

Ruhrchemie Aktiengesellschaft
Oberhausen-Holten

Abt. HL - Tr/Hm.

J.-Nr. 42/3/2.

Geheim!

14. März 1942.

3448 - 30/5.01-30

Herren Professor Martin
Direktor Dr. Lagemann
Direktor Alberts
Direktor von Asboth

000828

Betrifft: Bau der LT-Anlage.

Im Nachfolgenden werden die Unterlagen für den Bau der LT-Anlage so vollständig wie möglich gegeben und gleichzeitig ein von uns durchgearbeiteter Vorschlag für die Konstruktion der Anlage übermittelt.

Es sollen 15 000 t Toluol pro Jahr hergestellt werden. Nach Versuchen in der LT-Anlage werden 100 Teile Heptan verwandelt in 76,6 Teile Toluol, 4 Teile Benzinkohlenwasserstoffe, die niedriger als Heptan sieden, und etwa hälftig aus C₅ und hälftig aus C₆ bestehen, 8,5 Teile Crackgas mit einer Kohlenstoffzahl von ca. 2, das in wesentlichen aus Methan, Athan mit wenig Äthylen und Propan mit wenig Propylen sowie kleinen Mengen Butan und Butylen besteht, weiterhin in 6,1 Teile Wasserstoff und 4,8 Teile Kohlenstoff, der auf dem Kontakt verbleibt. Das Heptan wird bei einmaligen Durchgang nicht vollständig umgesetzt. Die Umwandlung von 100 Teilen Heptan in einmaligen Durchsatz sieht folgendermaßen aus: Umumgewandelt bleiben 45,7 Teile Heptan, erzeugt werden 41,6 Teile Toluol, 2,2 Teile unter Heptan siedende Kohlenwasserstoffe, 4,6 Teile Crackgas, 3,3 Teile Wasserstoff u. 2,6 Teile Kohlenstoff. Aus diesen Zahlen ergibt sich, daß das Rücklaufverhältnis von Frischeinsatz zu Gesamteinsatz wie 1 : 1,84 ist. Bei der Herstellung von Reintoluol treten Ver-

Durchschrift

Bdr. Kg.
Rg.

luste ein, und zwar wird nach Laboratoriums- und halbtechnischen Betriebsergebnissen damit gerechnet, daß bei der Schwefelsäurebehandlung 2 % des eingesetzten Roholuols als Säureharz verloren gehen und bei der darauf folgenden Redestillation 5 % des Destillationseinsatzes als Rückstand verbleiben. Daraus ergibt sich eine Gesanterzeugung an Toluol, gerechnet auf das eingesetzte Heptan, von $76,6 \times 98 \times 95 = 71,3$ %. Gerechnet wird im folgenden mit einer Ausbeute von 63 %, mithin enthält die Rechnung eine Sicherheit von 11,6 % gegenüber Zahlen, die im Versuchsbetrieb erreicht wurden. Die Zahlen wurden im Versuchsbetrieb mit verhältnismäßig frischen Kontakten erreicht, im Großbetrieb wird mit einem mittleren Kontaktalter von 2 Monaten, d.h. mit einer Kontaktauswechslung nach je 4 Monaten gerechnet. Diese gealterten Kontakte lassen in ihrer Wirksamkeit und Ausbeute etwas nach. Ferner sind im Großbetrieb eine Anzahl Reaktoren parallel geschaltet und können daher in ihrer Beaufsichtigung nicht so sorgfältig gesteuert werden wie es bei einem Einzelreaktor möglich ist. Diese Gründe lassen eine derartige Sicherheit als gerechtfertigt erscheinen.

Rechnen wir mit 63 % Toluolausbeute auf eingesetztes Heptan, so sind für 15 000 t Toluol pro Jahr ca. 24 000 t Heptan erforderlich.

Es ist auf Wunsch der Wifo vorzusehen, daß die Gewinnung des C₇ aus dem AK-Benzin der Fischer-Anlagen nicht mehr auf den einzelnen Anlagen erfolgt, sondern geschlossen auf der RB-Anlage vorgenommen wird. Nach Angaben von Alberts sind die

monatlichen Produktionen aus Niederdruck-Produkten-synthesen
folgende:

Rheinpreußen	5 700 t
Rauxel	3 000 t
Krupp	3 700 t
Essener Steinkohle	5 300 t
RB	<u>1 300 t</u>
	19 000 moto

Nach früheren Untersuchungen enthalten diese Mengen 9,6 % Heptan,
es fallen also in den Niederdruckanlagen an insgesamt 1 825 moto
Heptan. Aus Druckanlagen sind vorhanden von

Krupp	700 t
Hoesch	<u>4 400 t</u>
	5 100 moto

mit 7,5 % Heptangehalt. Somit können ~~in den~~ aus dem Produkt der Druckanlagen 380 t
Heptan pro Monat erzeugt werden. Aus der RB-Druckanlage steht
infolge der Aufarbeitung zu Ölen praktisch kein C_7 zur Verfügung.
Im ganzen fallen also an 2 205 t Heptan. Diese werden in den von
den einzelnen Anlagen uns zu liefernden Benzinen in einer Kon-
zentration von ca. 18,5 % enthalten sein. Demnach würden jähr-
lich 143 000 t Benzin auf der RB aufgearbeitet werden müssen.
Rechnet man mit einer Heptanausbeute bei der Destillation von
ca. 90 %, die mit Sicherheit zu erreichen sein wird, da wir dis-
kontinuierliche, sehr fein schneidende Kolonnen vorgesehen haben,
so sind jährlich 24 000 t Heptan zu erwarten, d.h. gerade die
Menge, die für die Herstellung von 15 000 t Toluol benötigt
wird.

Es sei nunmehr auf die einzelnen Teile der Anlage
eingegangen.

.000831

1.) Heptan-Destillation.

Zum Einsatz gelangen 143 000 t AK-Benzin mit ca. 18,5 % Heptangehalt und einem spez. Gewicht von ca. 0,7. Die bisher vorgesehene Blasendestillation hat einen Inhalt von 200 m³, sie kann daher 140 t Produkt aufnehmen. Als Schnitte sind zu erwarten pro Destillation 78 t unter C₇ siedend, 7,5 t Zwischenfraktion zwischen C₆ und C₇, 21 t Reinheptan, 7,5 t zwischen C₇ und C₈, und 26 t C₈ und höher siedend. Die Zwischenfraktionen, im ganzen 15 t/Destillation, gehen ins AK-Benzin zurück. Aus dieser Rechnung ergibt sich ein Gesamteinsatz in die Destillation, einschließlich des Rücklaufes aus den Zwischenfraktionen von 160 000 t, der mit 1 140 Destillationen zu bewältigen wäre, in denen außer den 24 000 t Heptan 89 000 t unter Heptan und 30 000 t über Heptan siedende Kohlenwasserstoffe anfallen, in Summa wieder 143 000 t entsprechend dem Einsatz an AK-Benzin. Es ist fraglich, ob die Destillation 1 140 Arbeitgänge wird leisten können, da bei 8 000 Jahresstunden für den einzelnen Arbeitgang dann nur 7 Stunden zur Verfügung stehen würden. Da sowohl Ausbeute wie Güte des geschnittenen Heptans bei der diskontinuierlichen Arbeitsweise wesentlich vom Durchsatz abhängt, so wurde von vornherein vorgesehen, 2 Blasen aufzustellen, so daß nunmehr pro Blase nur etwa 570 Destillationen auszuführen sind, mithin pro Destillation 14 t/d. zur Verfügung stehen, eine Zeit, die sicherlich ausreichend ist. Dr. Bayerl rechnete bei der Rücksprache mit 100 t aufsteigendem Destillat

pro Stunde in der 2,5 m⁵ Kolonne. Rechnet man für die 78 t Vordestillat ein Rücklaufverhältnis im Mittel von 1:3, für die 15 t Zwischenfraktion ein Rücklaufverhältnis von 1:20 und für das Heptan ein Rücklaufverhältnis gleichfalls von 1:20, so ergibt sich eine gesamte aufsteigende Destillatleistung von 1 065 t, die in 10,5 Std. zu bewältigen wären, so daß 4 Std. je Destillation für Füllung und Entleerung zur Verfügung ständen. In Wirklichkeit kann man günstiger arbeiten, da die Möglichkeit der Blasenachfüllung besteht, wodurch noch erheblich an Zeit gespart wird.

2.) Reaktorengruppe.

Die Reaktorengruppe wurde auf folgenden Grundlagen berechnet:

Zur Erzeugung von 15 000 t Toluol sind, wie oben ausgeführt, 24 000 t C₇ nötig, diese müssen mit einem 1,84-fachen Rücklauf in die Anlage eingesetzt werden. Es ergibt sich eine Gesamtheptanleistung von 44 000 tato. Bei 8 000 Arbeitsstunden ergeben sich damit 5,5 t Heptan Einsatz/Std. = 8 m³/Std. Im Gegensatz zu früheren Planungen sollen die Reaktoren auf Grund der neueren Ergebnisse der Laboratoriumsarbeiten nicht mehr mit Kontaktbrockenmischungen, sondern mit reinem Aromatisierungskontakt gefüllt werden. Um eine Überlastung des Kontaktes soweit wie möglich auszuschalten, wird die Kontaktbelastung, die früher mit 20 % vorgesehen war, nunmehr auf ca. 10 % zurückgesetzt. Die Raumbelastung liegt ^{da} bei trotzdem höher als das früher der Fall war, da

Durchschrift

zwar die Belastung ca. auf die Hälfte gesetzt wurde, dafür aber dreimal so viel Kontakt sich im Ofen befindet. Eine noch höhere Belastung ist, wie die nachfolgende Durchrechnung ergibt, deswegen nicht möglich, weil sonst bei der jetzt vorhandenen Wärmekapazität der Füllung zu hohe Temperatursteigerungen auftreten würden.

In Gegensatz zu früher ist ferner vorgesehen, eine 3-Teilung der Reaktorgruppe vorzunehmen, und zwar soll jeweils 1 Teil in Reaktion stehen, ein zweiter Teil soll mit Luft ausgeblasen werden, während der 3. Teil in Reduktion steht. In der Schaltung ist dabei vorgesehen sowohl die Benzol- wie die Luftzeit = $\frac{1}{3}$ der gesamten Umschaltperiode zu wählen, so daß sowohl das Luftgebläse wie der Benzinofen durchlaufen, während die anderen Schaltungen, wie Rauchgas, Wasserstoff usw., sich in das restliche Drittel teilen. Als Reaktoren sollen dieselben Modelle verwendet werden wie für die katalytische Spaltenanlage. Dieses Modell hat ein Füllvolumen von 15 m^3 bei $7,5 \text{ m}^2$ Querschnitt und entsprechend 2 m Kontakthöhe. In jeder der 3 Gruppen sind 5 Reaktoren vorgesehen mit je 15 m^3 Kontakthalt = 75 m^3 Kontakthalt pro Gruppe insgesamt oder 225 m^3 pro Anlage. Außerdem ist in jeder Gruppe ein Reserveraktor geschaltet, damit immer, auch bei Auswechslung des Kontaktes, 15 Reaktoren in Betrieb sein können. Aus den 75 m^3 Kontaktraum ergibt sich bei 8 m^3 Stundeneinsatz an Heptan eine genaue Belastung von 10,66 %. Da der Kontakt ein Schüttgewicht von 0,7 hat, enthält jede Gruppe 32,5 t Kontakt, die ganze Anlage ent-

Durchschrift

hält 157,5 t. In diesen 157,5 t sind 31,5 t Cr_2O_3 und 126 t Al_2O_3 enthalten. Die 31,5 t Cr_2O_3 entsprechen 21,5 t Chrom.

Es ist nunmehr die Wärmewirtschaft der Reaktoren-Anlage zu besprechen. Dazu sei noch einmal der ganze Schaltungsgang wiederholt. Der Reaktor wird mit Luft aufgeheizt. Nach der Luftaufheizung tritt eine Rauchgasspülung ein. Die Rauchgasspülung wird abgelöst von einer Spülung der Reaktoren mit trockenem Wasserstoff. Der Wasserdampfgehalt muß unter $0,5 \text{ g je m}^3$ liegen. Bei der Reduktion des Kontaktes mit Wasserstoff entwickelt sich Wärme, und zwar werden auf 100 kg Kontakt 680 WE entwickelt. Entsprechend wird Wasser gebildet. Nach der Wasserstoffreduktion folgt unmittelbar das Durchleiten des Heptans, das mit der Bildung von Toluol einerseits, die unter Wärmeverbrauch vor sich geht, und andererseits der ^{mit} Abscheidung von Kohlenstoff auf dem Kontakt verbunden ist. Pro kg C_7 Einsatz werden bei den einleitend genannten Umwandlungen 255 WE verbraucht. Nach dem Durchleiten des Benzins werden die Reste des Benzins mit Spülwasserstoff angetrieben, der seinerseits wieder mit Rauchgas verdrängt wird, und darauf folgt von neuem die Periode der Aufheizung durch Durchleiten von Luft unter Verbrennung des abgeschiedenen Kohlenstoffs. Pro kg abgeschiedener Kohlenstoff wird bei der Ausbrennung eine Wärmemenge von 9 600 WE erzeugt. Damit ist der Schaltkreis geschlossen.

Die sämtlichen neuen Versuche zeigen, daß die Kohlenstoffmenge 1,5 % des Einsatzes beträgt. Rechnet man jetzt

Durchschrift

den Schaltgang einer Gruppe durch und rechnet mit halbstündiger Schaltzeit, d.h. 1,5 stündiger Gesamtschaltperiode, so ergeben sich folgende Zahlen: Bei 5,5 t Stundeneinsatz scheiden sich pro Stunde 82,5 kg Kohlenstoff auf dem Kontakt ab. Da die Reaktion in einer Gruppe $\frac{1}{2}$ Std. dauert, werden 41,25 kg Kohlenstoff abgeschieden, die bei der Verbrennung 396 000 WE liefern. Da der Kontakt eine spez. Wärme von 0,25 hat, werden 13 100 WE gebraucht, um die 52,5 tⁿ Kontakt, die in der Gruppe vorhanden sind, um 1°C zu erwärmen, mithin ist bei der Verbrennung mit einer Temperatursteigerung von 30°C zu rechnen.

Außer der Verbrennungsreaktion ist aber noch eine zweite wärzneliefernde Reaktion zu berücksichtigen, nämlich die Reduktionswärme durch Bildung von Wasser aus dem Chromoxyd beim Durchleiten des trockenen Wasserstoffs. Diese Reduktionswärme beträgt, wie oben schon angeführt, 660 WE/100 kg Kontakt oder 355 000 WE pro Gruppe & 5 Reaktoren. Diese Wärmemenge gibt eine Temperatursteigerung von 27°C. Die Summe der Wärmemengen pro Schaltzyklus beträgt also 751 000 WE. Die Temperaturdifferenz beträgt 57°C. Der Wärmeverbrauch während der Reaktion beträgt $255 \times 5 \times 500 = 1\,400\,000$ WE/Std. oder pro halbe Stunde 700 000 WE. Mithin bleibt ein Wärmeüberschuß von 50 000 WE unter den geschilderten Verhältnissen. Dieser Wärmeüberschuß kann durch eine entsprechend eingestellte Luftmenge beseitigt werden. Es gibt aber noch eine wichtige andere Möglichkeit, den Wärmeüberschuß zu beeinflussen. Führt man dieselbe Rechnung, die oben für 30 Min. ausgeführt wurde, einmal

für 15 und einmal für 45 Minuten Schaltzeit aus, so ergibt sich für 15 Minuten aus der Kohlenstoffmenge eine Wärmebildung von 200 000 WE entsprechend einer Temperatursteigerung von $15,4^{\circ}$, aus der Reduktion unverändert 355 000 WE, zusammen 555 000 WE, das entspricht einer Temperatursteigerung von $42,4^{\circ}$ C. Der Wärmebedarf beträgt aber nur 350 000 WE, so daß bei Verkürzung der Schaltzeit der Überschuß von 50 000 auf 200 000 WE ansteigt. Bei Verlängerung der Schaltzeit ergibt sich ein anderes Bild. Die dann abgeschiedene Kohlenstoffmenge gibt, proportional gerechnet, 600 000 WE, entsprechend einer Temperatursteigerung von $45,6^{\circ}$. Die Reduktionswärme beträgt wieder unverändert 355 000 WE, da sie sich nur auf den Kontakt rechnet. Die Summe der erzeugten Wärmemengen beträgt 955 000 WE, der Wärmebedarf aber 1 050 000 WE. Hithin ergibt sich ein Unterschuß von 95 000 WE. Es besteht also bei 1,5 % Kohlenstoffabscheidung durchaus die Möglichkeit, die Schaltzeit so einzustellen, daß jeweils die richtige Wärmemenge zur Verfügung steht. Wir haben aber bei der Durchrechnung der Anlage es für richtig gehalten, größere Sicherheiten hereinzubringen, und zwar haben wir die Frage geprüft, ob es möglich ist, eine Sicherheit in die Anlage hereinzubringen, die das Arbeiten der Anlage noch garantiert bei der 3-fachen Kohlenstoffabscheidung, d.h. bei einer Kohlenstoffabscheidung bis zu 4,65 %; und zwar gelingt es, bis zu 3 % ohne Herabsetzung der Leistung der Anlage zu fahren, die 4,65 % werden beherrscht durch Herabsetzung der Anlage in besonderer Weise auf die halbe Leistung. Wir haben

geglaubt, diese Sicherheiten hereinnehmen zu müssen, weil im allgemeinen die Kohlenstoffabscheidung bei Alterung des Kontaktes größer wird und wir daher in Tatsache mit einer etwas höheren Abscheidung als 1,5 % werden rechnen müssen. Zuerst sei das Arbeiten mit 3 % C-Abscheidung besprochen. Es wird vorgesehen, bei derartig erhöhter Kohlenstoffabscheidung mit 6 Reaktoren zu arbeiten und die Schaltzeit auf 45 Min. heraufzusetzen. 6 Reaktoren werden vorgesehen, um die Kohlenstoffmenge pro Einzelreaktor und Schaltperiode, die ja proportional der Verlängerung der Schaltperiode steigt, bei 45 Minuten Fahrzeit auf ein möglichst noch erträgliches Maß herunterzudrücken. Die Wärmerechnung für eine Reaktorgruppe sieht folgendermaßen aus: Es werden abgeschieden $5\ 500 \times 0,03 \times \frac{45}{60} = 124$ kg Kohlenstoff, die bei der Ausbrennung 1 190 000 WE ergeben. Bei der Reduktion entwickeln die in 6 Reaktoren vorhandenen 63 t Kontakt 426 000 WE. Die Temperatursteigerung beträgt bei 63 t 1°C bei 15 750 WE. Rechnen wir jetzt, um auch die Temperatursteigerung exakt zu berücksichtigen, die Einzelschalt Schritte nacheinander durch, so ergibt sich folgendes Bild:

1.) Ausbrennung. Entwickelte Wärmemenge 1 190 000 WE, Temperatursteigerung 76°C .

2.) Verlängerte Luftblasung.

Es wird 45 Min. lang eine Luftmenge von stündlich $25\ 000\ \text{m}^3$ über den Kontakt geblasen. Die Temperatursteigerung der Luft bei dieser Blasung beträgt hierbei 70°C entsprechend den 76°C Temperatursteigerung, die durch die Ausbrennung erzielt wurden. Die abgeführte Wärmemenge

Durchschrift

beträgt $25\ 000 \times 0,35 \times \frac{45}{60} \times 70 = 459\ 000$ WE. Der Rückgang der Temperatur beträgt 29°C , so daß noch eine restliche Steigerung von 47°C bleibt. Die Reduktionswärme bringt $426\ 000$ WE und damit eine Temperatursteigerung um 27°C auf 74°C . Im Schaltmechanismus ist jetzt noch die Möglichkeit vorgesehen, die Luftzeit gegenüber den Zeiten für Wasserstoff und Rauchgas um ca. 9 Min. zu verlängern, ohne daß damit irgendwie der Gang der gesamten Anlage gestört wird. Durch diese Verlängerung der Luftperiode können weitere ca. $90\ 000$ WE abgeführt werden, entsprechend $5,7^{\circ}\text{C}$ Temperaturdifferenz. Es bleibt dann eine Temperaturdifferenz von $68,3^{\circ}$ übrig. Ca. $50\ 000$ WE werden noch abgeführt durch Rauchgas und Wasserstoff entsprechend einer Temperaturerniedrigung von 3°C , so daß im ganzen eine Temperatursteigerung gegenüber dem Ende der Reaktion von 65°C sich ergibt. Der Wärmebedarf bei der Reaktion beträgt, wie oben schon ausgeführt, $1\ 055\ 000$ WE, entsprechend einem Temperaturabfall von 67°C , d.h. es können etwas über 3 t Kohlenstoff auf diese Weise von der Anlage aufgenommen werden. Um aber auf jeden Fall die Anlage noch weiter zu sichern, wird vorgeschlagen, in der Schaltautomatik eine Zusatzschaltung anzubringen der Art, daß im Schaltrythmus jeweils einmal der Benzinschritt und der Wasserstoffschritt ausfällt, so daß auf je einen Benzin- und Wasserstoffschritt zwei Luftblasungen erfolgen. Die sich ergebenden Schaltschemen für normale Schaltung und für Zusatzschaltung sind in der Anlage im einzelnen aufgeführt. Eine nähere Durchrechnung ergibt, daß man dabei $4,65\%$ beherrschen kann. So hohe Zahlen sind praktisch noch nie erreicht worden. Damit wäre die Wärmeführung

Tab. 1 u. 2/

000839

der Reaktorengruppe besprochen.

3.) Schaltung der Reaktorengruppe.

Wie schon oben gesagt, ist der Schaltgang der Reaktorengruppe Luft, Rauchgas, Reduktionswasserstoff, Benzin, Spülwasserstoff, Rauchgas. Auf Grund der Versuche sind dafür die in der Tabelle⁷ aufgeführten Zeiten für die einzelnen Schaltperioden vorgesehen. Hinter den Zeiten ist jeweils die Geschwindigkeit in $\frac{cm}{sec}$ aufgetragen, mit der die Gase im Reaktor unter der Reaktionstemperatur strömen. Dabei ist auf den freien Raum ohne Berücksichtigung der Raumerfüllung des Kontaktes gerechnet worden. Die wahre Strömungsgeschwindigkeit liegt also wesentlich höher. Es sind in der Tabelle drei verschiedene Schaltrythmen aufgeführt. Die Schaltanlage muß so gestaltet werden, daß sie die Einstellung der Schaltzeiten in diesem Rahmen möglich macht. Bei der Verlängerung der Luftzeit um 9 Minuten wird es notwendig, das 2. Luftgebläse laufen zu lassen, da während der 9 Minuten zwei Anlagen gleichzeitig am Luftgebläse hängen. Entsprechend muß die Luftverteilerleitung bemessen sein. Für sämtliche Variationen ist eine Zeit von 2 Minuten für die Summe der eigentlichen Schaltvorgänge vorgesehen. Bei der Dehnung auf 45 Minuten entsteht eine Totzeit von 15 Minuten, während der die Gruppe zweckmäßig bei geschlossenen Ventilen auf Rauchgas steht. Die Luftgeschwindigkeit ergibt sich aus der oben durchgeführten Wärmerechnung. Die Geschwindigkeit des Rauchgases wurde mit 10 cm gewählt, weil hierbei ohne allzu hohen Rauchgasver-

brauch eine genügende Ausspülung erreicht wird. Die Reduktionswasserstoffperiode wurde bemessen nach hier durchgeführten Versuchen, wonach bei 10 cm Geschwindigkeit 15 Min. und bei 15 cm 10 Minuten Blaseszeit ausreichend zur vollständigen Durchreduktion sind. Die Geschwindigkeit des Benzins ergibt sich aus der Belastung des Kontaktes. Hier sind zwei Geschwindigkeiten aufgeführt, die eine eintrittsseitig und die andere austrittsseitig gerechnet. Der Spülwasserstoff ist mit 5 cm angegeben, da sich hier die beste Spülwirkung ergeben hat. Sowohl bei höheren wie bei tieferen Geschwindigkeiten zeigten sich schlechtere Spülwirkungen. Aus den Geschwindigkeiten ergeben sich die Gebläseleistungen folgendermaßen: Luftgebläse 2 Stück à 25 000 m³, Trockenwasserstoff zwei à 7 500 m³, Rauchgas zwei à 5 000 m³, Spülwasserstoff zwei à 2 500 m³. Der Trockenwasserstoff wird bei normaler Schaltung innerhalb von 90 Minuten 45 Min. lang geblasen, d.h. innerhalb von 1 Stunde 30 Minuten lang. Demnach beträgt der Bedarf innerhalb von 1 Std. 2 500 m³. Bei 1 Std. Gesamtschaltzeit, d.h. bei 20 Min. Benzin- und Luftperiode, wird innerhalb von 1 Std. 2 mal 10 Minuten Trockenwasserstoff mit 15 cm Strömungsgeschwindigkeit gebraucht. Der Wasserstoffbedarf beträgt daher 3 750 m³/Std. Es wird vorgeschlagen, die Silikagel-Anlage für 4 500 m³, d.h. mit rd. 20 % Sicherheit über den maximalen Bedarf, auszuliegen. Der Rauchgasbedarf wurde folgendermaßen errechnet: In einer gesamten Schaltperiode von 90 Minuten werden 6 x 4 Min. Rauchgas gebraucht,

im ganzen also 24 Minuten Rauchgas = 26,5 % der Zeit. Da die Strömungsgeschwindigkeit des Rauchgases ca. 5 000 m³/Std. beträgt, beträgt der Rauchgasbedarf 1 330 m³/Std. Bei den kurzen Schaltperioden ist der Rauchgasbedarf 6 x 2 Min. = 12 Min. in einer Stunde = 20 %, also etwas niedriger. Bei der längeren Schaltperioden ist er gleichfalls niedriger. Da aber das Rauchgas außerdem noch zur Sicherung der ganzen Anlage dienen soll, erscheint es zweckmäßig, die Rauchgaserzeugung reichlicher zu gestalten. Wir würden vorschlagen, sie mit 2 000 m³/Std. auszulegen. Zur Erzeugung der laufend gebrauchten 1 330 m³ Rauchgas werden 330 m³ Koksgas gebraucht, die bei 4 500 WK 1,5 Mill. WK liefern. Es wird vorgeschlagen, die Rauchgaserzeugung mit der Silikageltrocknung zu koppeln und die überschüssige Wärme auf den Wasserstoff zu übertragen, der für die Trocknung der Silikagel-Anlage verwendet wird. In der beigegebenen Zeichnung ist die Silikagel-Anlage so entworfen, wie sie s.Zt. nach den Versuchen, die im Aktenvermerk Nr. 344 v. 19.7.40 beschrieben sind, mit der Firma Herrmann festgelegt wurde. Es ist zu überlegen, ob es zweckmäßig sein wird, evtl. Rauchgas aus den vor der Reaktorengruppe geschalteten Wasserstoffrekuperator heranzuziehen, und dieses Rauchgas in der Rauchgaserzeugungsanlage mit einzusetzen. Für die Silikageltrocknung mit Wasserstoff werden nämlich nur ca. die Hälfte der bei der Rauchgaserzeugung entwickelten Wärmeeinheiten verbraucht. Wir haben auch gerechnet, ob es einen Vorteil hat, Syntheserostgas anstelle Koksgas einzusetzen, aber gefunden, daß sich keine wesentliche Einsparung an Verbrennungs-

Kalorien ergibt.

Für die Speicherung der für das Aromatisierungsverfahren benötigten Gase sind 4 Gasometer erforderlich: erstens ein Rauchgasgasometer. Da dem Gasometer 4 mal stündlich ca. 350 m^3 entnommen werden und er außerdem zur Sicherung des für Stillsetzungsvergänge usw. notwendigen Rauchgasvorrates dient, wird vorgeschlagen, ihn $2\,000 \text{ m}^3$ groß auszulegen. Um die Silikagel-Anlage klein zu halten und eine gleichmäßige Belastung zu haben, haben wir im Gegensatz zu früheren Entwürfen vorgesehen, die Silikagel-Anlage kontinuierlich zu betreiben und den trockenen Wasserstoff in einem besonderen Gasometer, der mit entsprechender Sorgfalt ausgebildet sein muß und zweckmäßig Ölfüllung hätte, zu speichern. Pro Blase, die 10 bis 15 Minuten dauert, werden ca. $1\,200 \text{ m}^3$ Wasserstoff benötigt. Bei dem Normalverbrauch von $2\,500 \text{ m}^3$ trockenem Wasserstoff pro Stunde werden $1\,250 \text{ m}^3$ Wasserstoff in 15 Minuten entnommen. Bei kontinuierlichem Arbeiten der Silikagel-Anlage die bei normaler Belastung einen Durchsatz von $2\,500 \text{ m}^3$ hat, werden in $\frac{1}{4}$ Std. 625 m^3 Wasserstoff nachgeliefert, so daß die Bewegung des Gasometers 625 m^3 ist. Man sollte den Gasometer $3\,000 \text{ m}^3$ groß auslegen, dann würde er um je 20 % seines Volumens in $\frac{1}{4}$ Std. bewegt werden. Der Gasometer für feuchten Wasserstoff ist genau so berechnet wie der für trockenen, auch mit $3\,000 \text{ m}^3$. Der Gasometer liegt im Nebenschluß zur Druckfrischwasserstoffleitung. Er erhält ein Regelventil, das so viel Druckwasserstoff entspannt, daß der Gasometer stets auf dem gewünschten Niveau bleibt. Da bei der Reduktion Wasser-

Durchschrift

stoff verbraucht wird, würde eine Anreicherung der Inerten zwischen den beiden Gasometern Feuchtwasserstoff und Trockenwasserstoff stattfinden. Es ist daher vorgesehen, daß hinter dem Gebläse, das die Silikagel-Anlage mit Wasserstoff beschickt, eine Abwegleitung angebracht wird, die Wasserstoff aus diesem Kreislauf heraus in den 4. Gasometer, den Spülwasserstoff-Gasometer, bringt. Der Spülwasserstoff-Gasometer liegt in Nebenschluß zum Spülwasserstoff-Kühlaggregat und in Nebenschluß zum Reaktionswasserstoff-Kühlaggregat. Er dient als Reservoir für den Gaskompressor der Ölwäsche. Der Spülwasserstoffkreislauf speist dann wieder den Kompressor. Da pro Reduktion ca. 140 m^3 Wasserstoff verbraucht, aber pro Reaktion ca. 100 m^3 erzeugt werden, so ist, wenn man eine Verdoppelung des inertes Gehaltes im trockenen Wasserstoffkreislauf zuläßt, die aus dem Trockenwasserstoffkreislauf in den Spülwasserstoffkreislauf herüber zu drückende Menge = $140 \text{ m}^3/\text{Reaktion}$ oder $280 \text{ m}^3/\text{Std.}$, da pro Reduktion ca. 140 m^3 Wasserstoff zu Wasser oxydiert werden. Erzeugt werden 200 m^3 Wasserstoff/Std., außerdem werden erzeugt 190 m^3 Crackgas und ferner wird, wie oben ausgeführt, in der Stunde zweimal mit je 200 m^3 Spülwasserstoff gespült, so daß die reine Gasleistung des Kompressors ca. $2800 \text{ m}^3/\text{Stunde}$ beträgt. Dazu kommt noch die Dampfleistung bei ca. 300 g Benzinsättigung, die dampfdruckmäßig zu erwarten ist. Das Dampfvolumen beträgt bei einem Molgewicht von 90 g 210 m^3 . Sämtliche Zahlen sind auf 0° 760 reduziert. Außerdem muß noch die Wasserstoffmenge komprimiert werden, die aus dem Trockenkreislauf in Höhe von stündlich 280 m^3 rückgeblasen

wird, das ergibt eine Summe von rd. $3\ 290\ m^3$. Der Kompressor wird also für eine Ansaugleistung von $4\ 000\ m^3$ und $10\ atü$ auszuliegen sein. Entsprechend dieser Gas- und Kompressorleistung von insgesamt $3\ 290\ m^3$ sollte der Spülwasserstoffgasometer, der die ganzen Unregelmäßigkeiten der Gruppe aufzunehmen hat, mit $3\ 000\ m^3$ ausgelegt werden.

Wir kommen nunmehr zur Besprechung der eigentlichen Schaltung. Wir sind davon ausgegangen, sämtliche Gasventile bei den eintretenden Gasen auf die kalte Seite zu legen. Die aus der Reaktorengruppe austretenden Gase werden, bevor sie zu den Ventilen gelangen, in einem Abhitzekeßel soweit abgekühlt, daß jede Gefahr für die Ventile genommen ist. Das einzige Heißventil, das dicht absperrn muß, ist lediglich das Benzin-Absperrventil. Das Ventil hat rechnerisch ca. $200\ mm\ \varnothing$. Da wir Erfahrung haben mit $125\ mm\ \varnothing$ Ventilen, die jetzt bereits in mehrjährigen Betrieb ohne besondere Wartung tadellos sich bewährt haben, so scheint uns hier keinerlei Gefährdung gegeben, hauptsächlich, da man das Ventil doppelt auslegen und mit Zwischenentlüftung versehen kann. Die Schaltung ist am besten anhand der Zeichnung zu verfolgen. Wir haben für die Zuleitung sämtlicher Gase in die Einzelreaktoren eine einzige Leitung gewählt im Gegensatz zu früheren Entwürfen, bei denen für Benzin und Luft verschiedene Leitungen gewählt wurden. Heute ist die Luftmenge pro Reaktor verringert, die Benzinmenge aber vergrößert. Außerdem haben wir in der Zwischenzeit eine Reihe von Versuchen ausgeführt und die Aufspaltungen in mit Sidermalispänen gefüllten Pytha-

000845

goras-Rohren gemessen. Es ergab sich für 62 Sek. Aufenthaltsdauer bei 480° 2 % Aufspaltung, bei 500° 5 % und bei 520° 11 %. Im Betrieb wäre mit einer Aufenthaltsdauer von ca. 10 Sek. bei max. 500° zu rechnen. Man kann aber wegen der großen Rohrweite noch nicht einmal mit den Aufspaltungen rechnen, die in gefüllten Pythagoras gefunden wurden. Im leeren Pythagoras-Rohr waren die Aufspaltungen erst bei doppelter Aufenthaltsdauer von 125 Sek. so hoch wie oben für das mit Siccromalspähnen gefüllte Rohr beschrieben. Aus all diesen Unterlagen ist abzuschätzen, daß bei den großen Durchmessern der für den Betrieb infrage kommenden Leitungen mit einer Aufspaltung von 0,4 % bei den oben genannten Aufenthaltsdauern zu rechnen ist. Es ist also durchaus ungefährlich, das Heptan durch dieselbe Leitung zu leiten wie das Benzol. Auch die Austrittsleitung ist ungefährlich, da hier schon die Volumenvermehrung des Heptandampfes auf ungefähr den dreifachen Wert durch den entwickelten Wasserdampf eingetreten ist und die Leitung außerdem verhältnismäßig schwach isoliert werden kann, so daß die mittlere Wandtemperatur dort nur noch stark 400° beträgt und eine Crackgefahr damit völlig ausgeschlossen ist. Für die Einstellung der einzelnen Reaktoren auf Luft wurden Drosselventile vorgesehen, damit eine gleichmäßige Beaufschlagung gewährleistet ist. Da diese Drosselventile bei der kleinen Heptanmenge völlig wirkungslos werden, so sind in den Einzelleitungen zu den Reaktoren automatisch bediente Absperrventile vorgesehen, die bei Heptaneinsatz geschlossen

sind. Im Umgang zu diesen Absperrventilen liegen kleine Drosselventile, durch die die Heptanmenge einreguliert wird. Es wird zweckmäßig sein, in den Zuleitungen zu den Reaktoren Meßorgane anzubringen, damit jeder einzelne Reaktor nach der Mengenbeaufschlagung gemessen werden kann. Hierfür wird zweckmäßig eine ähnliche Schaltung vorzusehen sein, wie sie bei der KO-Anlage eingerichtet wurde, d.h., sämtliche Meßeinrichtungen werden auf ein Schaltbrett zusammengeholt und können in ganz bestimmter Weise nur während der Luftperiode eingeschaltet werden. Die Drosselventile sind mit Servo-Motor zu versehen, damit sie bequem eingesteuert werden können. Die Einstellung des Heptan-Drosselventils geschieht am besten bei der Spülwasserstoffschaltung.

Näher eingegangen werden muß jetzt auf die Luftrauchgas-Wasserstoff-Schaltung und die in diese Schaltung einbezogenen Erhitzer. Nach Rücksprache mit Herrn Dr. Schaack von der Rekuperator Düsseldorf bestehen, wie erwartet, große Schwierigkeiten, für Luft, Rauchgas und die verschiedenen Wasserstoffmengen nur einen einzigen Rekuperator anzuwenden. Da die Gasmengen 1:10 variieren, die Wärmeübergangszahlen ganz verschieden sind, ist es nach Ansicht von Dr. Schaack zwecklos, das Problem überhaupt näher zu diskutieren. Von Dr. Schaack wurde vorgeschlagen, mehrere Reaktoren anzuwenden, von denen der eine für Luft, der andere für Rauchgas und wahrscheinlich ein dritter noch für Wasserstoff berechnet werden sollte. Es ist natürlich ein verhältnismäßig schwieriges Arbeiten, da die Rekuperatoren alle

eine ziemlich lange Zeit außer Betrieb sind. Außerdem erscheint die Einrichtung des ganzen Aggregates, wenn man alle zusätzlich notwendigen Aggregate wie Rauchgas-Umwälzgebläse, Regeleinrichtung usw. berücksichtigt, außerordentlich teuer. Wir glauben, nun eine sehr einfache Lösung gefunden zu haben. Der Wasserstoff soll in einem Rekuperator vorgewärmt werden. Der Rekuperator würde eine Leistung zwischen 7500 und 2 500 m³/Std. haben. Er ist ohne weiteres so anzulegen, daß er beide Mengen mit hohem Wirkungsgrad verarbeitet. Luft und Rauchgas dagegen sollen nicht rekuperativ vorgewärmt werden, sondern durch direktes Einbrennen. Es ist vorgesehen, eine Verbrennungskammer zu schaffen, in der Gas mit etwa theoretischer Luftmenge verbrannt wird, so daß in der Kammer sehr hohe Temperaturen entstehen. Unmittelbar oberhalb dieser Kammer, die ausgezeichnet isoliert angeordnet wird und ein möglichst kleines Volumen hat, dafür aber aus erstklassig feuerfestem Material besteht, ist Luft und Rauchgaseintritt vorgesehen. Die Steuerung würde so sein, daß Brenngase und Brennluft mit einem Verhältnisregler gesteuert würden, und die Absolutmenge von Brennluft und Gas von einem Temperaturregler beeinflusst würden, der in dem Hauptstrom liegt und die für die Reaktorgruppe erforderliche Temperatur festhält. Während der Luft- und Rauchgasblasung soll durch den Wasserstoff-Rekuperator eine kleine Menge Rauchgas gehen. Während der Reaktion soll auf dem Wasserstoff-Rekuperator Wasserstoff stehen. Es ist vorgesehen, den Wasserstoff gleichfalls durch die Brennkammer gehen zu

lassen, um eine einfache Spülung zu bewirken und zu verhindern, daß irgendwo tote Ecken sind, in denen sich explosive Gas-Luft-Gemische bilden könnten. Hinter der Brennkammer befindet sich ein automatisch gesteuertes Absperrventil, das während der Benzineriode geschlossen ist. Das Ventil braucht nicht absolut dicht zu sein, da hinter dem Ventil Benzin, vor dem Ventil aber, wie oben erwähnt, Wasserstoff steht. Es dient nur dazu, eine Rückdiffusion des Benzins in die Brennkammer bzw. in den Wasserstoffrekuperator zu vermeiden. Nach meiner Erfahrung legt Dr. Schaack die Rekuperatoren immer reichlich knapp aus, so daß hohe Rohrtemperaturen auftreten. Da in dem vorliegenden Entwurf nur ein Minimum an Rekuperatoren gebraucht wird, ist bei der Bestellung darauf zu achten, daß die Rekuperatoren sehr reichlich ausgelegt werden. Ich verweise dabei besonders auf Erfahrungen in der Versuchsanlage, bei denen sich einwandfrei herausgestellt hat, daß Sieromal 8 auf die Dauer Temperaturen von 650°C nicht gewachsen ist, im Gegensatz zu dem, was Dr. Schiffler und seine Mitarbeiter bei den Deutschen Röhrenwerken uns immer wieder mitteilen. Wir messen nämlich am Rekuperator der LT-Anlage eine Rauchgaseintrittstemperatur von 700 bis 750°C , eine Luftaustrittstemperatur aus dem Rekuperator von 550°C . Die Rohrwandtemperatur kann also im Mittel nicht über 700°C gelegen haben. Trotzdem sind im Laufe von einem etwa $1\frac{1}{2}$ -jährigem Betrieb sehr bedenkliche Verzunderungen zu beobachten. Bemist man den Reaktor klein, muß man bekanntlich mit der Rohrwandtemperatur sehr heraufgehen und die

Geführung des Reaktors wird groß. Da in der Katorfabrik Beobachtungen gemacht wurden, daß bei Wasserstoff-Rekupera-
toren die Wasserstoff-Eintrittsseite infolge Korrosion be-
schädigt wird, die dadurch zustande kommt, daß infolge der
guten Wärmeleitfähigkeit des Wasserstoffs der eintretende
Wasserstoff die Rohrwände so stark kühlt, daß auf der Rauch-
gasseite der Taupunkt unterschritten wird und dadurch eine
Wasserabscheidung eintritt, so wird evtl. eine Vorwärmung
des Wasserstoffs mit Dampf auf ca. 100°C vorzusehen sein.
Wegen der Ausführung der Ventile wird vorgeschlagen, sämt-
liche Absperrventile sowohl auf der Gaseintritts- wie auf
der Gasaustrittsseite als Doppelventile auszubilden. Die
nicht direkt absperrenden Ventile, wie das Durchgangsventil
zwischen Reaktorgruppe und Luftvorwärmer, sowie die Ventile
in den einzelnen Reaktorleitungen dagegen können ruhig
einzeln ausgebildet werden. Im Nachfolgenden geben wir
eine Tabelle, in der wir die Gasgeschwindigkeiten und die
Ventildurchmesser festgelegt haben. ^(vgl. Tab. 4) ist natürlich zu
kontrollieren, ob hier alle wesentlichen Punkte wirklich
richtig berücksichtigt worden sind. Zu der Schaltung ist
noch nachzuholen, daß wir außer den bisher besprochenen
Ventilen ein Umgangsventil vorgesehen haben, das es ge-
stattet, das Heptan um die Reaktorgruppe herum direkt in
die Kondensation zu leiten. Bei der Wärmebilanzberechnung
der ganzen Anlage ist von dieser Möglichkeit schon kurz
gesprochen worden. Sie ergibt eine letzte Notlösung bei un-
gewöhnlich hoher Kohlenstoffabscheidung, um die Anlage

entsprechend durch Überschlagung je einer Reaktionsperiode mit den zur Verfügung stehenden Luftmengen fahren zu können. Es ist vorgesehen, über ein Drosselventil diese Leitung, damit sie mit Sicherheit frei bleibt, laufend mit Wasserstoff zu spülen. Diese Wasserstoffmenge ist in ihrer Quantität noch nicht genau zu überschauen, bei der Auslegung des Kompressors muß sie aber berücksichtigt werden. Noch weiter auf die Schaltung einzugehen erübrigt sich, da alles andere aus der beige-fügten Zeichnung zu ersehen ist. Die Schaltungsfolge selbst ist in Tab. 3 u. Abb. 1-3, wie schon oben erwähnt, näher ausgelegt. Der Benzinofen muß nach unserer Ansicht als Röhrenofen ausgebildet werden, da zur Aufheizung des Benzins auf ca. 480° bei dem hohen Dampfgewicht und der hohen erforderlichen Wärmemenge wahrscheinlich nur ein derartig ausgebildeter Ofen überhaupt infrage kommt.

4.) Kondensation u. Aufarbeitung der erzeugten Produkte.

Wir kommen nunmehr zu dem Kondensationsystem. Es sind im ganzen 3 Kühlergruppen vorgesehen, und zwar erstens eine Kühlergruppe für den trockenen Wasserstoff nach der Reduktion. Hier muß ein indirekter Kühler verwendet werden, da direkte Wassereinspritzung wegen der Gefahr der Kinschleppung von Sauerstoff und Kohlensäure nicht zulässig ist. Der Röhrenkühler ist, wie alle anderen Kühler der Anlage, mit wasserseitig kupferplattierten Rohren auszubilden, falls diese noch zu beschaffen sind. Das Wasser geht möglichst durch die Bohre. Hinter dem Kühler ist ein Abscheider für das gebildete Reaktionswasser vorgesehen. Ein zweites Kühlsystem ist für die Reaktionsgase erforderlich.

Durchschrift

Bei der KC-Anlage ist für die Kühlung der Reaktionsgase ein Einspritzkühler mit Kreislauf-Wasserkühlung und Alkalisierung des Kreislaufwassers verwendet worden. Das Aggregat ist kompliziert und teuer, mußte aber gewählt werden, da die bei der katalytischen Spaltung mitverwendeten Dampfmen gen die in den Produkten enthaltenden organischen Säuren lösen und dadurch korrosiv wirken. Bei der Aromatisierung ist eine derartige Konstruktion unnötig, die Produkte sind praktisch trocken und haben daher selbst, falls Säuren vorhanden sind, praktisch keine korrosiven Eigenschaften. Ein drittes Kondensationsystem ist erforderlich für die Spülwasserstoffperiode. Dieses Kondensationsystem ist parallel dem Hauptkondensationsystem geschaltet und dient zur Vermehrung der Kühlkapazität während der Spülzeit, denn während der Spülperiode ist die Kühlleistung praktisch verdoppelt. Selbstverständlich müssen Abscheider bei den beiden Kondensationsystemen vorgesehen werden. Die Gasmenge ist oben bereits berechnet worden. Die Kühlerleistungen sind folgende:

1.) Kühler für Reduktionswasserstoff.

7 500m³ Wasserstoff von ca. 250°C/Std. mit ca. 600 kg Wasser. Dabei ist ^{zu}berücksichtigen, daß die Reduktionsperioden in der Stunde bei normalem Betrieb nur 2 x ¼ Std. dauern.

2.) Der Kühler für den Spülwasserstoff

ist auszulegen für 2 400m³ Spülwasserstoff mit einem Gehalt von 33 Vol.% Toluoldampf und einer Temperatur von 250°C. Es ist zu berücksichtigen, daß der Spülwasser

stoff zwei mal in der Stunde je 5 Minuten in Betrieb ist.

- 3.) Als 3. Kondensationsystem ist der Reaktionsgaskühler für eine Leistung von $2 \cdot 200 \text{ n-m}^3$ Wasserstoff + 200 n-m^3 Crackgas + $1 \cdot 100 \text{ n-m}^3$ Heptan-Toluol bei einer Temperatur von 250°C auszulegen.

Es wird weiterhin vorgesehen, die anfallenden Gase nach Kompression in einer Ölwäsche von den mitgeführten Benzinteilen zu befreien. Die Auslegung des Kompressors ist weiter oben schon erörtert worden. Der Kompressor ist mit Kühlern zu versehen, die entsprechend große Abscheider tragen, da der größte Teil des in den Gasen enthaltenen Benzins sich schon bei der Kompression ausscheiden wird. Die Ölwäsche würde nach unserem Vorschlag bestehen aus einem Glockenbödenturm, der mit einer geeigneten Paraffinölfraktion, etwa von 220 bis 240° siedend, berieselt wird. Das ablaufende gesättigte Öl geht durch einen Wärmeaustauscher und einen Dampfvorwärmer in einen Abtreiber, der mit Reboilerschlange und direkter Dampfeinblasung versehen ist. Es ist ein kleiner Rücklauf vorgesehen. Das ablaufende abgetriebene Öl geht über einen Wärmeaustauscher und Kühler wieder auf die Waschkolonne, die zweckmäßig bei 12 atm arbeiten wird. Das gewaschene Gas steht dann mit 10 atm für andere Verwendungszwecke zur Verfügung. Beispielsweise kann es unter diesem Druck direkt in die Primärsynthese wieder eingesetzt werden, es kann aber auch für die Linde-Zerlegung in Kompressorenhaus gebraucht werden. Die Analyse des

Gases ist folgende:

H ₂	91,0
N ₂	1,5
CH ₄	2,3
C ₂ H ₆	2,5
C ₃ H ₈	1,2
C ₄ H ₁₀	1,0
C ₂ H ₄	0,2
C ₃ H ₆	0,2
C ₄ H ₈	0,1
	<hr/>
	100 %
	<hr/>

Der Abtreiber soll bei 2 atm. arbeiten, um eine sichere Kondensation der Benzindämpfe zu erreichen. Die abgetriebenen Benzine werden in einer hinter den Abtreiber geschalteten kleinen Kolonne bei 3 atm. in Leichtbenzin, d.h. C₅, und höher siedende Produkte, getrennt. Die höher siedenden Produkte, im wesentlichen Heptan und Toluol enthaltend, gehen mit dem ^{im} Kompressor und in den beiden Kühlern abgeschiedenen Toluol-Heptangemisch in den Sammel-tank für aromatisierte Produkte. Die Abtreibung des C₅ ist vorgesehen, da weiterhin in einer Blasendestillation gearbeitet wird und hier die Kondensation des leichtflüchtigen C₅ ohne Druck Schwierigkeiten machen bzw. besondere Kühlwasseranforderungen stellen würde.

Für die Trennung der aromatisierten Produkte ist wiederum eine diskontinuierlich arbeitende Anlage vorgesehen, die genau wie die oben beschriebene aus einer 200 m³ Blase und einer Kolonne mit 60 - 80 Böden bei 2,50 m ϕ bestehen soll. Bei 144 t Füllung sind pro Destillation aus der Blase

Durchschrift

zu erwarten 1,17 t Leichtbenzin, 8,5 t Zwischenprodukt, 65,8 t C_7 , weitere 8,5 t Zwischenprodukt, 59,6 t Toluol und ein Rückstand von ca. 10 m^3 , der aber in der Blase verbleibt. Im Ganzen fallen 39 400 t aromatisiertes Produkt an, davon gehen 600 t als Leichtbenzin in der vorher genannten kleinen Vordestillation fort. Es bleiben also 38 800 t als aromatisiertes Produkt. Ferner kommen aus der Destillation 5 200 t als Zwischenprodukt, so daß im ganzen 44 000 t in der Anlage zu destillieren sind. Da wegen des in der Blase verbleibenden Rückstandes von 10 m^3 190 m^3 gefüllt werden können, die ein spez. Gewicht von 0,760 aufweisen, so beträgt die Neufüllung jeder Blase 144 t. Demnach sind im Laufe eines Jahres $\frac{44\ 000}{144} = 306$ Destillationen durchzuführen. Das anfallende Toluol wird in einer Nachraffination in Reintoluol übergeführt. Dazu wird es mit Schwefel, Natronlauge und Wasser gewaschen. Bei dieser Waschung entsteht ein Verlust von ca. 2 %. Da in der Destillation 18 300 t Toluol anfallen, beträgt der Verlust 366 t. Aus dem Agitator würde das Toluol über einen Vorrattank in eine Rektifikation gegeben werden, die zweckmäßig gleichfalls aus einer kleinen Blasendestillation besteht. Hier werden 5 % Rückstand = 900 t abgeschieden. Es entstehen 17 000 t Toluol; da mit einer Sicherheit von 11,6 % gerechnet wurde, ist mit dieser Menge die gewünschte Erzeugung von 15 000 t gesichert.

Anlagen.

Hamm Holling

Durchschrift

Tabelle 1

000855

Schaltplan bei normaler Schaltung.

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
Luft	0	0	0	0	-	-	-	-	-	-	-	0	0	0	-
Rauchgas	-	0	0	0	0	-	-	-	-	-	-	0	0	0	-
Trock.H ₂	-	0	0	-	-	0	0	-	-	-	-	-	-	-	-
Benzin	-	-	-	-	-	0	-	0	0	-	-	-	-	-	-
Spül-H ₂	-	0	Verfg.	-	-	-	-	-	-	0	0	-	-	-	-
Rauchgas	-	0	0	0	0	-	-	-	-	-	-	0	0	0	-

Tabelle 2

Schaltplan bei Zusatzschaltung.

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
Luft	0	0	0	0	-	-	-	-	-	-	-	0	0	0	-
Rauchgas	-	0	-	0	-	-	-	-	-	-	-	0	-	-	-
Trock.H ₂	-	0	-	0	-	-	-	-	-	-	-	0	-	-	-
Benzin	-	0	-	0	-	-	-	-	-	-	-	0	-	-	-
Spül-H ₂	-	0	-	0	-	-	-	-	-	-	-	0	-	-	0
Rauchgas	-	0	0	0	0	-	-	-	-	-	-	0	-	-	-
Luft	0	0	0	0	-	-	-	-	-	-	-	0	0	0	-
Rauchgas	-	0	0	0	0	-	-	-	-	-	-	0	0	0	-
Trock.H ₂	-	0	0	-	-	0	0	-	-	-	-	-	0	0	-
Benzin	-	-	-	-	-	0	-	0	0	-	-	-	-	-	-
Spül-H ₂	-	0	Verfg.	-	-	-	-	-	-	0	0	-	-	-	-
Rauchgas	-	0	0	0	0	-	-	-	-	-	-	0	0	0	-

000856

Tabelle 3

	I		II		III	
	Min.	cm/sec.	Min.	cm/sec.	Min.	cm/sec.
Luft	30	ca. 50	20	ca. 50	45	ca. 50
Rauchgas	4	" 10	2	" 10	4	" 10
Trock. H ₂	15	" 10	10	" 15	15	" 10
Benzin	30	2,5/7,2	20	2,5/7,2	45	2,5/7,2
Spül-H ₂	5	ca. 5	4	ca. 5	5	ca. 5
Rauchgas	4	" 10	2	" 10	4	" 10
Schaltzeit	2	-	2	-	2	-
Totzeit	-	-	-	-	-	-

Tabelle 4

000357

Ventil Nr.	Medium	Temperat.	Gas- menge m ³ /sec.	zuläss. Strömgs. Geschwind. m/sec.	Ventil- durch- messer in mm
1	Luft	kalt	7,0	30	550
2	-	500°	19,8	70	600
3	-	500°	4,0	70	250
4	Luft	250°	13,3	50	600
5	Rauchgas	kalt	1,4	30	250
6	trock.H ₂	"	2,1	30	300
7	"	250°	4,0	50	300
8	Benzin	500°	0,95	30	200
9	Benzin	250°	1,87	30	300
10	Spül-H ₂	kalt	0,7	30	200
11	"	250°	1,3	30	250
12	Rauchgas	kalt	0,06	30	50
13	Koksgas	"	0,2	30	100
14	Luft	"	0,9	30	200
15	Benzin	500°	0,95	30	200

Durchschrift

Ruhrchemie
Aktiengesellschaft
Oberhausen-Holten

Schaltung
zur Planung der LT-Anlage

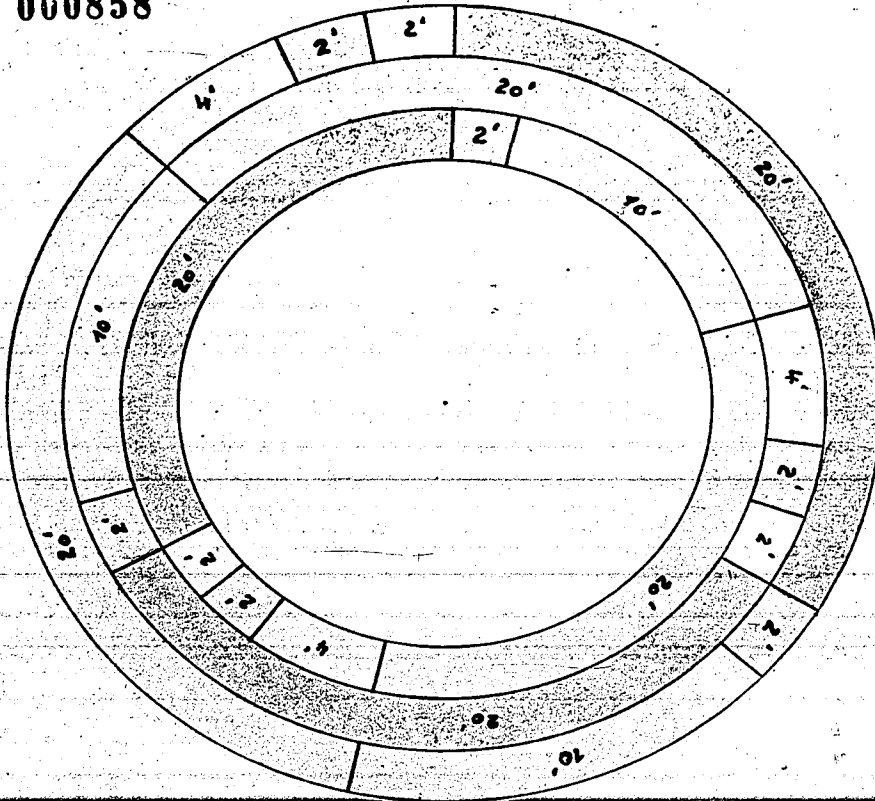
17. II. 1942
Maßstab 1: 100








Bemerkung: 20' Reaktion Gesamtschaltdauer 60'

HL 56

000858

Abb. 1



- | | |
|--|--|
|  Benzin |  Rauchgas |
|  Luft |  Totzeit |
|  Reduktions-Wasserstoff |  Schaltzeit |
|  Spül-Wasserstoff | |

