen sich bald das Naphthalin gesellte. Rohrzucker ist hart, hygroskopisch und zundet nicht immer gut, Naphthalin ist ein wenig flüchtig, so daß man in erster Linie Benzoesäure verwandte. Kurz vor dem Kriege wurden von verschiedenen Seiten Zweifel an der Richtigkeit der deutschen Eichwerte laut, eine geplante internationale Prüfung und Vereinbarung wurde durch den Kriegsausbruch verhindert. Nach dem Kriege wurden unter gewolltem Ausschluss Deutschlands von der union „internationale“ Benzoesäure als alleinige Eichsubstanz vorgeschlagen und als deren Verbrennungswärme die von P. Dickinson im Bureau of Standards in Washington bestimmte Zahl von 6321 cal je 1 g, in Luft gewogen. Bald darauf wurde von P. E. Verkade, Rotterdam, Salicylsäure als sekundäre Eichsubstanz eingeführt.

Messungen des F. J. J. van der Steenweert in der Physikal. Reichsanstalt und der Verfasser mit O. Doppke und H. H. J. B. van der Sande in Braunschweig ausführten¹⁾ bestätigten den Wert von

Dickinson vollkommen. Das Mittel der drei Bestimmungen ist 6323 cal g, in Luft gewogen. Da Deutschland der union internationale nunmehr beigetreten ist²⁾, werden wir bei der definitiven Festsetzung des Eichfaktors mitsprechen dürfen. Die Verbrennungswärme von Salicylsäure ist nicht ganz so genau bekannt wie die der Benzoesäure; 5241 cal g, in Luft gewogen, wird der Wahrheit sehr nahe kommen.

In unserem Laboratorium, wo dauernd Verbrennungswärmen bestimmt werden, haben wir gefunden, daß bei schlecht zündenden oder schlecht zu Pastillen zu pressenden, weil zu harten Stoffen die Zugabe von einigen Tropfen Paraffinol alle Schwierigkeiten überwinden läßt. Diamant, Graphit, manche Hüttenkoke und Anodenkohlen waren nur unter Zugabe von etwas Paraffinum liquidum zu verbrennen, noch bessere Dienste leistete die Hilfssubstanz bei der Verfolgung anorganischer Oxydationen und Reduktionen in der calorimeterischen Bombe. Wir konnten mit ihrer Hilfe eine große Reihe von falschen Wärmetonungen sicherstellen³⁾. Verbrennt man einen Stoff, der Chlor oder eine größere Menge Schwefel enthält, so kann man die bekannten Schwierigkeiten dadurch verringern, daß man dem Brennstoff etwas Paraffinol zuetzt; dann entsteht weniger Calor bzw. schlägt sich eine verdünnte Schwefelsäure an der Bombenwand nieder, als

¹⁾ Z. anorg. Chem. 14, 1124 (1920).
²⁾ Z. anorg. Chem. 27, 38 (1928).
³⁾ Z. anorg. Chem. 42, 981 (1926).

POOR COPY 37

L. W. 26. S. 30²¹¹⁵⁷

Tieftemperaturverkokung kombiniert mit Dampfkessel.

(Petroleum XXVI Bd. Nr 12 S. 361.)

ausgeführt im Dunston on Tyne mit Babcock - Wanderrostkessel.

Zweck: Bessere Ausnützung der Kohle mit größerem Gewinn, da -
durch Herabsetzung der Gesteungskosten für Elektrizität.

Forderung: Erzeugung eines Tieftemperaturkokes, der zur Beheizung
von Dampfkesseln geeignet ist. Weitgehend Wärmeökono-
mie durch restlose Verwendung der Nebenprodukte.
Zur störungsfreien Verbrennung von Halbkoks auf dem Ketten-
rost beziehungsweise in der Staubfeuerung muß derselbe
einen Rückhalt an flüchtigen Bestandteilen von 12 - 14%
haben.

Analysen: Northumberland Kohle.

72,75 % C. 4,98 % H₂ . 1,26 % S. 1,28 % N. 6,96 % O₂ .
12,77 % Asche.

Nässegehalt. 6 - 10 % H₂O.

bei 6 % H₂O liefert die Kohle 31 % flüchtige Stoffe.

Ho = 6424 cal/kg. }
Hu = 6203 cal/kg. } 6 % H₂O.

Ho = 6838 cal/kg. }
Hu = 6603 cal/kg. } wasserfreie Kohle.

Halbkoks.

74,92 % C. 3,07 % H₂ . 1,61 % S. 1,59 % N. 2,41 % O₂ .
16,40 % Asche. 14 % flüchtige Stoffe.

Ho = 6750 cal/kg. }
Hu = 6608 cal/kg. } 0,74 % H₂O.

Ho = 6803 cal/kg. }
Hu = 6658 cal/kg. } wasserfreier Koks.

POOR
COPY 37

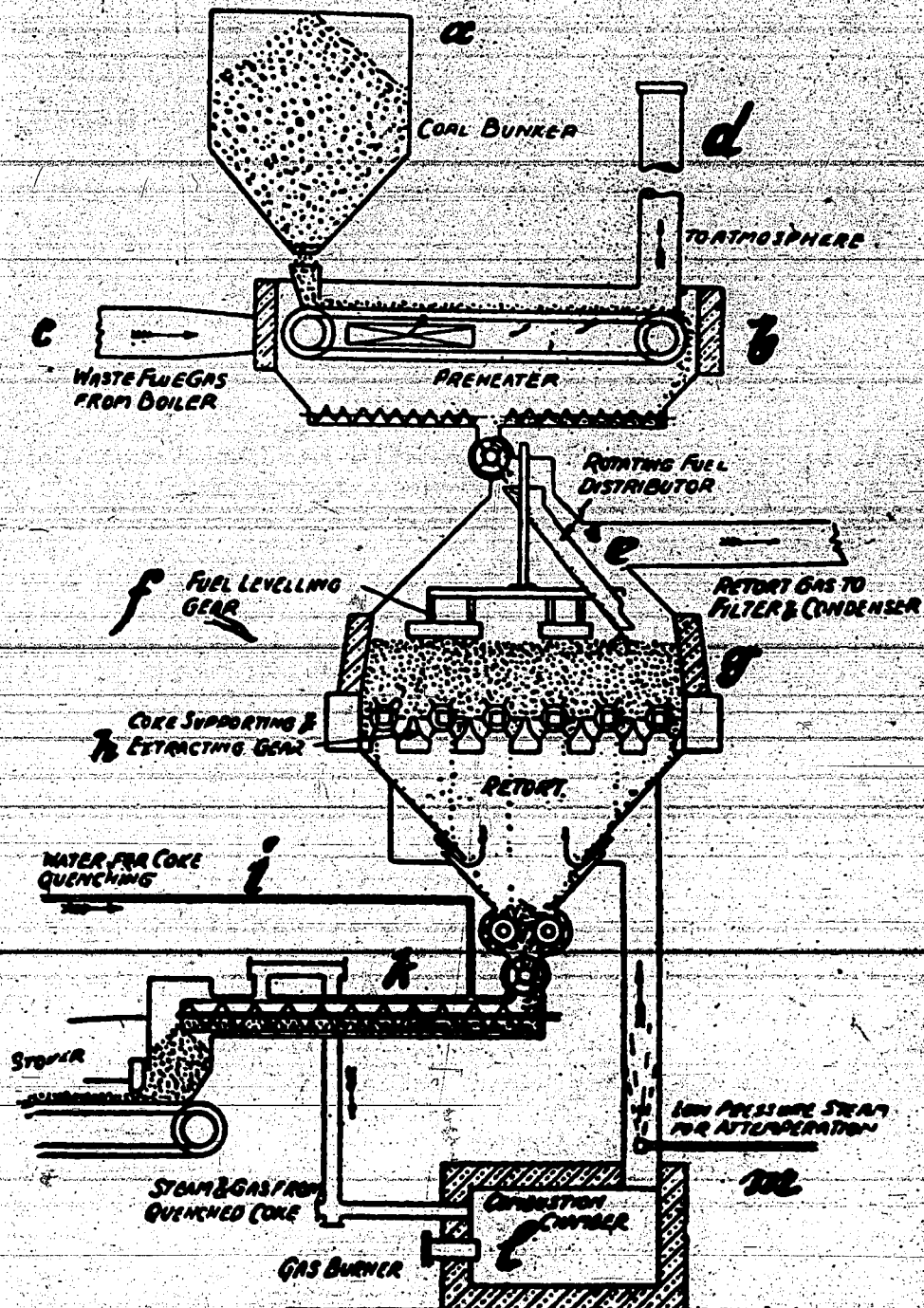


Abb. 1. Diagramm der „Babcock-Low-Temperature-Retorte“.

Aus dem Kohlenbehälter a (Coal Bunker) fällt die zu verkokende Kohle kontinuierlich in den Trockenapparat b (pre - heater), welcher aus einem durch die Abgase der Dampfkessel geheizten Transportband besteht. Diese Abgase treten in den Apparat bei c ein und verlassen ihn mit dem aus der Kohle entwickelten Wasserdampf bei d. Auf dem Boden des Trockners befindet sich eine Transportechncke, die die vorgetrocknete Kohle durch eine in der Mitte des Apparates angebrachte Kreuzwale anträgt. Aus dieser gelangt die Kohle in den rotierenden Verteiler e (rotating fuel distributor), welcher das Beschieben der Retorte g besorgt. Das Ebenen der Kohlenoberfläche in der Retorte geschieht maschinell durch die Vorrichtung f (fuel levelling gear). Der zum Tragen der Kohle im Ofen bestimmte Rost h (coke supporting and extracting gear) besteht aus einem System von Austragwalsen mit kreuzförmigem Querschnitt, welche das Auflockern des unteren Teiles der Kohlenäule und das Austragen des gebrochenen Koks in den unteren trichterförmigen Retortenteil bewerkstelligen. In diesem Raume wird der vom erwähnten Roste herabfallende Halbkoks durch den bei m zugeführten Niederdruckdampf teilweise abgekühlt und den drei Austragwalsen zugeleitet. Letztere befördern schließlich den Halbkoks mit Hilfe der Transportechncken k zu dem Kettenroste der Kesselfeuerung. Zur Beheizung der Retorte dienen die Gase der Verbrennungskammer l, welche darin durch Verbrennung eines Teiles des der Transportechncke entnommenen Halbkoks und der nicht kondensierbaren Destillate erzeugt werden.

Ein dreijähriger Betrieb einer nach dem Babcock - Pro - zess errichteten Anlage hat erwiesen, daß die Kombination der Ur - verkokung mit der Stromgewinnung zwei wichtige Vorteile bietet. Erstens beansprucht die Anlage verhältnismäßig wenig Raum und zweitens läßt sich dabei die Dampfkesselanlage sehr bequem der modernen Kraftzentrale anpassen. Durch diesen Betrieb wurde der Beweis erbracht, daß sich auf diesem Wege eine Verbilligung der elektrischen Pferdekraftstunde bei gleichzeitiger Herbeiführung einer rauchfreien Verbrennung des Halbkoks auf den Kosten der Kesselanlagen der Großbetriebe erzielen läßt.

Die Ergebnisse des Babcock - Prozesses.

Die procentuale Ausbeute an Holzkohle und die Menge der un-
kondensierbaren Gase wird in der Quelle nicht angegeben, wahr-
scheinlich deshalb, weil diese Produkte in dem Prozeß selbst,
und zwar entweder auf den Rosten der Kesselfeuerungen oder bei
der Urverkokung ihre Verwertung finden. Aus einer Tonne Kohle
werden bei diesem Prozeß ferner erzeugt: 1 Gallone Motorsprit,
1 Gallone Weißsprit, 6 Gallonen dampfdestilliertes Kreosot,
2,4 Gallonen schweres Kreosot, 5 Gallonen Pech, 0,4 Gallonen
Teersäuren mit niedrigem Siedepunkt (air-blown low-boiling
tar acids). Bei den erzielbaren Preisen dieser Produkte, näm-
lich 1 s 2 d pro Gallone Motorsprit, 1 s pro Gallone Weißsprit,
1 s 8 d pro Gallone niedersiedende Teersäuren, 8 d pro Gallone
destilliertes Kreosot, 4,5 d pro Gallone schweres Kreosot, 2,84 d
pro Gallone Teer, läßt sich der Wert der aus einer Tonne ver-
arbeiteter Kohle resultierenden Nebenzerzeugnisse mit 9 s 11 d
ermitteln, welchem der Kohlenpreis von 11 s pro Tonne gegenüber-
steht.

Me 344

Stand: 12. August 1930.

Stündlicher Phenolwasserfall vom 1.9.1930 bis 30.6.1931.

| Monat | S c h w e l w a s s e r | | | | | Hydrierungs- | Gesamt - |
|------------|--|------------------------------------|------------------------|------------------------------|--------|--------------------------------------|----------|
| | Schneider- Schmelanlage (Ofen 3) | Trant- Schmelanlage (1 Ofen) | Schmel- generator 2 | Schmeltrammel- Dampftrieb | Summe | Abwasser No 906 " 909 " 950 | |
| Sept. 1930 | 2 t | 1 t | - | - | 3 t | 10 t | 13,0 t |
| Okt. " | 2 t | 1 t | 4,5 t | - | 7,5 t | 10 t | 17,5 t |
| Nov. " | 2 t | 1 t | 4,5 t | - | 7,5 t | 10 t | 17,5 t |
| Dez. " | 2 t | 1 t | 4,5 t | - | 7,5 t | 10 t | 17,5 t |
| Jan. 1931 | 2 t | 1 t | 4,5 t | - | 7,5 t | 10 t | 17,5 t |
| Febr. " | 2 t | 1 t | 4,5 t | 2,5 t | 10,0 t | 10 t | 20,0 t |
| Märs " | 2 t | 1 t | 4,5 t | 2,5 t | 10,0 t | 10 t | 20,0 t |
| April " | 2 t | 1 t | 4,5 t | 2,5 t | 10,0 t | 10 t | 20,0 t |
| Mai " | 2 t | 1 t | 4,5 t | 2,5 t | 10,0 t | 10 t | 20,0 t |
| Juni " | 2 t | 1 t | 4,5 t | 2,5 t | 10,0 t | 10 t | 20,0 t |

21161

POOR COPY 37

21162

Projekt

einer Entphenolierungs - Anlage.

POOR
COPY 37

1. W. 16. 7. 30.

21163

A. Mengen.

Schwelwassermenge.

Der Vergasung 1600 Tato.

Der Hydrierung 200 Tato.

1800 Tato.

$$\frac{1800}{24} = 75 \text{ t\ddot{o}./std.} = 75 \text{ 000 kg/stdl.}$$

Trikresylphosphat :

75 to Schwelwasser stdl. 4 - 5 % Tri.

$$\frac{75 \text{ 000} \times 4}{100} = 3000 - 4000 \text{ kg. / stdl.}$$

Phenol: 0,4 % auf Schwelwasser.

$$\frac{75 \text{ 000} \times 0,4}{100} = 300 \text{ kg. / stdl.}$$

Abtreidedampf. (200°) 5 kg. / kg. Phenol

$$300 \times 5 = 1 \text{ 500 kg. / stdl.}$$

Heizdampf.

350 kg. / stdl.

Zusätzliches Kühlwasser.

Abzukühlen ca. 1 000 000 W.E.

durch Schwelwasser 700 000 W.E.

300 000 W.E.

welche durch Kühlwasser abzukühlen sind.

$$\frac{300 \text{ 000}}{10} = 30 \text{ 000 kg./stdl.} = 30 \text{ cbm./ stdl.}$$

POOR
COPY 37

II.

B. Abmessungen der Apparate.

21164

Waschturm.

Belastung pro Waschturm 10 to./ stdl.

$$\frac{75}{10} = 7,5 = 8 \text{ Türme } 1100 \text{ } \varnothing \text{ } 15 \text{ m.}$$

Kolonnen.

Projektiert für 2 Türme 1 Kolonne.

Belastung der Kolonne.:

20 to. Schwelwasser.

$$\begin{aligned} \frac{20\ 000 \times 4}{100} &= 800 \text{ kg. Tri.} \\ &80 \text{ kg. Phenol.} \\ &40 \text{ kg. Wasser.} \\ &400 \text{ kg. Abtreidedampf.} \end{aligned}$$

Volumina.

Dampf bei 0,08 ata 140°

$$v = \frac{0,00471 \times 413}{0,08} = 24 \text{ cbm / kg.}$$

$$400 \times 24 = 9\ 600 \text{ cbm / stdl.}$$

$$\text{Phenol: } C_6H_5OH = 72 + 5 + 12 + 1 = 90 \sim 100$$

$$R = \frac{848}{100} = 8,5$$

$$v = \frac{8,5 \times 413}{0,08 \times 10000} = 4,4 \text{ cbm./kg.}$$

$$80 \times 4,4 = 352 = \frac{352 \text{ cbm/ stdl.}}{9\ 952 \text{ cbm/ stdl.}}$$

$$\sim 10\ 000 \text{ cbm/ stdl.}$$

Gewählt 800 \varnothing 9 m hoch.

$$\frac{10\ 000}{3600} = 2,7 \text{ cbm/sec.}$$

$$800 \varnothing = 0,5 \text{ m}^2$$

$$v = \frac{2,7}{0,5} = 5,4 \text{ m / sec.}$$

(entsprechend der Versuchskolonne 400 \varnothing)

POOR
COPY 37

III.

21165

Kühler.

Abzukühlen ca. = $\sim 1\,000\,000$ W.E.

bei 0,08 ata } Wärmeinhalt des Dampfes 660
und 100° } " " Phenole 100

$$\Delta t_m = \frac{95 + 15}{2} = \frac{30 + 20}{2} \sim 25^\circ$$

K = 200 angenommen

$$H = \frac{1\,000\,000}{200 \times 25} = 200 \text{ m}^2$$

also 4 Kühler mit je 50 m².

POOR
COPY 37

IV.

21166

C. Energien.

Schmelwasserpumpen.

ca. 80 cbm./ stdl. 30 m.

$$N = \frac{1000 \times 80 \times 1 \times 30}{3600 \times 0,6 \times 75} = 15 \text{ PS.} = 11 \text{ KW.}$$

3 Stück a 15 KW.

Tripumpen.

ca. 5 cbm. / stdl. 30 m.

$$N = \frac{5 \times 1000 \times 1 \times 30}{3600 \times 0,6 \times 75} = 1 \text{ PS.} =$$

3 Stück a 2 KW.

Verladepumpe für Phenol.

20 cbm./ stdl. 10 m.

$$N = \frac{20 \times 1000 \times 10}{3600 \times 0,675} = 1,3 \text{ PS.}$$

1 Stück a 2 KW.

Kühlwasserpumpe.

30 cbm / stdl. 30 m.

$$N = \frac{30 \times 1000 \times 30}{3600 \times 0,6 \times 75} = 5,5 \text{ PS.}$$

2 Stück a 5 KW.

D. Rohrleitungen.

| | | | | |
|--------------|-----|---|----|---|
| Schmelwasser | 200 | ∅ | 60 | ∅ |
| Tri. | 150 | ∅ | 50 | ∅ |
| Kühlwasser | 150 | ∅ | 80 | ∅ |
| Phenol | 50 | ∅ | | |

POOR
COPY 37

V.

21167

E. Siedepunkte.

Trikresylphosphat 260° bei 15 mm.

Phenole : 8 P. 190 - 230° bei 750 mm.

Karbolsäure 183°

Orthocresol 191°

Paracresol 201°

Metacresol 200°

Xylenol 210 - 225°

Ein:

Abtreiber

1500 kg

1500 .

Flüssigke

4000 kg

400 "

200 "

4000 .

400 .

200 .

Heizdamp

350 kg

350 .

Aus:

350 kg

4000 "

4000 .

Strahlung

100 c

Kolonnen

POOR COPY 37

F. Wärmebilanz.

21168

Kolonns.

Ein:

Abtreibedampf:

1500 kg. $140^{\circ} \cdot 0,08 \text{ata} = 660 \text{ W.E.}$

1500 · 660 = 990 000 W.E.

Flüssigkeiten:

4000 kg Tri }
400 " Phenol } 45°
200 " Wasser }

4000 · 0,5 · 45 = 90 000

400 · 0,5 · 45 = 9 000

200 · 1 · 45 = 9 000 108 000 W.E.

Heizdampf:

350 kg $16 \text{ata } 667 \text{ W.E.}$

350 · 667 = 234 000 W.E. 1 332 000 W.E.

Aus:

350 kg Condensat $200^{\circ} = 70 000$

4000 " Tri $140^{\circ} =$

4000 · 0,5 · 140 = 280 000

Strahlungsverlust:

100 cal/m² 100 m² = 10 000 360 000

Kolonnenaustritt

972 000 W.E.

1 332 000 W.E.

Ein:

Phen
Schw
Kühl

Aus:

Schw
Kühl
Kond

Ein:

Schw
Tri

Mischung

Aus:

Tri
Schw

POOR COPY 37

II.

21169

K ü h l e r .

Ein:

| | | |
|-------------------------|------------------|------------------|
| Phenolwasserdampf | 972 000 | |
| Schmelzwasser 75 to 20° | 1 500 000 | |
| Kühlwasser 30 to 15° | 450 000 | |
| | <u>2 922 000</u> | <u>2 922 000</u> |

Aus:

| | | |
|-------------------------|------------------|------------------|
| Schmelzwasser 75 to 30° | 2 250 000 | |
| Kühlwasser 30 to ca 24° | 643 000 | |
| Kondensat: | | |
| 400 . 0,5 . 15 = | 3000 | |
| 200 . 1 . 15 = | 3000 | |
| 1500 . 1 . 15 = | 22500 | |
| | <u>28 500</u> | |
| | <u>2 922 000</u> | <u>2 922 000</u> |

W a s c h t u r m .

Ein:

| | | |
|---------------------------|-----------|------------------|
| Schmelzwasser 75 to 30° = | 2 250 000 | |
| Trikesyl 4000 kg 40° | | |
| 4000 . 0,5 . 40 = | 80 000 | |
| | | <u>2 330 000</u> |

Mischung: $75\ 000 \cdot 30 + 4000 \cdot 0,5 \cdot 40 = 30^\circ$
 $75\ 000 \cdot 4000 \cdot 0,5$

Aus:

| | | |
|-----------------------|-----------|------------------|
| Tri 4000 . 0,5 . 30 = | 60 000 | |
| Schmelzwasser 75 to = | 2 270 000 | |
| | | <u>2 330 000</u> |

Ein:

Regener
Tri + PH

Aus:

Tri + PH

Abgehen

Vorwärme

Ein:

Tri 11
Tri 20

Aus:

Vorgewärme

40
Abgehen

III.

Regenerator.

21170

Ein:

| | | |
|-------------------|----------------|----------------|
| Regeneriertes Tri | 280 000 | |
| Tri + Phenol | 60 000 | |
| | <u>340 000</u> | <u>340 000</u> |

Aus:

| | | |
|------------------------------------|----------------|----------------|
| Tri + Phenol | | |
| 4000 · 0,5 · 45 = | 90 000 | |
| 400 · 0,5 · 45 = | 9 000 | |
| 200 · 1 · 45 = | 9 000 | |
| | <u>108 000</u> | 108 000 |
| Abgehendes Tri = 4000 · 0,5 116° = | | 232 000 |
| | | <u>340 000</u> |

Vorwärmer:

Ein:

| | | | |
|----------|---|---------|----------------|
| Tri 116° | = | 232 000 | |
| Tri 20° | = | 40 000 | |
| | | | <u>272 000</u> |

Aus:

| | | |
|-----------------------------|--------|----------------|
| <u>Vorgewärmtes Tri 40°</u> | | |
| 4000 · 0,5 · 40 = | 80 000 | |
| Abgehendes Tri | = | 192 000 |
| | | <u>272 000</u> |

Bau - 1
 Klärbel
 3 Schw
 Elektr
 4 Kühl
 8 Wasch
 4 Dest
 4 Vorw
 4 Tri
 4 Vorl
 1 Phen
 1 Tri
 4 Auto
 3 Tri
 1 Phen
 2 Vaku
 1 Kühl
 Eisenk
 Rohrst
 Schwel
 Unterd
 Unvorh
 Dampf
 Betrie

L. W. 19. 7. 30.

21111

Entphenolierungsanlage für 1800/ Tato.

| | BTA | MTA. |
|--|-------------|-----------|
| Bau - Nordende Me 336 x | 35 500.- | |
| Klärbehälter umändern | 500.- | |
| 3 Schwelwasserpumpen je 75 m ³ | 600.- | 2 100.- |
| Elektrotrieb einsc l. Beleuchtung | 2 000.- | 16 000.- |
| 4 Kühler | | 26 000.- |
| 8 Waschtürme 1100 Ø 15 m hoch | 5 600.- | 80 000.- |
| | J. 18 000.- | |
| 4 Destillierkolonnen | J. 6 400.- | 16 000.- |
| 4 Vorwärmer | J. 2 400.- | 8 600.- |
| 4 Tri - Abscheider | | 4 600.- |
| 4 Vorlagen mit 2 gemeinsamen Abscheidern | 600.- | 5 800.- |
| 1 Phenolbehälter 15 m ³ (vorh.) | 500.- | 1 800.- |
| 1 Tri - Behälter 30 m ³ | 500.- | 2 100.- |
| 4 Automaten | J. 800.- | 2 000.- |
| 3 Tri - Pumpen | 300.- | 2 100.- |
| 1 Phenolverladepumpe. | 200.- | 800.- |
| 2 Vakuumpumpen (vorh.) | 400.- | 5 000.- |
| 1 Kühlwasserpumpe | 200.- | 4 800.- |
| Eisenkonstruktion | | 15 000.- |
| Rohrstützen und Rohrleitungen | 5 000.- | 25 000.- |
| | J. 15 000.- | |
| Schwelwasserleitung v. Hy. - 336 x. | | 20 000.- |
| Unterdröckerung | 25 000.- | |
| Unvorhergesehenes | 7 500.- | 32 300.- |
| Dampfleitungen | 9 000.- | 10 000.- |
| Betriebskontrolle | | 33 000.- |
| | 136 000.- | 310 000.- |

Ohne Anstrich .

Ohne Betriebsmaterialien RM: 446 000.-

POOR
COPY 37

21172

Projekt
einer
Entphenolierungs - Anlage.

POOR
COPY 37

L. W. 16. 7. 30.

21173

A. Mengen.

Schwelwassermenge:

Der Vergasung 1600 Tato.
Der Hydrierung 200 Tato.

1800 Tato.

$$\frac{1800}{24} = 75 \text{ to./stdl.} = 75\,000 \text{ kg. / stdl.}$$

Triäresylphosphat:

75 to. Schwelwasser stdl. 4% Tri.

$$\frac{75\,000 \times 4}{100} = 3\,000 \text{ kg. / stdl.}$$

Phenol : 0,4 % auf Schwelwasser.

$$\frac{75\,000 \times 0,4}{100} = 300 \text{ kg. / stdl.}$$

Abtreibedampf (200°) 5 kg / kg Phenol

$$300 \times 5 = 1\,500 \text{ kg. / stdl.}$$

Zusätzliches Kühlwasser

Abzukühlen ca. 1 000 000 W.E.

Durch Schwelwasser 700 000 W.E.

Rest 300 000 W.E.

welche durch Kühlwasser abzukühlen sind.

$$\frac{300\,000}{10} = 30\,000 \text{ kg. / stdl.} = 30 \text{ cbm. / stdl.}$$

POOR
COPY 37

II.

21174

B. Abmessungen der Apparate.

Waschturm.

Belastung pro Waschturm 10 to./ stl.

$$\frac{75}{10} = 7,5 = 8 \text{ Türme } 1100 \text{ } \emptyset \text{ } 15 \text{ m.}$$

Kolonnen.

Projektiert für 2 Türme 1 Kolonne.

Belastung der Kolonne:

20 to. Schwelwasser.

$$\begin{aligned} \frac{20.000 \times 4}{100} &= 800 \text{ kg Tri.} \\ &80 \text{ kg Phenol.} \\ &40 \text{ kg Wasser} \\ &400 \text{ kg Abtreibedampf.} \end{aligned}$$

Volumina:

Dampf bei 0,08 ata 140°

$$v = \frac{0,00471 \times 413}{0,08} = 24 \text{ cbm/kg.}$$

$$400 \times 24 = 9.600 \text{ cbm./ stl.}$$

Phenol: $C_6H_5OH = 72 + 5 + 12 + 1 = 90 \sim 100$

$$R = \frac{848}{100} = 8,5$$

$$v = \frac{8,5 \times 413}{0,08 \times 10000} = 4,4 \text{ cbm./kg.}$$

$$80 \times 4,4 = 352 =$$

$$\frac{352 \text{ cbm./ stl.}}{9.952 \text{ cbm./ stl.}}$$

$$\sim 10.000 \text{ cbm./ stl.}$$

Gewählt 800 \emptyset 9 m hoch.

$$\frac{10.000}{3600} = 2,7 \text{ cbm./sec.}$$

$$800 \text{ } \emptyset = 0,5 \text{ m}^2$$

$$v = \frac{2,7}{0,5} = 5,4 \text{ m./ sec.}$$

(entsprechend unser jetzigen Kolonne 400 \emptyset)

POOR
COPY 37