

19

000305

Hauptlaboratorium
J.-Nr. 43/1/20.

Geheim!

29. Januar 1943.

Sekretariat fig.	
Eingang:	5.2.43
Lfd. Nr.:	147
Beantw.:	

Herrn Dir. Dr. H a g e m a n n .

ges. Fig.

Betrifft: Kombinierte Anlage für die Herstellung von Fliegerbenzin und Toluol aus Erdölbenzin und Fischer-Tropsch-Benzinen, der in Mittel- und Ostdeutschland gelegenen Werke.

Die Gesamtplanung geht dahin, monatlich 3 000 t Toluol herzustellen. Zugrunde gelegt wird die garantierte Toluolausbeute von 60 Gew.%, in der, zumindest hinsichtlich der Fischer-Produkte, eine ausreichende Reserve liegt. Für die Qualität der Fliegerbenzine wird zugrunde gelegt etwa die im Bericht vom 6.10.1942 festgelegte Qualität, nach der bei Herausnahme von 32 % Fraktionen, die eine OZ. von über 75 aufwiesen, ein Produkt erhalten wurde, das nach Zugabe von 1,2 ccm Blei eine MOZ von 91 erreicht bei

d ₂₀	0,713
n _{D20}	1,4048
Anilinpkt.	40,5
Jodzahl	2,5

Der Reiddruck von 0,78 war s.Zt. noch etwas hoch. Die Ueberladefähigkeit wurde vom Prüfstand bei den üblichen Bedingungen geprüft

Luftüberschußzahl	mittl. effekt. Druck
0,75	15,5
0,9	14,7
1,0	13,5
1,1	12,8
1,3	13,3

Doh. M.
Hst.
Tappo

Für die Herstellung dieses Benzins wurden folgende Einzel-fraktionen verwendet:

Siedebereich	Menge in Vol.%	Dichte	O.Z.	Blendwert 1:1 mit n-Heptan
Tiefkondensat	3,90	0,55	100	-
bis 40°C	6,92	0,628	-	78
40 - 53	2,02	0,665	-	81
53 - 58		0,679		
58 - 62	4,03	0,662	75,6	-
68 - 71	2,59	0,75	77,5	-
71 - 75	1,15	0,794	-	110
75 - 81	2,34	0,760	80,1	-
81 - 88	0,63	0,743	-	110
103 - 105	2,42	0,79	93	-
109 - 111	1,56	0,84	-	106
134 - 137	3,4	0,802	86,6	-

Die SKZ. des Fliegerbenzins lag bei 81.

Als Ausgangsprodukt wurde ein rumänisches Erdöldestillat untersucht, das folgendermaßen gekennzeichnet war:

d_{20}	0,730
n_{D20}	1,4111
Jodzahl	2
S.K.Z.	109
O.Z.	56,4
Reiddruck	0,31
Anilinpunkt	57
S.P.L.	16
Siedebeginn	58°C
bis 100°	33 %
" 112°	50 %
" 132°	70 %
" 200°	95 %

Da der Reiddruck in dem vorliegenden Benzin zu hoch war, wird der Rechnung eine Ausbeute von nur 30 % Fliegerbenzin auf das Erdöl zugrunde gelegt. Es handelt sich bei dem Erdöl um ein typisches paraffinöses Material, das in der OZ. noch schlechter ist als die Benzine des Gura Ocritei-Typs, und etwa der Buschtani-Qualität entspricht.

Bei dieser destillativen Aufarbeitung wurden in der Siedelage von 88 bis 103°C 18,7 % Produkte gefunden, von denen nach unseren bisherigen Untersuchungen 42,5 % für den Einsatz zur Aromatisierung geeignet sind. Die 42,5 % entsprechen 8 % des Erdölbenzins.

Es ist nunmehr zu überlegen, welche Einsatzmengen für die Toluolherstellung zur Verfügung stehen.

Nach den neuesten Angaben liegen die Produktionen folgendermaßen:

	<u>moto flüssige Produkte</u>	<u>Prozent- gehalt C₇</u>	<u>moto C₇</u>
Brabag	14 000	9,8	1 370
Schafpötsch	2 300	8	184
Litzkendorf	5 000	9,8	490

Das entspricht 2 044 moto C₇-Fraktion bzw. 24 500 jato = 14 700 jato Toluol. Eine Anlage für 36 000 jato müßte also noch 21 300 jato Toluol aus Erdölprodukten herstellen. Bei gleicher Ausbeute wie bei Fischer-Produkten würden hierzu $21\,300 : 0,6 = 35\,500$ t C₇-Fraktion aus Erdöl benötigt werden. Bei 8 % C₇-Gehalt entspricht das 445 000 t Benzin, die in der Anlage ~~zurück~~destilliert werden müssen. Legt man einmal die Zahlen des Berichtes vom 6. Oktober 1942 zugrunde, indem man das Fliegerbenzin hinsichtlich Reiddruck noch etwas korrigiert, so erhält man aus den 445 000 t neben 21 300 t Toluol 133 000 t Flugbenzin, 174 000 t Autobenzin u. 102 000 t Dieselöl.

Für die Errichtung der technischen Anlage wird folgendes vorgeschlagen:

Die Brabag führt bei sich einen Vorschnitt der gesamten Fischer-Benzine durch, und zwar stehen monatlich 10 220 t AK-Benzin zur Verfügung, aus denen in einer kontinuierliche laufenden Anlage mit Sidestripper am Kopf der Hauptkolonne 5 060 t C₅ C₆ - Fraktion abgenommen werden entsprechend einer Ausbeute von ca. 90 % an dieser Fraktion. In der Seitenkolonne wird eine unreine C₇ - Fraktion abgenommen, die das C₇

in einer Ausbeute von 95 % enthält, und die folgendermaßen zusammengesetzt ist:

560 t	C ₅ C ₆
1 940 t	C ₇
100 t	C ₈
2 600 t	unreine C ₇ -Fraktion

mit einem Gehalt von 74,5 % C₇. Am Boden der Reaktor-
kolonne werden 2 560 t oberhalb C₇ siedende Kohlenwasser-
stoffe abgenommen, die 100 t C₇ = 5 % der C₇-Menge ent-
halten. Die unreine C₇-Fraktion wird von der Brabag an
die T.F.B.-Anlage (Toluol-Fliegerbenzin-Anlage) geliefert.

Der Aufbau der TFB-Anlage ist folgender:

Die 445 000 t Erdölbenzin sind in folgende Fraktionen auf-
zuteilen:

<u>Siedebereich</u>	<u>%-Gehalt</u>	<u>Toluol- herstellg.</u>	<u>Flieger- benzin</u>	<u>Auto- benzin</u>	<u>Die- selöl</u>
bis 63°	16,87	-	16,87		
63 - 68	6,7			6,7	
68 - 88	6,7		6,7		
88 - 103	18,77	8		10,7	
103 - 111	3,98		3,98		
111 - 133	19,26			19,26	
133 - 137	4,84		4,84		
über 137°	27				27

Die Destillation des Erdöls soll mit Blasendestillationen
durchgeführt werden. Eine kontinuierliche Destillation
wird nicht möglich sein, weil

- 1.) mit dem Anfall verschiedener Erdölqualitäten auch
die Fraktionen wechseln werden und damit laufend eine
Neueinstellung der Regleranlage notwendig würde.
- 2.) muß bei der scharfen Fraktionierung, die verlangt wird,
bei der kontinuierlichen Anlage immer die Gesamtmenge
der entsprechenden Fraktionen bei hohem Rücklaufver-
hältnis getoppt werden, während bei der Blasendestillation
mit niederem Rücklaufverhältnis bis an die Zwischen-
fraktion herangefahren werden kann und erst dann eine
Erhöhung der Dampfmenge vorgenommen werden braucht.

Der bisherige Nachteil der Blasendestillation, nämlich kleines Füllvolumen und damit stark betont diskontinuierliche Arbeitsweise, kann vermieden werden durch Anwendung sehr großer Blasen, die in unserem Auftrage von der Bamag durchkonstruiert wurden. Die Bamag schlägt 500 m³-Blasen vor, auf denen Kolonnen von 2,50 m Ø stehen. Am Boden der Kugelblasen, die einen Druck bis 6 atü aushalten, ist ein Umlaufverdampfer angebracht. Die Kolonnen sind ausgerüstet mit Bamag-Kittelböden. Die Kittelböden erlauben eine hohe Dämpfegeschwindigkeit von etwa 1,20 m; im Gegensatz zum Glockenboden werden daher die Kolonnenquerschnitte auf ca. 1/3 reduziert. Dadurch wird die gesamte Kolonnenfüllung herabgesetzt und damit die Größe der Zwischenfraktion, die von dem Betriebsinhalt der Kolonnen weitgehend abhängt, wesentlich gegenüber der alten Konstruktionsart mit Glockenböden verkleinert. Als Kolonnenhöhe sind 50 - 60 m vorgesehen. Die Kolonne soll ca. 60 theoret. Böden enthalten. Die aufsteigende Dämpfeleistung in diesen Kolonnen wird von der Bamag mit 100 t Dampf/Std. garantiert, so daß man selbst bei hohen Rücklaufverhältnissen wie etwa 1 : 15 immer noch 6 - 7 t Destillat/Std. erhält und beim Rücklaufverhältnis 1:0,7 59 t Destillat/Std. erhalten werden. Für die ~~Her-~~^{Auf-}stellung der Blasen empfiehlt die Bamag, Dreier- oder Vierergruppen zusammenzustellen, die zur Absteifung unter sich verbunden werden. Man spart damit jedes Eisengerüst. Eine solche Vierergruppe wird 1000 - 1200 t Eisen erfordern.

Die Destillation soll so durchgeführt werden, daß das Benzin zuerst in 3 Vorschnitte eingeteilt wird, und zwar 2 Destillate, eins vom Siedebeginn bis etwa 92°, ein zweites von 92 - 145° und Rückstand über 145°. Durch diese Vorschnittoperation wird die Konzentration der zu fraktionierenden Mengen auf etwa das Dreifache erhöht und damit der Einfluß der bei allen Blasendestillationen störenden Zwischenfraktionen auf ein Minimum heruntersetzt. Die Vorschnitte sind so gelegt, daß sie in die Mitte möglichst langer Fraktionen fallen, so daß ein Teil dieser Fraktionen als Rückstand des einen Vorschnitts bzw. Kopffraktion des nächsten Vorschnitts bei der Reinfractionierung anfällt. Zur Berechnung der Vorschnittkolonnen wurde folgendermaßen vorgegangen. Das Rücklaufver-

hältnis beträgt 0,7. Die Einsatzmenge ist 450 000 t. Von diesen 450 000 t sind ca. 80 % abzudestillieren. Demnach beträgt die gesamte Destillatmenge $1,7 \times 0,8 \times 450\ 000 = 610\ 000$ t. Der WE-Bedarf errechnet sich folgendermaßen:

$$\begin{aligned} \text{Anwärmung } 450\ 000 \times 1000 \times 0,7 \times 60^\circ \Delta t &= 19 \times 10^9 \text{ WE,} \\ \text{Verdampfungswärme } 610\ 000 \times 80 \times 1000 &= \frac{49 \times 10^9 \text{ WE}}{68 \times 10^9 \text{ WE}} \end{aligned}$$

Bei einem Verdampfungswirkungsgrad von 0,9 und einer ausnutzbaren Kondensationswärme des Dampfes von $5,6 \times 10^5$ WE/t ergibt sich der Dampfbedarf zu $\frac{68 \times 10^9}{5,6 \times 10^5 \times 0,9} = 135\ 000$ t pro Jahr.

Bei 450 000 t Gesamteinsatz und 500 t Blaseninhalt sind 900 Füllungen erforderlich, die für Füllung und Entleerung $900 \times 2 = 1\ 800$ Std. in Anspruch nehmen. Die Destillationszeit errechnet sich bei 100 t/h aufsteigende Dampfeleistung aus der Gesamtdestillatleistung von 610 000 t zu 6 100 h. Zuzüglich der 1 800 h Füll- und Entleerungszeit ergeben sich also 7 900 h Gesamtbeanspruchung durch die Vorschnitt-Destillation, für die also eine Blase gebraucht wird, wobei noch eine kleine Reserve vorhanden ist in Höhe von $8\ 750$ minus $7\ 900 = 850$ h/Jahr = 10 %.

Die in der Vordestillation vorgeschnittenen Fraktionen werden jetzt in einer ersten und zweiten Hauptschnittkolonne weiter aufgeteilt. In die erste Hauptschnittkolonne gehen 39,8 % von 445 000 t = 177 000 t. Die Destillationsleistung ergibt sich aus folgender Tabelle, aus der sich auch ergibt, daß im ganzen drei Zwischenfraktionen anfallen. Bei 140 Böden je Kolonne und 100 kg Rückstand pro Boden würde die Zwischenfraktion jeweils 14 t ausmachen, d.h., bei 3 Zwischenfraktionen insgesamt 42 t = 8,5 % der Füllung, also ist die Gesamtfüllung = 15 300 t. Damit ergibt sich der Gesamteinsatz in die erste Hauptschnittkolonne zu 192 300 t.

Fraktions-Nr.	Prozente bezogen auf gesamtes Benzin	to. Frakt.	mittl. Rückl. Verhältn.	to. Destill.
1	16,9	75 000	1 : 4	375 000
Zwisch.Fr. 1	-	5 100	1 : 9	51 000
2	6,7	29 800	1 : 10	328 000
Zwisch.Fr. 2	-	5 100	1 : 9	51 000
3	6,7	29 800	1 : 10	328 000
Zwisch.Fr. 3	-	5 100	1 : 9	51 000
Rückstand 1	9,5	42 300	-	
				1 184 000

Die Dampfmenge ergibt sich aus folgender Rechnung:

$$\begin{aligned}
 \text{Anwärmeleistung } 192\,300 \times 45 \times 0,7 \times 0,7 &= 6,0 \times 10^9 \text{ WE} \\
 \text{Verdampfung } 1\,184\,000 \times 80 \times 1000 &= 94,5 \times 10^9 \text{ WE} \\
 &= 100,5 \times 10^9 \text{ WE}
 \end{aligned}$$

Daraus errechnet sich die Dampfmenge zu ~~100,5~~.

$$\frac{100,5 \times 10^9}{100,6 \times 10^9 \times 0,9} = 200\,000 \text{ t.}$$

Die Anzahl der Blasen errechnet sich folgendermaßen:

Bei 192 300 t zu verarbeitendem Material ergeben sich bei 500 t Blasenfüllung 385 Füllungen, die, wenn man Entleerung und Füllung mit je 1 Std. rechnet, 770 Std. erforderlich machen. Bei 100 t aufsteigender Dämpfeleistung werden für die Destillation $1\,184\,000 : 100 = 11\,840$ h benötigt, so daß die gesamte Destillationszeit einschl. Füllung und Entleerung für den zweiten Hauptschnitt 12 610 h erforderlich macht. Da wir infolge der schwankenden Zusammensetzung des Erdöles gewisse Reserven haben müssen, müssen wir für den ersten Hauptschnitt mit 2 Blasen rechnen.

2. Hauptschnitt.

Fraktion	% bezogen auf ges. Benzin	to Frakt.	mittl. Rüchl. Verhältn.	t Destill.
4	9,3	41 500	1 : 5	248 000
Zwisch.Fr. 4	-	5 100	1 : 9	51 000
5	4	17 800	1 : 10	196 000
Zwisch.Fr. 5	-	5 100	1 : 9	51 000
6	19,3	85 900	1 : 6	605 000
Zwisch.Fr. 6	-	5 100	1 : 9	51 000
7	4,8	21 400	1 : 10	235 000
Zwisch.Fr. 7	-	5 100	1 : 9	51 000
Rückstand 2	4	17 800		
				1 488 000

Der Dampfbedarf ergibt sich folgendermaßen:

Anwärmleistung 184 300 t Frischprodukt + 20 400 t Zwischenfraktion, Summe 204 700 t sind anzuwärmen auf 120°C,
also $204\,700 \times 100 \times 0,7 \times 10^{-6} = 14,3 \times 10^9 \text{ WE}$
Verdampfungsleistg. $1\,488\,000 \times 1000 \times 80 = 118,8 \times 10^9 \text{ WE}$
Summe $133,1 \times 10^9 \text{ WE}$

Dampfbedarf ist $\frac{133 \times 10^9}{0,9 \times 5,6 \times 10^5} = 264\,000 \text{ t Dampf.}$

Die Anzahl der Blasen ergibt sich folgendermaßen:

Für 204 700-t Einsatzmaterial werden bei 500 t Füllvermögen der Blasen 410 Füllungen benötigt, die an reiner Füll- und Entleerungszeit 820 h erforderlich machen. Als Destillationszeit ergibt sich bei 100 t aufsteigender Dämpfeleistung und 1 488 000 t Destillat/Jahr 14 880 h, zuzüglich der 820 h Füll- und Entleerungszeit ergeben sich also für den zweiten Hauptschnitt 15 700 h Belastung der Destillation, d.h. also, es sind 2 Blasen erforderlich, wobei nur noch eine geringe Reserve vorhanden ist.

Wir kommen jetzt zur Heptanfeindestillation. Als Einsatz hierfür kommen infrage 31 200 t Fischer-Produkte, die 6 700 t Vorlauf, 233 000 t C₇ und 1 200 t Rückstand enthalten. Außerdem kommen 85 000 t Erdölprodukte zum Ein-

satz, die 29 700 t Vorlauf, 36 700 t C₇ und 18 600 t Rückstand enthalten. Insgesamt ergeben sich 116 000 t Destillat/Einsatz. Die Berechnung der Destillation ergibt sich aus der folgenden Tabelle:

Fraktion	Siedebereich	to Frakt.	mittl. Rücklaufverhältn.	ges. Destill. Leistung
1	88 - 95°	36 400	1 : 7	290 000
2	95 - 101°	60 000	1 : 5	360 000
Rückstand	über 101°	19 800		<u>650 000</u>

Der Dampfverbrauch errechnet sich wie folgt:

$$\begin{aligned} \text{Anwärmung} & / \quad 116\,000 \times 0,7 \times 75 \text{ kcal} = 6 \times 10^9 \text{ WE} \\ \text{Verdampfleistg.} & \quad 650\,000 \times 80 \times 1000 = \underline{51 \times 10^9 \text{ WE}} \\ & \quad \quad \quad \quad \quad \quad \quad \quad 57 \times 10^9 \text{ WE} \end{aligned}$$

Bei 90 % Wirkungsgrad ergibt sich daraus der Dampfbedarf zu $\frac{57 \times 10^9}{5,6 \times 10^5 \times 0,9} = 113\,000 \text{ t}$.

Bei 500 t Blasenfüllung sind $116\,000 : 500 = 230$ Füllungen erforderlich, bei 2 h Füll- und Entleerungszeit werden für diese Vorgänge 460 h beansprucht. Die Destillationszeit errechnet sich aus 650 000 t Destillatleistung bei 100 t/h zu 6 500 h. Zuzüglich der 460 h Füll- und Entleerzeit ergeben sich also 7 000 h Inanspruchnahme der Destillation für den Reinheptanfeinschnitt.

Vorweg sei noch im Zusammenhang mit den anderen Destillationen die Heptan-Toluol-Trennung berechnet. Für die Herstellung von 36 000 t Toluol werden 60 000 t C₇ benötigt. Bei einem Rücklaufverhältnis von 1:1,84 in der Aromatisierung ergibt sich der Gesamteinsatz in der Aromatisierung zu 110 000 t. Da an Wasserstoff, Kohlenstoff und Spaltgas ca. 9 % verloren gehen, kommen 100 000 t in der C₇-Feinschnittkolonne zum Einsatz, die gewichtsmäßig 45 % Toluol und 55 % C₇ und niedriger siedende Kohlenwasserstoffe enthalten. Es sei hier darauf aufmerksam gemacht, daß sich hier eine Produktionsmenge von 45 000 t Toluol ergibt, ^{die} wesentlich höher liegt als die Annahme. Es sind hier aber einmal noch nicht berücksichtigt die Raffinationsverluste und ferner ist noch die ganze Sicherheit in dieser Menge enthalten. Für die Destillation ergibt sich folgende Durchrechnung:

Es entstehen 45 000 t Rückstand und 55 000 t Destillat.
 Bei einem Rücklaufverhältnis von 1 : 15 ergibt sich damit die gesamte Destillatleistung zu 880 000 t. Unter Berücksichtigung von 5 % Zwischenfraktion erhöht sich die Destillatleistung auf 930 000 t. Hieraus ergibt sich der Dampfbedarf folgendermaßen:

$$\begin{aligned} \text{Dampf f. Anwärmg. } 105\,000 \times 0,7 \times 80 \times 1000 &= 5,9 \times 10^9 \text{ WE} \\ \text{Verdampfungsleistg. } 930\,000 \times 80 \times 1000 &= \frac{74,4 \times 10^9 \text{ WE}}{80,3 \times 10^9 \text{ WE}} \end{aligned}$$

Der Dampfverbrauch errechnet sich daraus zu

$$\frac{80 \times 10^9}{5,6 \times 10^5 \times 0,9} = 160\,000 \text{ t Dampf.}$$

Die Anzahl der Blasen errechnet sich folgendermaßen:

Bei 500 t Blaseneinsatz und 105 000 t Destillationseinsatz sind 210 Destillationen erforderlich, die für Entleerung und Füllung je 2 h, also in Summe 420 h beanspruchen. Die Beanspruchung für die Destillation errechnet sich aus den 930 000 t Dämpfeleistung bei 100 t aufsteigendem Dampf pro Stunde zu 9 300 h, so daß sich insgesamt etwa 9 720 h ergeben. Um für die ganze Anlage noch eine gewisse grundsätzliche Reserve zu schaffen, ist hier mit der Anschaffung von 2 Blasen gerechnet worden.

Für alle Destillationen zusammen ergibt sich also folgendes Bild:

Art der Destill.	Anzahl d. Blasen	inges. Prod. einschl. Zwisch. Frakt. pro Jato	Anzahl d. Hauptfr. einschl. Rückst. o. Zw. Frakt.	to Dampf pro Jahr
Vorschnitt	1	450 000	3	135 000
1. Hauptschn.	2	192 300	4	200 000
2. "	2	204 700	5	264 000
C ₇ -Feinschn.	1	116 000	3	114 000
Toluol-Hep- tan-Trennung	2	105 000	2	160 000
	<u>8</u>			<u>873 000</u>

Für die Erstellung der Toluol-Anlage wurden folgende grundsätzliche Überlegungen angestellt:

Während die bisherigen Anlagen mit Reaktoren geplant waren, die 2 m Höhe und 3,1 m \emptyset und somit ein Füllvolumen von 15 cbm im Kontakt aufwiesen, soll für die vorliegende Anlage der Reaktor auf 3 m Höhe vergrößert werden. Ein normaler Reaktor leistet ca. 1 000 jato Toluol, der um 50 % vergrößerte Reaktor würde also 1 500 jato leisten und demnach wären 24 Reaktoren in der Anlage vorzusehen. Eine weitere Erhöhung des Reaktors erscheint ^{bei der Umkehrung} untunlich wegen der damit verbundenen Erhöhung des Luftwiderstandes. Lt. Messungen von Herrn Dr. Kolling in dem Bericht vom 2.7.40 ergibt sich für die vorgesehene Luftgeschwindigkeit von 50 cm/sec. bei heißer Luft und einem 2 m Reaktor ein Widerstand von 72 mm Hg. Für die 3 m hohen Reaktoren ergibt sich bei der 1,5-fachen Geschwindigkeit eine Erhöhung um das 1,8-fache/lfd. Meter und, da die Meterzahl um das 1,5-fache höher ist, eine Gesamterhöhung auf das 2,7-fache, so daß in m-Wassersäule gerechnet der Widerstand 2,7 m werden wird. Eine weitere Erhöhung der Reaktoren dürfte sich verbieten. Damit liegt die Zahl der notwendigen Reaktoren mit 24 fest.

Wir haben nunmehr überlegt, welche Anordnung und Schaltweise infrage kommt. Es stehen sich hier grundsätzlich die beiden verschiedenen Möglichkeiten gegenüber, jede Gruppe einzeln zu fahren oder die Gruppen in einem Schaltzyklus zu kombinieren. Für den Schaltzyklus braucht man eine Dreieranordnung der Gruppen, da eine Schaltgruppe immer auf Reaktion, eine auf Reduktion und eine auf Ausbrennung steht. Der Vorteil dieser Fahrweise ist der gleichmäßige Kraftbedarf der Anlage, der kontinuierliche Gang der Gebläse und Luftvorwärmer, ein Minimum an Schaltventilen, ein Minimum an Bedienung sowie ein Minimum am Materialbedarf, da der Heptanofen und der Lufterhitzer einfach ausgeführt werden brauchen. Dagegen ist keinerlei Reserve vorhanden.

Bei der Aufteilung der Anlage in Einzelgruppen erhöht man die Reserve sehr stark, da man jede Gruppe ganz für sich fahren kann. Eine große Schwierigkeit ergibt sich,

wenn die Forderung gestellt wird, daß alle Gruppen völlig unabhängig voneinander in einem ganz willkürlichen Schalt-rythmus fahren können, weil dann die einzelnen Schritte der Gruppen aufeinander fallen können und so u.U., wenn beispielsweise alle 3 Gruppen auf Luft stehen, einen ungeheueren Kraftbedarf für Luftblasung ergeben würden. Weitere Nachteile sind, daß Regelinstrumente und Ventile in wesentlich vermehrter Zahl gebraucht werden, und zwar kann man fast sagen, proportional der Anzahl der Gruppen vermehrt. Außerdem ist der Bedarf an Leuten höher. Diese Ueberlegungen führen dazu, bei der Erstellung der Anlage ein Einzelgruppen die Zahl der Einzelgruppen möglichst einzuschränken. Grundsätzlich ist es möglich, nur eine einzige Gruppe zu bauen, wobei dann die Zahl der Bedienungsleute, der Ventile und Meßinstrumente ein Minimum hätte, dagegen ~~da~~ ist der Kraftbedarf so zackenförmig, daß man diese Auslegung fallen lassen muß. Ein Optimum dürfte bei der Anordnung der Reaktoren in 3 Gruppen liegen. Diese Anordnungsweise hätte auch den Vorteil, daß man jederzeit durch einen entsprechenden Umbau auf die kontinuierliche Fahrweise übergehen könnte. Eine überschlägliche Prüfung ergab, daß sowohl die Lufterhitzung wie die Heptanerhitzung für eine Unterteilung der Anlage in 3 Gruppen noch Größen bekommen, die technisch möglich erscheinen. Es wurde also besprochen, daß die Auslegung mit 24 Reaktoren von 3 m Höhe in 3 Einzelgruppen erfolgen soll, wobei jede Gruppe 8 Reaktoren erhält. Jeder Reaktor schafft, wie oben schon gesagt, 1 500 jato Toluol, der Luftbedarf pro Reaktor liegt, als Kaltluft gerechnet, bei 7 500 cbm. ^{bei der Planung} Die Anordnung der Anlage würde sonst ähnlich der Holtener Anlage sein. Auch diese Ueberlegung sprach für die Anordnung in Einzelgruppen, da hier ~~es~~ mit einem Minimum an konstruktiver Arbeit auszukommen ist, was bei der herrschenden Knappheit an Konstrukteuren wesentlich sein dürfte.

Die Auslegung der Gebläse kann nach der Rücksprache genau in der Weise erfolgen wie sie in Holten gebraucht wurde nur entsprechend vergrößert. Es ist auch bei den Gebläsen für diese Anlage eine Druckleistung von 1 atü vorzusehen, die in mehreren Turbo-Stufen erreicht wird,

wobei die Turboräder ausbaubar vorzusehen sind, um bei einem geringeren Druckbedarf entsprechend die Leistung zu sparen. Jedes Gebläse würde nach dieser Auslegung 60 000 cbm Ansaugleistung pro Stunde haben.

Energie-Bedarf.

Es ist jetzt noch zu überlegen, wie sich der Energiebedarf der Anlage gestaltet. Wie oben ausgeführt, beträgt der Dampfbedarf für die Destillation 873⁰⁰⁰ t/a. Die Anlage selbst erzeugt 18 t Dampf/h, oder in 8 000 Betriebsstunden 145 000 t Dampf.

Die Gaserzeugung der Anlage beträgt 6 800 cbm mit 3 600 WE = 24 500 000 WE/h.

Der Kraftbedarf der eigentlichen Anlage ohne Kühlwasserpumpen für die Destillation einschließlich Tankpumpen beträgt 6 000 kWh. Der Kraftbedarf für die Kühlwasserpumpen errechnet sich folgendermaßen: Die Kühlwassermenge pro Jahr für die Destillation ergibt sich zu 43 000 000 cbm, für die restliche Anlage ergibt ^{zu} er sich zu 16 000 000 cbm. Mithin ist der stündliche Kühlwasserbedarf bei 8 000 h 7 500 cbm. Hierfür ist ein Kraftaufwand erforderlich von 1 540 PS, von dem ca. 40 % rückgewonnen werden können durch Entspannung des von der Destillation kommenden Kühlwassers über Entspannungsturbinen, so daß der gesamte Kraftbedarf für Kühlwasser $0,6 \times 1\,540 = 920$ PS = 680 kW beträgt. Damit ergibt sich der Kraftbedarf für die ganze Anlage zu 6 680 kW, zuzüglich 1 320 kWh für Unvorhergesehenes ergibt sich damit ein gesamter Bedarf von 8 000 kWh. Die Deckung dieses Kraftbedarfes erfolgt am günstigsten dadurch, daß die für die Destillation erforderliche Dampfmenge von 873 000 t bei 30 atü erzeugt und in einer Gegendruckturbine auf 5 atü entspannt wird. Hierbei können pro Tonne Dampf 80 kWh erzeugt werden oder, da bei 8000 Jahresstunden der Dampfbedarf der Destillation bei $\frac{873}{8000} = 109$ t/h liegt, können mit diesem Dampf $80 \times 109 = 8\,700$ kWh erzeugt werden. Die Anlage selbst hat noch einen weiteren kleinen

Dampfverbrauch von 6,6 t/h. Hierfür und für allgemeine Heizungsvorgänge sowie für die Kontaktherstellung sei die eigene Erzeugung in Höhe von 18 t/h als Reserve eingesetzt. Es ergibt sich also bei dieser Durchrechnung das technisch sehr erfreuliche Bild, daß der für die Destillation erforderliche Heizbedarf einer Entspannungsturbine entnommen werden kann, die etwa gerade den gesamten Kraftbedarf der Anlage deckt. Hierfür ist eine Dampferzeugung von ca. 110 t/h notwendig entsprechend etwa 13 - 14 t Kohle/h.

Als letztes ist der Gasverbrauch zu prüfen. Es ergibt sich hier, daß der Gasbedarf 23 Mill. WE/h beträgt. Die Gaserzeugung beträgt 24 000 000 WE/h, also auch hier ist eine gerade ausreichende Deckung des Bedarfes gegeben. Zum Anfahren der Anlage und für Gasausfall oder dergl. wird man aber einen Reservegas-Generator aufstellen müssen.

Der Eisenbedarf der Anlage errechnet sich folgendermaßen:

Gruppe 1: Destillationsgruppe	2 300	
Vorlagen	300	
Gruppe 2: Heptan- und Wasserstofferhitzung	500	
Gruppe 3: Luft- und Rauchgaserhitzung ein- schließl. Rauchgaserzeugung und -kühlung	1 300	
Gebälsestation	120	
Gruppe 4: Reaktorengruppe einschl. Dach, Beschickung und Entleerung	500	
automatische Schaltanlage	160	
Sichromalleitungen und Reaktoren- gruppe	200	
Gruppe 5: Kühlung und Kondensation	170	
Gruppe 6: Kompressorenstation	120	
Linde-Anlage	150	
Gruppe 7: Raffination u. Redestillation	300	
Vorlagen für Raffin.u.Redtillation	130	
Gruppe 8: Rohrleitungen der Gesamtanlage	1 600	
Gasometer und Wasserstoffdruck- vorlagen	<u>1 050</u>	8 900 t
Gruppe 9: Kesselhaus		1 800
Gruppe 10: Nebenanlagen (Kontaktfabr., Elektro- stationen)		<u>1 000</u>
		11 700 t

Von dieser Menge werden in Sichromal 8 insgesamt 300 bis 350 t benötigt.

Der Leutebedarf beträgt ca. 130 Mann zuzüglich einem Betriebsleiter, 6 Assistenten, 12 Meister.

Der Aufbau der Anlage ist aus dem beiliegenden Schema zu ersehen. Die Nummerierung in dem Schema ist identisch mit der Gruppierung in der Eisenbedarfsaufstellung. Die Qualität der hergestellten Produkte Fliegerbenzin, Autobenzin, Dieselöl und Toluol ergibt sich aus nachstehenden Tabellen.

Autobenzin.

Siedebeginn	60° C
5 %	70°
50 %	103°
95 %	105°
Siedekennziffer	105°
d_{20}	<u>0,729</u> //
nD_{20}	1,409
S.P.L.	13 %
Anilinpunkt	56,6
Jodzahl	2,6
Reiddruck	0,7
ROZ nach Zus. von 0,4 Pb	<u>72,7</u> //

Dieselöl

Siedebeginn	120° C
5 %-Punkt	123°
50 % "	157°
95 % "	195°
Siedekennziffer	157°
d_{20}	<u>0,768</u>
nD_{20}	1,425
S.P.L.	8 %
Anilinpunkt	65
Jodzahl	3
Cetanzahl	52,5

T o l u o l

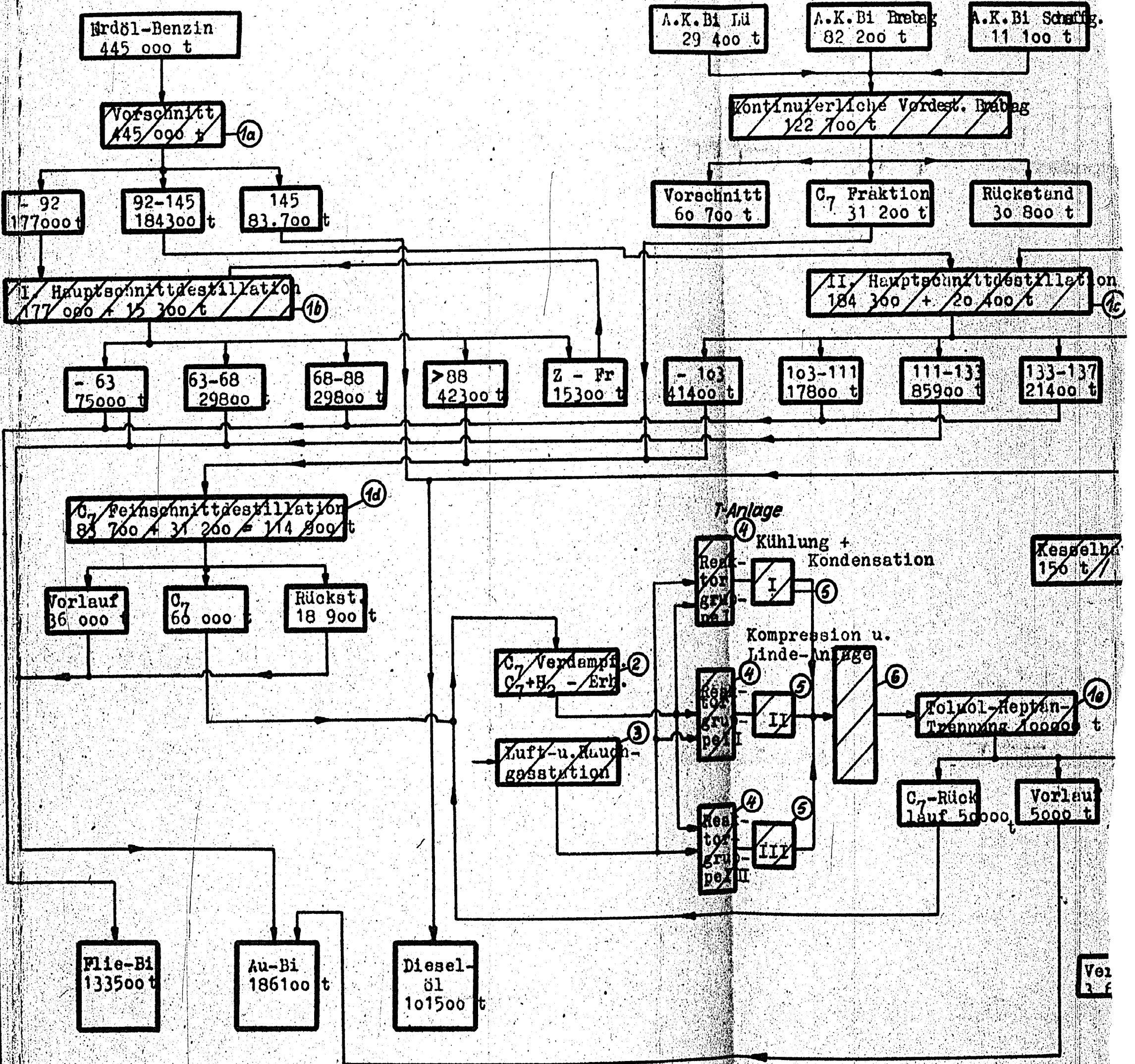
korrigierter Siedepunkt	110,8°
90 % gehen nach Krämer-Spilker über innerh.	0,2°
95 % dto.	0,3°
Säuretest praktisch	0
Jodzahl =	0
Dichte bei 20°C =	0,8664.

Fliegerbenzin.

d ₂₀	0,713
nd ₂₀	1,4048
Anilinpunkt	40,5
Jodzahl	2,5
Reiddruck	0,78 ^{2.2}

large
document

2 sections



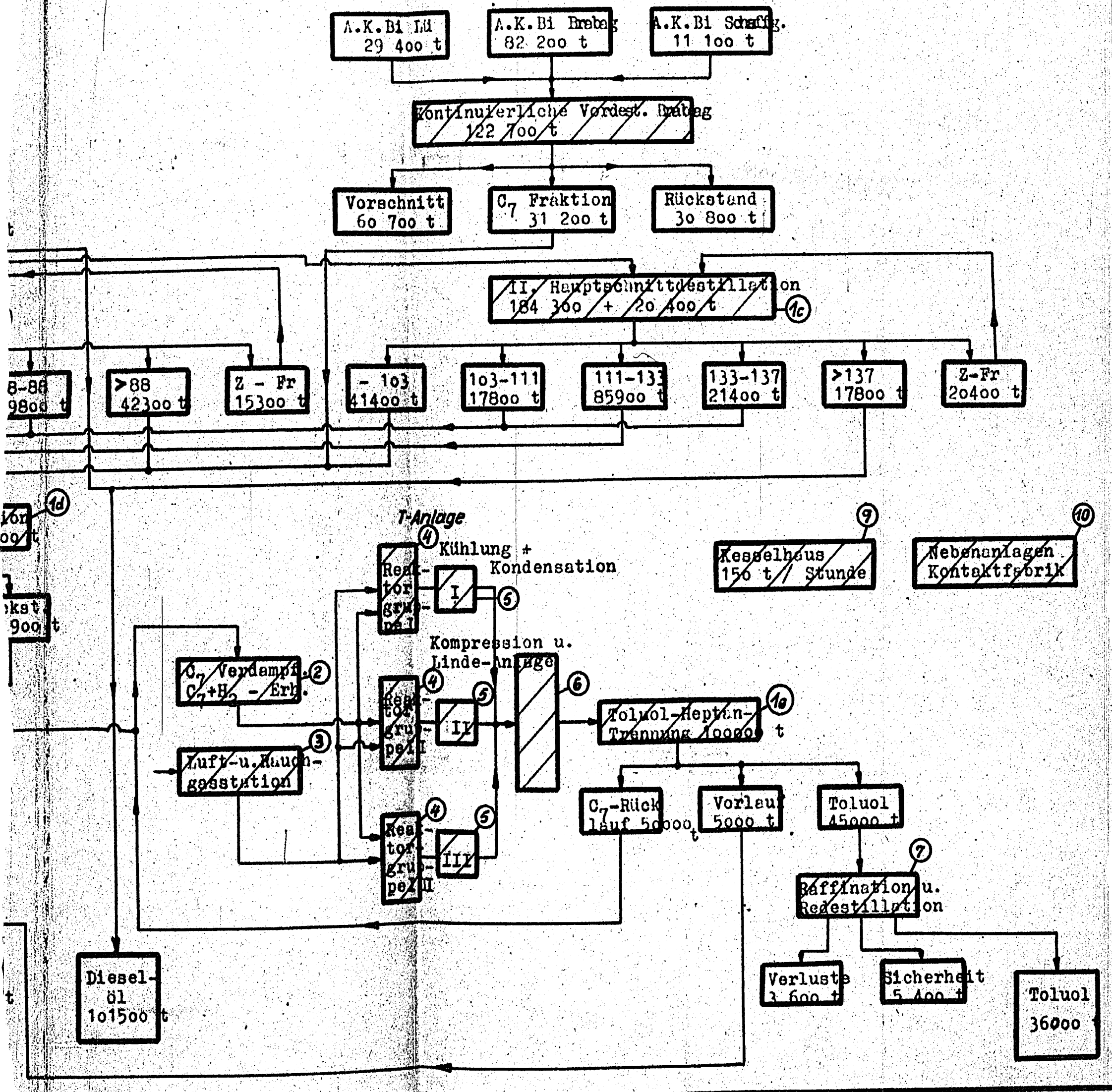
322 B

000322a

320-039

T. F. B. - Anlage

Maßstab 1:



KPr. 391

Übertadeprüfung NSU 501 OSL RGH-Prüfstand

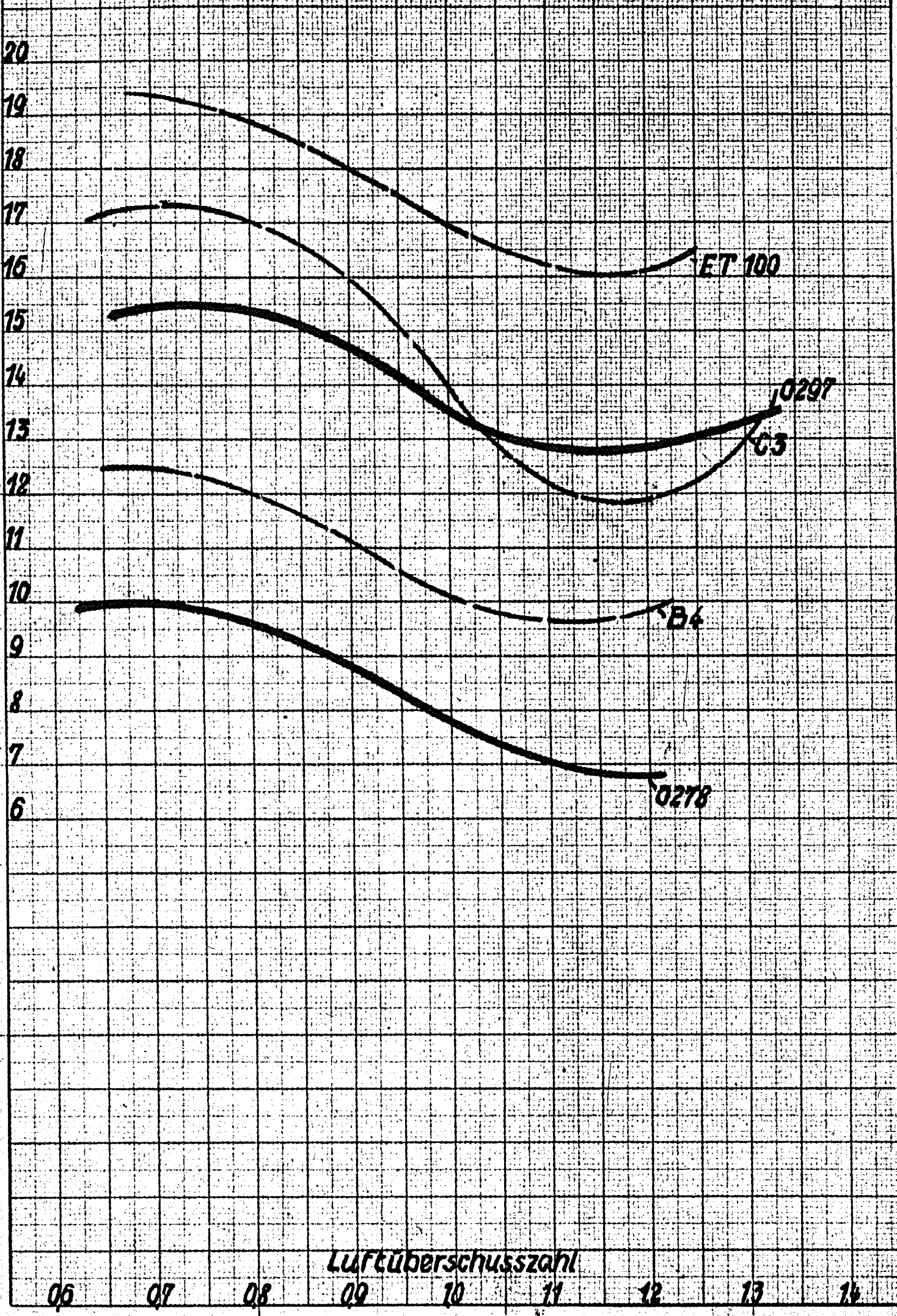
Brennstoff: 0278
0297

n = 1500 U/min
t_a = 130°C
Zündsp. = 30° Kat
ε = 1,65

Datum: 2.10.62

011323

mittlerer effektiver Druck



Abnahme des Sauerstoffs aus Kupfer - Kupfernitratlösung
 und Flüssigkeiten auf Haupt- und Nebensubstanz
Bestimmung der Mischungsverhältnisse 000324

Kupferazetat Flüssigkeiten Nitrobenzol
 Herkunft: Creditul-Künen
 Järkesch.

$d_{20} = 0,731$ $d_{20} = 0,713$ $d_{20} = 0,729$

OZ = 56.4 Record OZ ^{Motor} = 91 (+1,2 cm Teil)
 OZ = 72,7 (40%
 Record centil)

SKZ = 109°C

Max. Jupfer aus Kupfer
 bis zum Nitrobenzol
 Übergang:
 74-75

95% = 208°C

Summe Kupfer
 OZ opus Teil: 64-66

Reidrt = 0,31

Reidrt = 0,782 → 0,904

Reidrt = f...
 5% : 80°C

hinb... 30°C

hinb... 40°C

bis 100°C = 44 Vol %

bis 100°C = 72 Vol %

40% : 100°C

~~hinb...~~

hinb... 135°C

Luch : 135°C

100%

30%

Doppelkesself.

$d_{20} = 0,774$

Cetanzahl = 49 ~ 50

hinb... = 120-208°C

600 000 to straight run fr

200 000 to flüssigkeiten

225 000 Nitrobenzol

150 000 to Doppelkesself.

25 000 to Kupfer

275
 227
 962

Dr. Röhler | Dr. Brück | Staat mit Flüssigkeiten

Reaktor : ohne Kesseldeckel : ~ 50 t/Std
8 Vibrationsbleche : ~ 8 t/Std

Dampfdruck : ~ 120 t/Std mit 7-8 t/Std

Kessel : ~ 6000 t/Std ; elektr. Leistung : gering
~ 1000 t/Std

Leistung : 75 t/Std
oder Dampfdruck
~ 15-20 t/Std Dampf

Pipe : ~ 3000 t/Std + 1000 t/Std für Kesselplanlage