

Ruhrchemie Aktiengesellschaft
Oberhausen-Holten

Abt. HL - Tr/Mm.

Sohn Alberts
Nr. 8946 ✓
14. JAN. 1942
Geenlw.

13. Januar 1942.

Herrn Dir. Alberts.

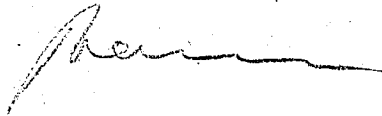
3448 - 30/5.01 - 88

000662

Betrifft: GLT-Anlage.

In der Anlage wird die Zusammenstellung der Preise, Gewichte und des Energiebedarfes für die neu geplante GLT-Anlage überreicht. Die Rechnungen wurden gemeinsam mit den Herren Ruprecht, Semmerer und Stuhlpfarrer durchgeführt. Für die Bewertung der Bauarbeiten wurde Herr Ernsting zugezogen.

Ddr. Asb.
Pabst
Stpf.



G. L. T. - Anlage.

000563

1. Tanklager einschl. Pumpenhaus 40 x 10 x 6.
2. Gasometer
3. Heptan-Vordestillation
4. " -Feindestillation
5. " -Verdampfungssofen
6. Reaktoren
7. Schaltventile
8. Steuerung für Schaltventile
9. Schaltanlage
10. einfache Schieber
11. Leitungen in der Cyklisierung
12. 3 Stück Lufterhitzer
13. H₂-Erhitzer
14. Rauchgaserzeugung
15. Luftgebläse
16. Rauchgas-Gebläse (Gebläsehaus 30.10.10)
17. H₂-Gebläse
18. Abhitzekeessel
19. Kondensation
20. Spül-H₂-Kühlung
21. H₂-Kühlung
22. Ölwäsche
23. Gelanlage
24. Toluol-Heptan-Trennung
25. Raffination
26. Redestillation
27. Rückkühlwerk für Wasser
28. Schalthaus für die Reaktoren.
29. Pumpenhaus für die Gesamtanlage 130.10.10
30. Vorlagen-Gruben
31. Bau Magazin 60.15.4 aus Holz
32. Bürogebäude mit Labor u. Waschkau
33. Luftschutzeinrichtung für 200 Pers.
34. Anstriche für Apparate, Tanks usw.
35. Rohrleitungen, Armaturen, Stutzen

000664

36. Entwässerungseinrichtung
37. Geländeaufschließung
38. Werkseinfriedigung
39. Herrichtung der Straßen
- 40 Gleisanlagen
41. Verladeeinrichtung
42. Baubüro
43. Toilettenanlagen
44. Pumpen
45. Meß- und Regeleinrichtungen
46. Isolierungen der Apparate, Rohrleitg. usw.
47. Elektr. Einrichtungen, Motore, Kabel, Verteilung usw.
48. Bauleitung und Büroarbeiten
49. Architekten und Ingenieure

50. Destillationen für Anlieferungswerke
51. Vergrößerung des Energiebedarfes
52. Werkstätten
53. Trafo-Station

G.L.T. - Anlage

Gegenstand	Preis	Gewicht to	Dampf to	Strom KW	Wasser m ³	Bemerkung
1.) 8 Tanke Bauarbeiten, Pumpenhaus	150.000,-	260	1	-	-	-
2.) 4 Gasometer Bauarbeiten	500.000,- 275.000,- 80.000,-	80 550 10	- 1	75	-	-
3.) Heptan-Vordestillation Bauarbeiten	300.000,- 15.000,-	175 5	1,7	50	40	-
4.) Heptan-Feindestillation Bauarbeiten	450.000,- 15.000,-	250 5	2,5	50	100	-
5.) Heptan-Ofen Bauarbeiten einschl. Kamin	300.000,- 40.000,-	65 10	-	50	-	3.600.000 WE
6.) 30 Stk. Reaktoren Bauarbeiten	900.000,- 200.000,-	300 150	-	-	-	-
7.) 70 Stk. Schaltventile	200.000,-	100	-	-	-	-
8.) Steuerung für Schaltventile	150.000,-	75	-	-	-	-
9.) Schaltanlage für Reaktoren	130.000,-	50	-	10	-	-
10.) 300 Stk. einfache Schieber	100.000,-	100	-	-	-	-
11.) Leitung in der Cyklisierung	600.000,-	100	-	-	-	-
12.) 3 Stk. Lufterhitzer Bauarbeiten	260.000,- 20.000,-	130 5	-	30	-	4.200.000 WE
13.) 3 Stk. H ₂ -Erhitzer Bauarbeiten	150.000,- 20.000,-	70 5	-	30	-	700.000 WE
14.) Rauchgaserzeugung Bauarbeiten	30.000,- 15.000,-	20 5	-	10	-	1.100.000 WE
15.) 3 Stk. Luftgebläse	66.000,-	20	-	700	-	-
16.) 2 " CO ₂ -gebläse	44.000,-	13	-	30	-	-
17.) 2 " H ₂ - "	20.000,-	7	-	50	-	-
17a.) Gebläse-Haus für 15-17	100.000,-	20	-	-	-	-
18.) 6 Abhitze-Kessel	200.000,-	200	-	-	-	-

Durchschrift

Gegenstand	Preis	Gewicht t	Dampf t	Strom m ³	Wasser m ³	Bemerkung
Übertrag:	1 755 000	745		860		6 000 000 WE
19. Kondensation Bauarbeiten	180 000 20 000	110 10	-	30	130	
20. Spül-H ₂ -Kühlung Bauarbeiten	85 000 10 000	65 5			20	
21. H ₂ -Kühlung Bauarbeiten	85 000 10 000	65 5			20	
22. Ölwäsche Bauarbeiten	320 000 30 000	200 5	7	50	300	
23. Gel-Anlage Bauarbeiten	220 000 10 000	80 5		20	25	300 000 WE
24. Toluol-Heptan-Trennung Bauarbeiten	550 000 15 000	350 5	6	50	250	
25. Raffination Bauarbeiten	200 000 10 000	125 5		10		
26. Redestillation Bauarbeiten	120 000 10 000	75 5	1	25	40	
27. Kühlturm Bauarbeiten	170 000 120 000	120 50		300		
28. Schalthaus f. Reak- toren	350 000	20	0,1			
29. Pumpenhaus für Destillation	400 000	15 20	0,1			
30. Vorlagen-Gruben	40 000	10				
31. Bau Magazin	35 000	2	0,1			
32. Bürogebäude	100 000	78	0,2	30	1	
33. Luftschutz-Ein- richtung	250 000	150				
34. Rohrleitungen usw. Bauarbeiten	2 000 000 25 000	200 10				
35. Anstricharbeiten	80 000					
36. Entwässerung	30 000	5				
37. Geländeaufschließ.	40 000					
38. Werkseinfriedigg.	25 000	5				

Gegenstand	Preis RM	Gew. t	Dampf t	Strom KW	Wasser m ³	Bemerkg.
39. Straßenbau	75 000	10				
40. Gleisanlagen	150 000	300				
41. Verladeeinricht. Bauarbeiten	10 000 5 000	15 5		20		
42. Baubüro	50 000	10	0,5	10	1	
43. Toilettenanlagen	20 000	4			10	
44. Pumpen	30 000	10		30		
45. Meß-u.Regel- einrichtungen	100 000					
46. Isolierungen	250 000	5				
47. Elektr.Einr.	300 000	100				
48. Bauleitung u. Büro	250 000				5	
49. Architekt.u. Ingenieure	50 000					
50. Unvorhergeseh.	440 000	485	3,8	40	68	
insgesamt.	1 500 000	5500	25	1 700	1000	

000668

Anlagekosten

für die Vordestillation der Anlieferungswerke.

Gegenstand	Preis RM	Gew. t	Dampf t	Strom KW	Wasser m ³	Bemerkung.
1. Vordestillation Rheinpreußen	170 000	120	2,5	20	200	ca. 250 000 jato Einsatz
2. Vordestillation Krupp	170 000	120	2,5	20	200	dto.
3. Vordestillation Ess. Steinkohlen	170 000	120	2,5	20	200	ca. 30 000
4. Vordestillation Lützgendorf	170 000	120	2,5	20	200	ca. 25 000
5. Vordestillation Rauxel	150 000	480	1,6	20	120	ca. 20 000
6. Vordestillation Hoesch	150 000	80	1,6	20	120	ca. 20 000
7. Brabag	260 000	180	5,0	30	400	ca. 60 000
Insgesamt	1 240 000	820	18,2	150	1440	ca. 205 000

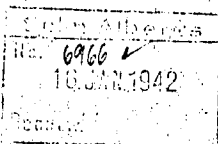
Durchschrift

Ruhrchemie Aktiengesellschaft
Oberhausen-Holten

Abt. HL - Tr/Mm.

000669

15. Januar 1942.



Herrn Direktor Alberts.

Betrifft: G.L.T.-Anlage.

Bei der G.L.T.-Anlage werden 14,5 % der Einsatzprodukte in gasförmige Kohlenwasserstoffe umgewandelt, und zwar entstehen 6 % Wasserstoff und 8,5 % Crackgas, das im Wesentlichen aus Methan, ^{und} Äthan mit geringen Mengen Äthylen besteht. Das Gas hat ein spez. Gewicht von 0,19 - 0,2. Es fallen jährlich ~~2,4~~^{2,7} Mill. m³ an, davon sind 21,3 Mill. Wasserstoff und 2,7 Mill. eine 1:1-Mischung von Methan und Äthan. Die geringen Mengen schwer siedender Kohlenwasserstoffe seien hier vernachlässigt. Der Heizwert des Gases beträgt ca. 3 500 WE. Mithin entspricht der Brennwert des Gases 70×10^9 WE. Der Brenngasbedarf der G.L.T.-Anlage beträgt 72×10^9 WE/Jahr, d.h., die erzeugte Gasmenge und die verbrauchte Gasmenge entsprechen sich genau, so daß ein zusätzlicher Gasbedarf nicht entsteht. Dagegen würde folgende Möglichkeit sehr günstig sein und müßte bei der Planung durch entsprechende Rohrleitungsführung vorgesehen werden. Der in der G.L.T.-Anlage erzeugte, ca. 90%ige Wasserstoff muß dem Koksgasgasometer Ruhrchemie zugeführt werden. Dadurch erhöht sich die Wasserstoffkonzentration des Koksgases und die Kompressorenhaus-Anlage wird entsprechend leistungsfähiger. Eine äquivalente Menge Koksgas wird von der G.L.T.-Anlage bezogen zur Deckung des Wärmebedarfes dieser Anlage. Das Gas, das zum RCH-Gasometer abgegeben wird, wird infolge seiner höheren Konzentration höher bewertet werden können als die entsprechende WE-Menge, die als Koksgas bezogen wird.

Ddr.: Ma.
Hg.
Stpf.
Pabst
Kg.

weiter ^{errechnete} vorgeschlagen, daß aus den Abhitzekeßeln, die den Reaktoren der G.L.T.-Anlage nachgeschaltet werden sollen, ca. 5 - 6 t Dampf/Std. anfallen werden, was etwa $\frac{1}{4}$ - $\frac{1}{3}$ der gesamten Dampfmenge entspricht, die die G.L.T.-Anlage gebrauchen wird.

Durchschrift

462

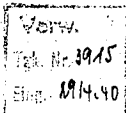
Gross-Industrie-AG

Ruhrbenzin-Aktiengesellschaft
Oberhausen-Fladen
W. K. Gf.

27. April 1940

000670

Herrn Dr. Schack



Anbei erhalten Sie eine Liste der von uns zu beschaffenden Mengemesser für die Produktebewegungen in der Destillation und dem Tanklager. Diese Liste entspricht den Eintragungen von der Zeichnung RCH 1033, die Sie richtig gestellt, in einigen Tagen erhalten werden. Für die Rückflussmengemesser H - M sind bei der Bamag verbindliche Normal- und Maximalwerte angefordert worden.

27. April 1940

Wk./GF.

000671

Betrifft: Anlage 462 - n., Destillationen, Zeichnung GLT-1033.

Kolbenmesser.

Nr.	Prod.	d ₁₅	h	
		K./l	m ³ /h	
I	C ₅ C ₆	0,66	1,8	Vordestillation Koppers
II	C ₈ C ₉	0,715	1,8	"
III	C ₇	0,70	1,0	"
IV	C ₇ /90%	0,70	50,0	Haupttankl. RB
V	"	"	"	Messer genügt, kann für beide Zwecke gestattet werden.
VI	C ₆	0,66	0,7	Feinschnitt Koppers
VII	C ₈ /C ₉	0,715	0,4	" "
VIII	C ₆ /C ₇	0,66	0,8	Tol.-Destillation
IX	Tol	0,86	25	Einsatz Raffination
X	Tol	0,86	3	Redestill. Bamag

Staurandmesser -registrierend

A	C ₇ /90%	0,7	3,5	Feinschnitt Bamag
B	C ₇	0,7	9,0	Einsatz Cyklisierung
C	Tol+C ₇	0,78	8,0	Rohprod. hinter Olwäsche
D	Tol	0,86	1,5	Tol-Destillation-Koppers
E	C ₇ +Tol	0,71	4	" "
F	C ₇ +Tol	0,78	3	" -Bamag
G	Tol	0,86	1,5	" "
H				Feindest. "
J				" "
K				Toldest. " Rückflussmengen
L				" " anzeigend
M				Redestill. " von Bamag anzu-
				geben.

Nachtrag:

G 1	Tol	0,88	0,3	Tolud + Rückstand
-----	-----	------	-----	-------------------

000672

382W
20/3.40 Aktennotiz

über die Besprechung mit
Direktor Alberts
Dipl.-Ing. von Asboth
in O.-Holten am 26. 3. 19 40

Anwesend:
Direktor Alberts
Dipl.-Ing. von Asboth
Dr. Tramm

Verfasser: Dr. Tramm

Durchdruck an:
Dr. Hagemann
Direktor Alberts
Dipl.-Ing. von Asboth
Dr. Tramm

Zeichen: Datum:
Abt.HL - Tr/Mm. 26.3.40.

Betrifft: G.L.T.-Anlage.

Von Herrn Direktor Alberts wird angeregt, die Zyklisierung in einer Apparatur mit beweglichem Kontaktbett durchzuführen. Eine ähnliche Apparatur ist nach Angabe des Herrn Dir Alberts bei der RB für Aktiv-Kohle und Bleicherdebehandlung mit gutem Erfolg in Betrieb. Für die z.Zt. in Konstruktion befindliche G.L.T.-Anlage würden unter Voraussetzung des Einbringens der 1 000 000 WE Reaktionswärme in die Kontaktkammer mit Hilfe von überhitztem Kontakt stündlich $160 \text{ m}^3 = 100 \text{ t}$ Kontakt gebraucht werden. Bei $5 \text{ t} = 7 \text{ m}^3$ Heptanbelastung und unter Voraussetzung einer 20%igen Belastung auf den Kontakt müßte der Apparat 35 m^3 Kontakt enthalten, d.h., es würde ein etwa 5-facher Wechsel pro Stunde eintreten. Setzt man auf den einzelnen Kontakt-Wanderbetten eine Schütthöhe von ca. 10 cm voraus und setzt man weiter voraus, was etwa wahrscheinlich sein dürfte, daß der Kontakt bei einer Gasgeschwindigkeit von etwa 40 cm anfängt zu wandern, so ergibt sich ein Querschnittsbedarf unter Berücksichtigung der Expansion bei der Reaktion von 10 m^2 , damit eine Schütthöhe von 3,5 m oder eine Anzahl der Kontaktbetten von 35.

000673

Blatt 2 zur Aktennotiz vom 26. März 1940.

Die Luftausblasung würde wahrscheinlich recht günstig sein, da man für die eigentliche Ausbrennung nur eine solche Menge Luft braucht, wie sie zur Oxydation des Kohlenstoffs notwendig ist, d.h. ca. 3000 - 4000 m³/Std. Für die Temperatureinstellung des Kontaktes konnte man dann mit kurzzeitiger Kalt- und Nachblasung arbeiten unter der Voraussetzung, daß die Ausbrennung und Nachblasung in dünner Schicht erfolgen. Auch für die Wasserstoffbehandlung nach der Ausbrennung würde eine günstige Anordnung gefunden werden können. Prinzipielle Bedenken bestehen gegen die Zermahlung des Kontaktes. Nach bisher hier vorliegenden Resultaten mahlt sich der Kontakt ohne daß Ruhe hereinkommt bis zum feinsten Staub auf, wenn er bewegt wird. Da aber das nur Beobachtungen bei gelegentlichen Umfüllungen usw. sind, werden Versuche verabredet, die diese Frage klären sollen.

Ruhrchemie Aktiengesellschaft
Oberhausen-Holten
Wlk./Gf.

16. Februar 1940

000674

Korn dir. Miksch

Vario
Tab. Nr. 3694
Eing. 2011.00

Anlage 462 R - Benzin-Ofen-

Ofenleistung: 6 t/h C₇

Vorwärmung auf 200°C (10 atü)

Verdampfungswärme bei 180°C = 58 Kcal/kg

Spez. Wärme d. Dämpfe bei 500°C: 0,68 + 1,5 · (0,68 - 0,59) =

$$0,68 + 1,5 · 0,09 = 0,815 \text{ Kcal/kg}^\circ \text{C}$$

Spez. Wärme d. Dämpfe bei 200°C

$$= 0,550 \text{ "}$$

$$\text{Cpm } 200/500 = 0,683 \text{ "}$$

Überhitzungswärme: 300 · 0,683 = 205 Kcal/kg

Insgesamt aufzubringen: 263 Kcal/kg x 6000 = 1.580.000 Kcal/h

Heizfläche des Ofens: grober Überschlag: 6000 Kcal/m²h: F = 200 m²

Rohre 102x90 mm

L = 8000 mm F_I = 2,5 m² R = 80 Stck. + 10 Stk. Zsche

Dampfgeschwindigkeit: am Ausgang des Ofens: $\frac{6000 \cdot 773}{4,45 \cdot 2,73 \cdot 6} = 635 \text{ m}^3/\text{h}$

bei p: 2 atü

$$= 0,177 \text{ m}^3/\text{s}$$

Rohrquerschnitt: 63 cm² = 0,063 m²

$$\frac{0,177}{0,0063} = 28 \text{ m/s ist zulässig}$$

Heizgasbedarf: $\frac{1.580.000}{0,6} + 10 \cdot \frac{1740000}{0,6} = 2.900.000 \text{ Kcal/h: } 2200 =$

$$\underline{\underline{1.320 \text{ Nm}^3/\text{h}}}$$

TVP - Crackofen:

44 Rohre x 10 m x 114 mm ä. Ø F_I = 3,58 m² ges. äus. Rohroberfl. 158 m²

62 Rohre x 10 m x 76 mm ä. Ø F_I = 2,39 m² " " " 149 m²

$$\underline{\underline{307 \text{ m}^2}}$$

Heizgasverbrauch: 7,5 · 10⁶ Kcal/h

Wärmeaufnahme der Rohre: 7,5 · 10⁶ · 0,63 = 4,75 · 10⁶ Kcal/h

(Ofen hat Luftvorwärmer)

Durchschnittl. Wärmeaufnahme: Kcal/m²: $\frac{4,75 \cdot 10^6}{307} = 15400 \text{ Kcal/m}^2 \text{ h}$

Temperatur-Eingang, Konvektionszone: 640°C - Im Feuerraum ca. 750°C
max. Endtemp. v. Öldämpfen 560°C Cycloglas 640°C

Ruhrchemie Aktiengesellschaft
Oberhausen-Holten

16. Februar 1940

wlk/gf.

000675

Dubbs - Crackofene

Heizgasverbrauch: $3\ 500 \cdot 2000 = 7 \cdot 10^6$ Kcal/h bis $8 \cdot 10^6$ Kcal/h

Wärmeaufnahme der Rohre: $0,55 \cdot 8 \cdot 10^6 = 4,4 \cdot 10^6$ Kcal/h

Eingebaute Rohre: 170 Stck. $l = 10$ m $d_a = 102$ mm $F_I = 3,2$ m²

Gesamte äussere Rohroberfläche: 540 m²

Durchschnittl. Wärmeaufnahme der Rohre: $\frac{4,4 \cdot 10^6}{540} = 9150$ Kcal/m² h

Der Dubbsofen hat ausschl. Konvektion.

Ausgangstemperatur der Öldämpfe: 540° C

Druck am Ofenausgang ca. 4 atü



Vlk/Gf.

Verw.
Tgb. Nr. 3623
Eing. 20/1.40

GLT - ANLAGE

Energiebedarf - Erste Schätzung
je Stück Install. Vorauss.

Motoren

Ges. Lstg. Effekt. Lstg.

Anzahl	Zweck	KW	KW	KW	
3	Niederdruckpumpen für Kühlwerk	80	240	80	
3	Netzpumpen für Kühlwerk	225	675	225	
2	Luftgebläse für Cyklisierung	500	1000	500	
2	H ₂ - Gebläse	75	150	75	
4	Kreislaufgebläse f. Feuerungen	15	60	50	
2	Verbrennungsluft-Ventilatoren	10	20	10	
2	Feedpumpen für Bi-Ofen	5	10	5	
45	Bi-Pumpen für Destillation i. Kühlung u. Raffination	5	225	100	
9	Ölpumpen für Ölwäsche	6	54	25	
4	Umwälzpumpen Tanklager	10	40	20	
4	Tankpumpen	8	32	8	
2	Presspumpen f. Steuerung	10	20	10	
2	Hilfsgebläse	10	20	10	
5			1675	725	H Sp
79			871	393	N Sp
10	Nächstvorhergesehenes, Motoren	2-15	84	30	"

Die angegebenen Effektivleistungen sind vielfach keine Dauerleistungen, sodass daraus der tatsächliche Stromverbrauch nicht unmittelbar errechnet werden kann. Die Momentanbelastung kann aber diese Höhe erreichen.

Wlk/Gf.

Verw.
Tgl. Nr. 3634 ✓
Dng 31/1. 40

GLT - ANLAGE.

Mischauftrag geschätzt - (Destillationen)

AK B1 Destillation Bamag	RM 163 340
C7- Feindest. 1/2 Bamag	" 200 000
1/2 Koppers	" 260 000 ³³⁰ 000
Tol.-Destill. 1/2 Bamag	" 145 000
1/2 Koppers	" 330 000
Nachdestillation	" 55 ³² 000
Redestillation Bamag	" 102 000
	<u>1 225 000</u>
	<u>1 225 000</u>
	<u>1 362 340</u>
Koppers allein:	RM 1.411 355
Bamag allein:	" 738 000

G I T - A N L A G E

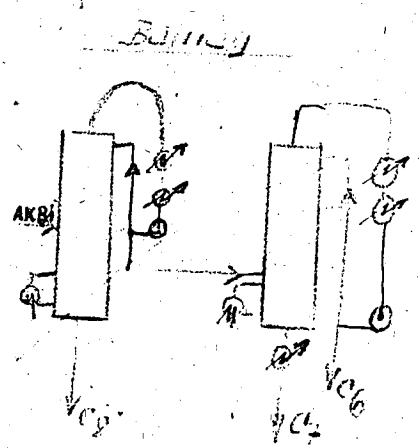
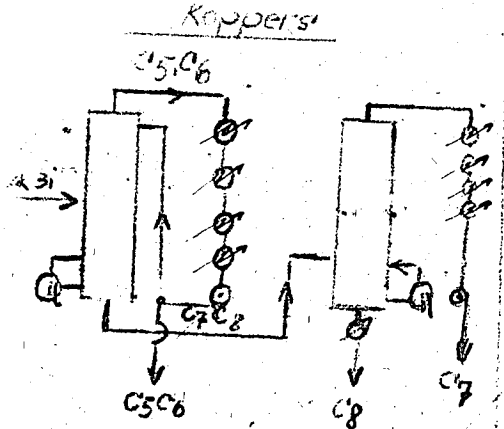
Destillationen Bamag

	Bamag		Koppers	
	t	RM	t	RM
I AK B1 Vordestillation RB	70	163 340	175	248.850
=====				
II. C ₇ - Feindestillation	109	263 800	225	329 015
III. Toluol-Destillation	105	192 400	592	730 400
IV. Redestillation	60	118 255	72	103 090
	<u>274</u>	<u>574 455</u>	<u>819</u>	<u>1 162 505</u>
=====				
<u>Vordestillationen</u>				
Rheinpreussen 3,3 t/h	70	163 340	175	248 850
Essen-Benzin "	70	163 340	175	248 850
Krupp "	70	163 340	175	248 850
Rauzel 2,5 "	62	142 550	165	ca. 220 000
Hösch 2,5 "	62	142 550	165	ca. 220 000
	<u>334</u>	<u>773 120</u>	<u>855</u>	<u>1 186 550</u>
=====				
Alle Anlagen zusammen:	678	<u>1 510 915</u>	1 849	<u>2 597 905</u>

GLT - ANLAGE

Destillationen - Vergleich der Angebote Bamag u. Koppers -

	Bamag	Koppers	
I. AK B1 Destillation			
Leistung t/h	3,5	3,3	
Ø Fraktionierkolonne I mm	1200	1200	
Bodenzahl, Rückfluss-Verhältnis	30	37	
Ø Fraktionierkolonne II mm	950	1100	
Bodenzahl Rückf. Verh.	35	37	
Niederdruckkocher	m ² 100	75	
Kondensatoren	m ² 450	400	
Gewicht	t 50 (+20)	175	für Messinstr. bei Kopp. ca. 6 000,--
Preis	RM 141.340	242.850	für BK bei Bamag z. sätzl. 10.000,-- Isolierung + 12 000
Dampfverbrauch t/h	-	2,64	
Kühlwasserverbrauch m ³ /h	-	66	
Ausbeute C ₇	% 99	95	
C ₇	90	85 - 30	

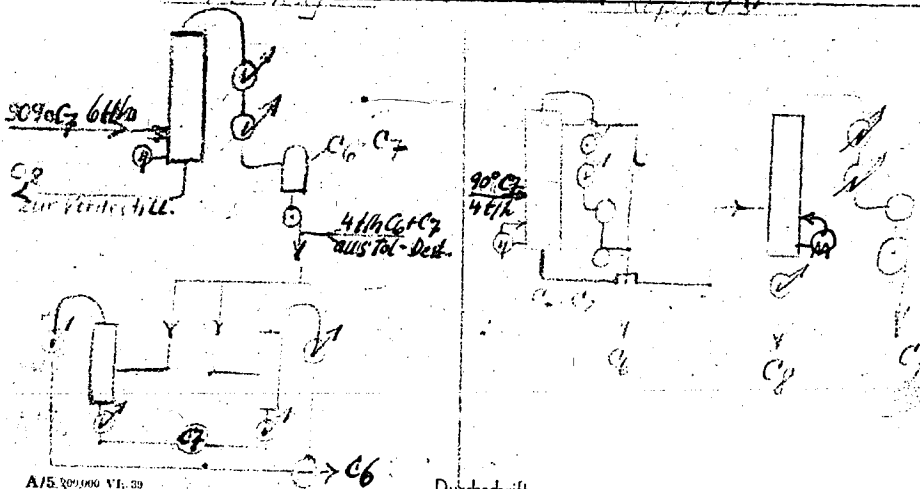


GLT - Anlage

C 7 - Feindestillation

Bamag Koppers

Leistung	t/h	6 ^x	4	^x B + 4 t Rückl. aus Tol.-Kolonne
Ø Kolonne I	mm	1 x 1200	1400	
Bodenzahl		35	45	
Rückflussverhältnis				
Ø Kolonne II	mm	2 x 1000	1500	
Bodenzahl		35	45	
Rückflussverhältnis				
Wiederaufkocher	m ²	ca. 120	140	
Kondensator	m ²	600	580	
Gewicht	to	79 + 30	225	
Preis	RM	233600	323015	K+6000,- Messinstr.
Dampfverbrauch	t/h		4,4	B + 15000,- EK
Kühlwasserverbrauch	m ³ /h		112	+ 15000,- Tol.
Ausbeute C ₇	%	98	99	
Garantie: C ₈ in C ₇	%	q	0,2	
C ₆ in C ₇	%	0,6	0,6	

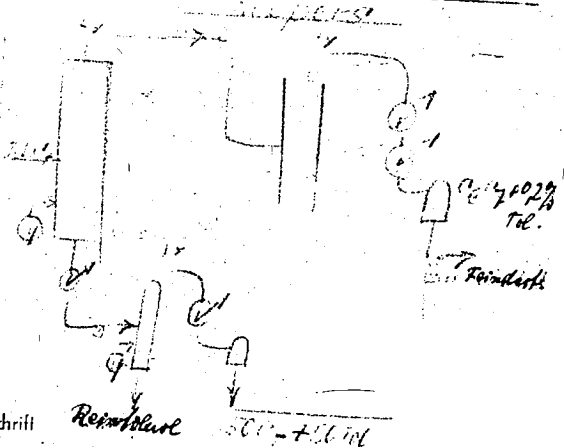
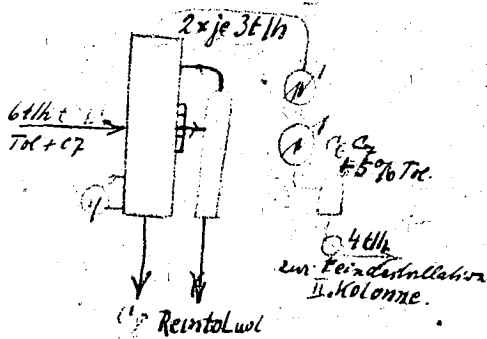


Durchschrift

GLT - A N L A G E

Toluoldestillation

		Bamag	Koppers	
Leistung	t/h	2 x 3	2 x 3	
∅ Kolonne I	mm	2x 1500	2x 2000	
Bodenzahl		40	62	
Rückflussverhältnis				
∅ Kolonne II	mm	2 x 1000	2 x 1800	
∅ Kolonne III	mm		1 x 1100	
Bodenzahl		35	28	
Rückflussverhältnis		?		
Wiederaufkocher	m ²	?	235	
Kondensatoren	m ²	500 +	819	
Gewicht	t	ca. 85+20	512	
Preis	RM	170400	730400	
Dampfverbrauch	t/h			K: +800,- Messins
Kühlwasserverbrauch	m ³ /h		5,2	B: +10000,- EK
Ausbeute	%		160	+12000,- Tol.
Garantie: C ₈ im Toluol	%	-	-	
C ₇ " "	%	0,1	0,2	
Toluol in Zwischenfraktion	%	5 %	5,0	

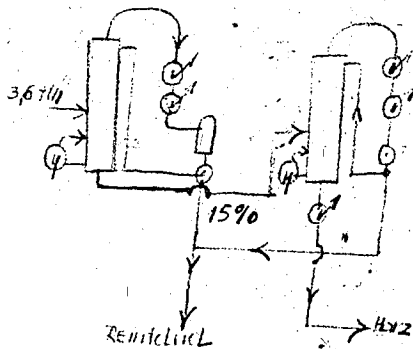


G L T - A N L A G E

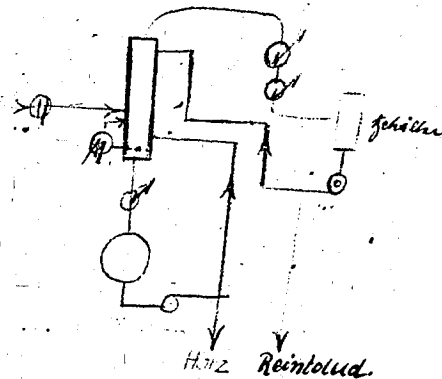
Re-Destillation

		Bamag	Koppers
Leistung	t/h	3,6	2
∅ Kolonne I	mm	900	1100
Bodenzahl			
Rückflussverhältnis	xx	25	11
∅ Kolonne II	mm	450	-
Bodenzahl		12	
Rückflussverhältnis		1:5	
Wiederaufkoher	m ²	ca. 50	16
Kondensation	m ²	316	80
Gewicht	t	40+20	72
Preis:	RM	102255	100090 B: 10000 R: EK +6000 Isol.
Dampfverbrauch	t/h		0,7
Kühlwasserverbrauch	m ³ /h		20
Gehalt Tol. im Rückst. %		20(10)	-

Bamag



Koppers



Verw.
Tgb. Nr. 3613
Eing. 26.11.40

GLT - Anlage.

Messinstrumente

Destillation I: AKBI 5 Messstellen - 145° - 65°C

2 Messbereiche: 60 - 110
100 - 150

II: desgl.

III: 5 Messstellen max. 115°C min. 60°C

Messbereich 1 90 - 120°

Messbereich 2 50 - 80° (0,3° = 1 mm)

IV: 3 Messstellen 150 - 111 - 60

Messbereich 1 100 - 160
50 - 80

Heissdampf: pneumatisch: 0 - 25 atü 20 t/h d = 200
Druckregler

Kolbenmesser: AKBI für Destillation I, Zumessung: 20 m³/h

an RB 0 5,6 0 9 aus Vorlage i. Tank 200 m³ 20 m³/h

C₇ aus Destillation I, Tank C₇ 10 m³/h

Destillation II vom Grosstank in Tank 100 m³ Kolbenmesser 20 m³/h

C₅ C₆, C₈ C₉ zurück in Grosstank 2 m³/h

Rein C₇: in 2 Grosstanks, (Staurand)

Aromatisierung: Einsatz von C₇ 5,5 t/h
in Feed-Tank 20 m³/h

Reflux C₇ 5 . 1,8 t/h Staurand

Destill. II: Kopf C₅ C₆ ca. 600 l/h 2 m³/h

Destill. III: Roholuol 2 t/h Staurand

Nach Dest. II: Reintoluol 2 t/h Kolbenm. 10 m³/h

Bi - Ofen: Temp. 6 - Farben

2 x Eingang, Korz.-Zone 650

Fuchs 400

Bi-Eingang 100-130°

" Ausgang 500 - 550°

Kompregler für das Gas mit Ventilsteuerung
(100 m³/h)

Reaktoren 20 Reaktoren: je 1 6-Farbenschreiber

300 - 600°C

000684

4 CO₂-Schreiber für Luftasubrennung o - 15% CO₂

Nochenbestimmt 4o - 6o Analysen je h

2o Messblenden d = 5oo t = 54o°C p = 15oo mm WS

- 1 a) 5o.ooo Nm³ h Luft
b) 25.ooo " Rauchgas mit U - Rohr
1o c) 15.ooo " H₂+1o% C₂

2o Messblenden für Bi-Dämpfe

mit U - Rohr d ca. 8o-1oo mm t = 54o°C p = 1oooo mm WS
ca. 5ooo Effektiv m³: 1o

Für Wärmeaustauscher und Erhitzer:

- 6 6 Farbenschreiber bis 75o°C
2 Komp.- Regler für Feuerungen) je ca 1oooo m³/h Gas
t = 54o°C mit Ventil

Für Kühlwäsche und Kondensation:

- 1 Vierfarbenschreiber 55o/ 2oo°C
1 Messblende mit Mengenregler Bi 12 m³/h abhängig von
Temperatur t = 15o - 3oo°C

Ölwäsche I : 3 Türme 2 - 6 Farbenschreiber
Abtreiber: 1 x 3 " " max 15o°C

" II:

- 6 Dampfmenngmesser (- Destillationen)
4 Gasmengenmesser (Restgas) schreibend
1 Drehkolben-Gasmesser für H₂: 3 ooo m³/h kalt
1 Gasmengenmesser 4 ooo m³/h Restgas, Drehkolben
1 " " 4 ooo m³/h Staurand (Ölwäsche II)
2 Gasmengen Staurand anzeigend am Luftgebläse
a) = 5o ooo Nm³/h - 2ooo mm WS 2o°C
b) = 25.ooo " 1 8oo " 2o°C
1 H₂- Staurand 15 ooo 15oo mm 2o°C anzeigend

geg. B. B. K. K.

15. Januar 1940

Wk./Gf.

Verw.
Tgb. Nr. 3543
Zing. 16/11.40

GLT-ANLAGE

Besprechung am 12. Januar 1940

Dr. Tramm
Dr. Kolling
Wilke

1.) Wasserstofferzeugung und Reduktion.

Bei einem Einsatz von 30 l = 21 kg Benzin werden auch in der Versuchsanlage 9 m^3 Krackgas erzeugt, d.h. je to Benzin Einsatz 430 m^3 .

In der Grossanlage mit 5,5 to/h Einsatz werden also voraussichtlich sttl. 2360 Nm^3 Krackgas erzeugt werden. Bei der Betriebskostenberechnung war entsprechend mit $2500 \text{ Nm}^3/\text{h}$ gerechnet worden.

Die Reduktion soll jeweils 5 Minuten dauern und erfolgt zweimal in der Stunde mit einer Momentanmenge von $15000 \text{ Nm}^3/\text{h}$. Für jede Reduktion sind demnach 1200 m^3 Wasserstoff erforderlich. Der Reduktionswasserstoff muss zuerst das Rauchgas aus den Apparaturen verdrängen, wofür ^{1/2} 1 Minute angesetzt worden ist. In dieser Zeit würden rd. 250 m^3 je Reduktion, d.h. je Betriebsstunde 500 m^3 Rauchgas mit etwas Wasserstoff ins Freie geblasen werden. Die übrigen 4 Minuten der Reduktion wird der Wasserstoff in den Wasserstoffbehälter zurückgegeben.

Bei jeder Reduktion wird der Inhalt des Wasserstoffbehälters also nur um etwa 250 m^3 innerhalb 1 Minute vermindert, es sollte daher ein Wasserstoffbehälter mit 3000 m^3 Inhalt ausreichen. Die Glockenzführung muss stärker als normal ausgebildet werden, um möglichst viel Wasserstoff zu gewinnen. Auf die Reduktion folgt die Reaktionsperiode, während welcher der in der Apparatur befindliche Wasserstoff über die Ölwäsche zum Wasserstoffbehälter zurückgeht.

2.) Rauchgaserzeugung und Rauchgasausblasung.

Für die Rauchgasausblasung wird mit einer Gebläseleistung von $25.000 \text{ Nm}^3/\text{h}$ und 2 Minuten-Dauer jeder Ausblasung gerechnet. Für die Ausblasung werden also rd. 900 m^3 Rauchgas gebraucht. In einer Betriebsstunde erfolgen 4 Rauchgas-Ausblasungen, sodass stündlich 4.000 Nm^3 Rauchgas zur Verfügung gestellt werden müssen. ^{Für} Diese Rauchgasmenge müsste ^{max} etwa $1.000 \text{ m}^3/\text{h}$ Restgas verbrennen, sodass es zweckmässig sein wird, diese Rauchgasmenge aus der Feuerung des Rauchgas-Lufterhitzers zu entnehmen, der dann seine Temperatur-Regulierung hauptsächlich durch Rauchgasrückführung halten muss.

Die Rauchgas-Ausblasung nach der Reaktionsperiode erfolgt über den Rauchgaswasser-Ausgleichsbehälter und die Oelwäsche. Rechnet man den Inhalt der Apparatur mit etwa 200 m^3 , so würde das Rauchgas dieser Spülung 900 m^3 gemischt mit 200 m^3 Krackgasen zum Rauchgas-Ausgleichsbehälter gehen. Dieses Gasgemisch hat dann einen Heizwert von ca. $900 \text{ Kcal}/\text{Nm}^3$. Man könnte dieses Ausblasegas vielleicht dadurch etwas reicher machen, dass man den letzten Teil der Spülgase nicht in den Rauchgas-Ausgleichsbehälter, sondern ins Freie gibt; dann könnten diese Gasmengen vielleicht zum Heizgas gegeben werden. Der Gasbehälter muss in einer Minute etwa 400 m^3 aufnehmen. Es ist anzunehmen, dass dann ein Gasbehälter mit 3.000 m^3 Inhalt ausreichen wird.

Der Rauchgasbehälter selbst muss für zwei aufeinanderfolgende Rauchgas-Spülungen genügend Volumen haben, das wären rd. 2.000 m^3 . Es scheint jedoch aus Gründen der Betriebssicherheit richtig, ihn mit 5.000 m^3 Inhalt zu bemessen.

hr

Streng vertraulich !

Besprechung am 16. und 17.2.1939,

Anwesend: Pabst
Kolling
Tramm
Rottig (teilweise)

L.T.

Betr.: Entwurf einer 300 kg LT-Anlage.

Als Ausgangsmaterial kommt AK-Benzin in Frage, das nach Bestimmung von Velde 22% C₇ enthält, nach Bestimmung von Scheibe 20,5 %. Es ist mit 20% gerechnet worden. Unterhalb des C₇ sieden nach der wahren Siedepunktskurve in der Feinfraktionierkolonne ca. 60%, oberhalb ca. 20 Vol%.

Es wird gerechnet mit 80% Flüssigkeitsausbeute in der Aromatisierung und 50 Vol% = 56 Gew% LT-Gehalt des aromatisierten Produktes. Über den Recycle des umgesetzten Produktes durch die Aromatisierungsanlage gerechnet ergibt sich eine Ausbeute von 68 Gew% LT auf 100 Teile C₇-Fraktion Frischeinsatz. Für 300 kg Tagesproduktion müssen daher ca. 500 kg C₇ in reiner Form zur Verfügung stehen. Da in der Fraktionierung zur Gewinnung des C₇ aus dem AK-Benzin mit 80% Ausbeute gerechnet wird, ergibt sich ein Bedarf von 3100 kg AK-Benzin/Tag. Hierzu werden noch 12% für Undichtigkeiten, Abfüllverluste und dergl. zugeschlagen, sodass mit 3500 kg Einsatz gerechnet wird. Aus den 3500 kg werden in der ersten Kolonne 20% Bodenprodukt höher als C₇ siedend = 700 kg/Tag abgetrennt, während 2800 kg als Kopfprodukt gewonnen werden, die C₇ und leichter siedende KW enthalten. In einer zweiten Kolonne werden aus diesen 2800 kg als Bodenprodukt 560 kg C₇ gewonnen, während 2240 kg Kopfprodukt übergehen. Diese 560 kg enthalten also eine ca. 10%ige Reserve. In die Aromatisierung werden 500 kg eingesetzt, zu denen noch 265 kg C₇ Recycle und 35 kg LT Kreislauf kommen. Aus der Aromatisierung heraus gehen 610 kg Reaktionsprodukt und 35 kg LT, die 610 kg setzen sich zusammen aus 345 kg LT + 265 kg C₇. Ferner werden erzeugt 115 kg Gas = ca. 400 - 420 m³ mit 85% Wasserstoff und 15% Gesättigten mit dem spez. Gewicht 0,283. In der der Aromatisierung nachgeschalteten Destillation wird im ersten Turm das erzeugte LT von dem nicht umgesetzten Heptan oder C₇ getrennt. Es werden als Kopfprodukt die oben erwähnten 265 kg C₇ und 35

000688

kg Heptan gewonnen, die zur Aromatisierung zurückgehen. Als Bodenprodukt fallen 345 kg LT an, die in einem nachgeschalteten rerun-tower von Schwersiedenden befreit werden. Für die Destillation wurden vorläufig folgende Daten festgelegt:

1 Rohprodukteinsatztank = 20 m³

Destillation I

- 1 Vorwärmer = 2 m²
- 1 Verdampfer = 6 m²
- 1 Kühler = 12 m²
- 1 Einsatzpumpe = 0,5 m³
- 1 Rückfluspumpe = 1,5 m³
- 1 Bodenproduktkühler = 1 m²
- 1 Rückflussbehälter = 200 l
- 2 Wechselvorlagen à 1 m³

Destillation II

- 1 Einsatzpumpe = 0,5 m³
- 1 Vorwärmer = 1 m²
- 1 Verdampfer = 6 m²
- 1 Rückflusskühler = 12 m²
- 1 Bodenproduktkühler = 1 m²
- 1 Rückfluspumpe = 1,5 m³
- 1 Rückflussbehälter = 0,2 m³
- 2 Wechselvorlagen à 0,2 m³
- 1 Endvorlage = 5 m³

Destillation III

- 1 Einsatztank = 2 m³
- 1 Einsatzpumpe = 0,1 m³
- 1 Vorwärmer = 0,3 m³
- 1 Rückflusskühler = 6 m²
- 1 Rückfluspumpe = 0,5 m³
- 1 Rückflussbehälter = 0,2 m³
- 1 Verdampfer = 3 m²
- 1 Bodenproduktkühler = 0,5 m²
- 2 Wechselvorlagen für Bodenprodukt (LT) = 0,2 m³
- 2 Wechselvorlagen für Kopfprodukt = 0,2 m³
- 1 Pumpe für recycle-Kopfprodukt = 1,5 m³
- 2 Mischtank für recycle und Frischeinsatz à 0,5 m³

000689

Ruhrchemie Aktiengesellschaft
Oberhausen-Holtfen

- 3 -

Destillation IV

- 1 Pumpe = 0,5 m³
- 1 Vorratstank = 1 m³
- 1 Einsatzpumpe = 0,1 m³
- 1 Vorwärmer = 0,15 m²
- 1 Verdampfer = 1 m²
- 1 Rückflusskühler = 0,2 m³
- 1 Rückflussbehälter = 0,1 m³
- 1 Rückflusspumpe = 0,2 m³
- 2 Wechselvorlagen = 0,2 m³
- 1 LT-Vorratstank = 2 m³

Nach neueren Überlegungen soll die 4. Destillation als Blasendestillation ausgebildet werden.

Sämtliche hier angegebenen Zahlen sind vorläufig überschlägig gerechnet und bedürfen noch einer genauen Kontrolle.

Zur Berechnung der Toluol-Abtrennung wurde aus dem Heptan ^{wurde} von uns eine Kolonne durchgerechnet, die aus 50 Vol% Heptan und 50 Vol% Toluol ein Toluol mit 0,25 % Heptan und ein Heptan mit ca. 10 Vol% Toluol destillieren kann. Die Berechnungsunterlagen sind in Fotokopien beigefügt. Die Dampfdruckkurve für Toluol sowie für Heptan wurde dem Ruhrchemietabellenbuch entnommen. Aus der Dampfdruckkurve sieht man, dass die scharfe Trennung eine verhältnismässig unangenehme Aufgabe ist. Nach der Rechnung werden bei 20-fachem Rücklauf ca. 35 Böden für die oben genannte Trennaufgabe erforderlich sein. Es wird daher zweckmässiger sein, in der Kolonne nur auf ein ca. 10% Heptan enthaltendes Toluol zu arbeiten, wodurch dies die Bödenzahl auf ca. die Hälfte vermindert würde. Nach Vorschlag von Drehschmidt soll dann die letzte rerun-Destillation in einer Blase ausgeführt werden. Hierbei ist noch zu bedenken, dass nach bisher vorliegenden Versuchen der Schwefelsäuretest des in einer Braun'schen-Kolonne destillierten Reintoluols nicht ausreichend ist. Es wird daher eine Bleicherde- oder eine Schwefelsäureraffination erforderlich sein. Einige Handversuche haben gezeigt, dass die Schwefelsäureraffination erfolgreich durchgeführt werden kann. Es bleibt aber noch zu entscheiden, ob es möglich sein wird, die Schwefel-

säureraffination in Gegenwart von ca. 10% Heptan durchzuführen. Die Überlegung ist insofern von Wichtigkeit, als wahrscheinlich nach der Schwefelsäureraffination eine Destillation des Toluols erforderlich sein wird. Sollte also das Heptan-Hepten bei der Schwefelsäureraffination schädlich sein, was zu erwarten ist, so müsste das in der Blasendestillation von den restlichen Heptan-Hepten-Mengen befreite Toluol der Raffination unterworfen werden, d.h. man müsste die Blasendestillation nach der Heptan-Hepten-Abtrennung unterbrechen, die Raffination durchführen und dann zu Ende destillieren. Sollte eine Gray-Behandlung durchführbar sein, so würde man natürlich versuchen, diese nach der Blasendestillation einzuschalten, da man vor der Blasendestillation kein dampfförmiges Produkt zur Verfügung hat. Hierbei wird es auch wieder zu prüfen sein, ob die Gray-Raffinate nicht noch einer rerun-Behandlung bedürfen.

Die bisher behandelten Punkte betreffen im wesentlichen die Reindarstellung der Einsatzprodukte und der Reindarstellung des Toluols. Hinsichtlich der eigentlichen Aromatisierung wurde bisher folgendes überlegt bzw. gerechnet.

Es scheint notwendig zu sein, die Aromatisierung in verschiedenen Temperaturstufen durchzuführen. Die bisher in einem einstufig beheizten Rohr durchgeführten Versuche ergaben nämlich eine Bildung der Aromaten nach dem Zeitgesetz

$$\frac{d \text{ Ar}}{d t} = \text{const} \times \text{Konz. Paraffine}$$

d.h. die Aromatenbildung ist am stärksten am Rohreintritt. Es wurde beobachtet, dass die C-Abscheidung anscheinend ziemlich streng gekoppelt ist mit der Aromatenbildung, d.h. die C-Abscheidung ist dort am stärksten, wo die Aromatenbildungsgeschwindigkeit am höchsten ist, mit anderen Worten, bei einem einstufig beheizten Rohr am Rohreintritt. Diese lokale C-Abscheidung belastet den Katalysator gerade am Eintritt besonders stark. Wir hoffen in einer mehrstufigen Apparatur diese Erscheinung dadurch bekämpfen zu können, dass mit steigenden Temperaturen in den Katalysatorstufen gearbeitet wird, d.h., dass die oben genannte nach Integrierung logarithmische Zeitfunktion durch einen gegenläufigen Temperatureinfluss^{nach} Möglichkeit in eine geradlinige^{Funktion} Reaktion umgewandelt

000691

- 5 -

wird. Wir hoffen dann auch, den Kohlenstoff über den Kontakt gleichmässig verteilen zu können.

Wir haben uns weiter mit der Frage beschäftigt, wie die Reaktionswärme, die durch das Ausbringen des Kohlenstoffs, der sich während der Reaktionsperiode auf dem Kontakt abscheidet, auf den ganzen Aromatisierungsvorgang auswirkt.

Reaktionsdauer	10'	20'	30'	40'	50'	60'	70'	80'
g C	0,57	1,14	1,71	2,28	2,85	3,42	3,99	4,56
g C/kg Kont.	1,1	2,2	3,3	4,4	5,5	6,6	7,7	8,8
WE/kg Kont.	9,2	18,4	27,6	36,8	46,2	55,2	64,6	73,6
l O ₂	2,1	4,2	6,4	8,5	10,6	12,7	14,8	17,0
l Luft	10,6	21,2	31,8	42,4	53,0	63,6	74,6	85,2
l Gas m. 2% O ₂	106	212	318	424	530	636	746	852

In obenstehender Tabelle ist für den Fall des Einsatzes von 100 cm³ Paraffin-KW auf 1 l-Kontaktraum ausgerechnet worden, in der ersten Kolonne der Tabelle wieviel C sich bei einer Abscheidung von 5 Gew% C gerechnet auf das eingesetzte Benzin in 10, 20 80 Min. abscheidet. In der zweiten Zeile sind diese g C auf 1 kg Kontakt bezogen worden und in der 3. Kolonne ist die Wärmeentwicklung aufgeschrieben, die pro kg Kontakt durch Ausbrennen des auf dem Kontakt haftenden C entstehen. In der 4. Kolonne sind die Sauerstoffmengen, die für die Ausbrennung erforderlich sind, aufgeschrieben, in der 5. Kolonne die Luftmengen und in der 6. Kolonne die Rauchgasmengen, falls statt mit Luft mit Rauchgas, das nur 2% Sauerstoff enthält, gearbeitet wird. In der Kurventafel 4) sind Temperaturerhöhungen angegeben, die der Kontakt unter diesen genannten verschiedenen Verhältnissen erfährt, wobei die ausgezogene Kurve für den vorliegenden Fall, die gestrichelte Kurve aber für den Fall gerechnet wird, dass statt mit 100 cm³/l Kontakt mit 300 cm³ gearbeitet wird. Diese Rechnung zeigt, dass die Ausbrennung mit Luft viel zu hohe Kontakttemperaturen ergibt, die voraussichtlich die Lebensdauer des Kontaktes sehr ungünstig beeinflussen würden und andererseits erforderlich machen würde, den Kontakt in einer Anordnung zu lagern, die die Wärme sehr gut leitet, da sonst durch die bei der Regene-

- 6 -

rierung auftretende Wärmestauung vielleicht zu hohe Reaktionstemperaturen eintreten würden.

Die Ausbrennung mit Rauchgas ist ohne weiteres möglich. Jedoch ist zu überlegen, dass hierbei ^{da} für die endotherme Reaktion ~~für die~~ ^{der} Aromatisierung an sich notwendige Wärme aus dem Kontakt herausgeführt wird und lediglich zu einer sehr wenig wertvollen ~~Anreicherung~~ des Rauchgases benutzt werden kann, während dann bei der Reaktion die Schwierigkeit bestände, die notwendigen Wärmemengen in den Kontakt zu bringen. Wir haben deswegen überlegt, dass es günstig sein wird, den Kontakt in einer Gitterwerkanordnung zu lagern und das Gitterwerk so zu bemessen, dass eine Temperatursteigerung von Kontakt und Gitterwerk um ca. 20° einer so grossen Wärmemenge entspricht wie sie durch die Kohlenstoffverbrennung erzeugt wird. Die Durchrechnung ergibt dabei, dass eine ganz ähnliche Anordnung, wie wir sie im Acetylenofen haben, etwa ~~diese~~ diesem Wärmewert entspricht, und zwar nimmt das Plattenmaterial ca. 60 Vol%, der Kontakt 40 Vol% ein, entsprechend einem Schüttgewicht des Kontaktes von ca. 0,5 und einem spez. Gewicht des Plattenmaterials von 3,0. Es war jetzt die Frage zu prüfen, ob ~~jetz~~ die Verbrennungswärme des Kohlenstoffs ausreicht zur Deckung der erforderlichen Reaktionswärme. Es seien hier einige gerechnete Reaktionswärmen aufgeführt. Die Aromatisierung von Hexan zu Benzol erfordert für 1 kg eingesetztes Hexan 680 WE, die Aromatisierung von Heptan zu Toluol erfordert 525 WE/kg Heptan ^{Einsetzung}, die Aromatisierung von Okten zu Xylo~~l~~ ^l erfordert 408 WE/kg Okten-^{Einsetzung}. Die Spaltungswärme für Hexan zu einem Gemisch von Propan und Propylen erfordert 360 WE/kg Hexan^{Einsetzung}.

Aus den genannten Zahlen ergibt sich, dass ein kg Kontakt bei 10 Vol% Heptaneinsatz, d.h. auf 100 cm³ Heptan/1 l Kontakt, 41,5 WE in einer Stunde als Spaltwärme erfordert. Dabei ist gerechnet, dass vom Einsatzprodukt 20% gecrackt, 45% aromatisiert werden und 35 % unverändert durchgehen. Ferner ist damit gerechnet worden, dass das Produkt auf Reaktionstemperatur vorgewärmt und verdampft auf den Kontakt tritt. Es werden nach der oben aufgeführten Tabelle bei 60 Minuten Reaktionszeit und 10 Vol% Einsatz 55,2 WE aus

000693

- 7 -

dem Kohlenstoff bei der Regenerierung gewonnen, d.h. ca. 25% mehr als für die Reaktion gebraucht werden. Mithin erscheint die Durchführung der Reaktion über einen solchen Gitterwerk gelagerten Kontakt durchaus durchführbar. Die zur Zeit in der in Betriebssetzung befindliche Versuchsanlage für katalytische Spaltung ergibt die Möglichkeit, auch diese für die technische Durchführung der Aromatisierung wichtige Frage zu prüfen. Nach Abschluss der Versuche kann Näheres über die Konstruktion der Kontaktkammern gesagt werden.

