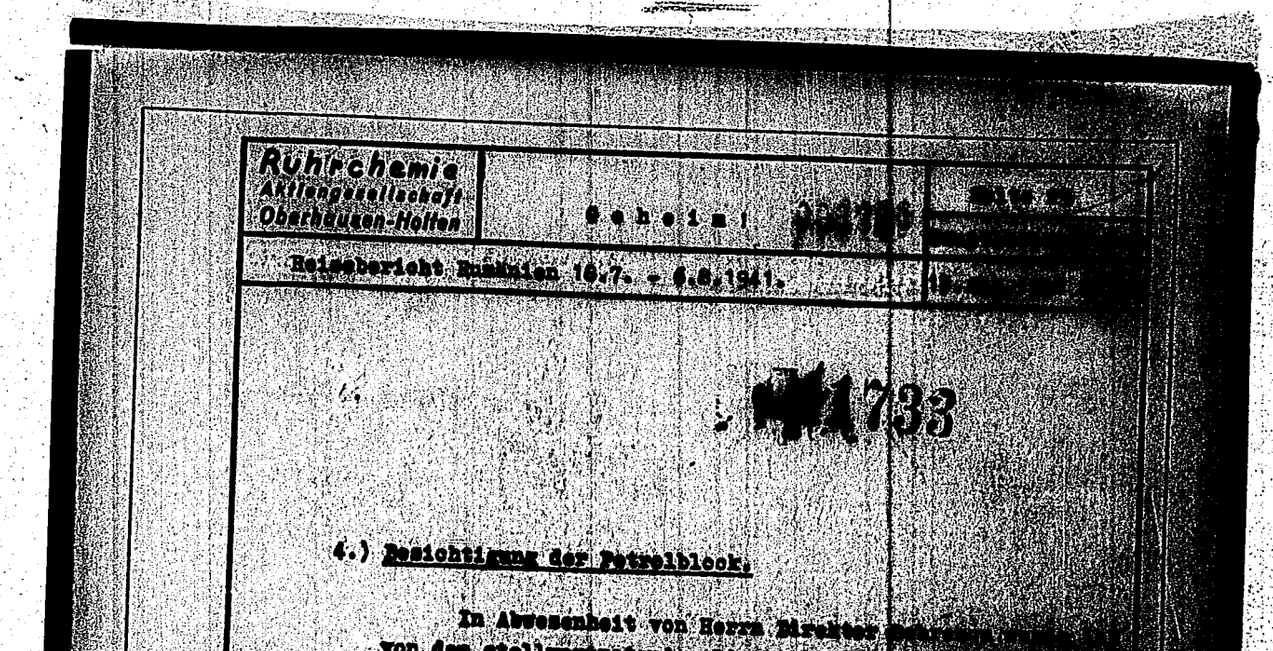


Ruhrchemie
Aktiengesellschaft
Oberhausen-Holten

Sohle I

Reisebericht Rumänien 10.7. - 6.8.1941.

1733

4.) Besichtigung der Petrolblock.

In Abwesenheit von Herrn Direktor
von dem stellvertretenden Direktor Herrn
fangen, außerdem lernte ich noch
Die Raffinerie Standard der
Einsatz von 1 200 t/Tag, davon sind 20
oktanhaltiges, 5 % niohtparaffinisches
sches Material. Auf der Anlage werden
stellt, so daß der ganze
in eine Destillationseinrichtung und
Es wird davon gesprochen, daß noch eine
baut werden soll, ich hörte aber von
der Bau keineswegs sicher ist. Die
ist in einer Zeichnung näher wiedergegeben.
fern ganz interessant, als man eine
ten Shell-Anlage mit einem
der Petrolblock in Betrieb hat. Wie
wurde auch auf der Petrolblock sehr
man hat nicht lange vor dem Kriege die
türme aufgebaut, um aber das Geld für
ren, auch die Umleitung durch die alten
gelassen. In der Zeichnung ist auf die
len Nebeneinrichtungen, wie Gasstripp
kolonne usw., verzichtet worden.
Teil der Blasen ein. Die
sind untereinander verbunden und
sammen, großen Leitung in den
Bodenprodukt aus dem 1. Fraktionier
dukt aus der letzten Blase der
gemeinsam in die 1. Blase der 2.

Ruhrchemie
Aktiengesellschaft
Oberhausen-Holten

Geheim!

Reisebericht Russland 16/7. - 6/8.1940.

genau so auf eine 2. Das
Anlage verarbeitet z.Zt.
pro Tag. Es ist noch eine
stehend aus 7 Blasen mit je
verarbeiten kann. Weiterhin
- Beginn 1936, Baufirma
die mit Pakura unter
Tagesleistung hat, bei
Teilen auf Koks 500 t. Auf
verzichtet werden, da
Anlage bei Creditua
Benzin gedeckert und
Gasöl ist eine
teressant war die
bei der Behandlung der
thensäuren und auch
ausgezeichneten
Naphtensäuren das
würde bedeuten 45 000
werden zur Seifenherstellung,
Herstellung von

Ruhrchemie Aktiengesellschaft Oberhausen-Holten

Geheim! 0[illegible]

Reisebericht Amerika 18.7. - 6.8.1941.

[illegible] 31

[illegible]

Lfd. Nr. 1735

5.) Besichtigung der Colombia.

Bei der Besichtigung der Colombia wurde [illegible]
von Herrn Direktor Pemsel und Herrn Ing. Dr. [illegible]
bia hat 1 300 t Gesamteinsatz pro Tag, [illegible]
head Gasoline. Der Einsatz besteht aus 50 % [illegible]
und 20 % semiparaffinischen Rohölen. Für die [illegible]
der Rohöle wurden mir folgende Daten angegeben:

	Leicht-benz.	Schwer-benzin	Mittel-öl	[illegible]	[illegible]	[illegible]
paraffinisch	10	6	8	11,7	15	[illegible]
semiparaffin.	11	8	8	13	16,7	[illegible]
Siedebeginn	140°	180°	195°	190°	[illegible]	[illegible]
Siedeende	1400	165°	195°	260°	[illegible]	[illegible]
Oktanzahl	63	56	-	-	-	[illegible]
Stockpunkt	-	-	-	-20°	[illegible]	[illegible]
spez.Gewicht	0,707	0,742	0,781	[illegible]	[illegible]	[illegible]
Flammpunkt	-	-	-	[illegible]	-	[illegible]
Dieselindex	-	-	-	[illegible]	[illegible]	[illegible]

*) paraffinisch
**) semiparaffinisch

Die Colombia hat eine Pipestill-[illegible]
Anlage und Stabilisation, die in [illegible]
der gekuppelt sind. [illegible]
günstig, beim Anfahren [illegible]
Schwierigkeiten aufgetreten, [illegible]
sen in Abhängigkeit [illegible]
Schaltung der Anlage ist in [illegible]
stellt. Das Gemisch tritt bei der [illegible] in die Anlage [illegible]

Ruhrchemie
Aktiengesellschaft
Oberhausen-Holten

Geheim!

Seite 32

Reisebericht Rumänien 18.7. – 6.8.1941.

1723

Es wird vorgewärmt durch die [illegible] der Pipestill-Kolonne abfließenden Bodenprodukte, und [illegible] in die Flashkolonne 2. Hier wird Leichtbenzin und [illegible] abgetoppt. Das Bodenprodukt geht in den Salzbadofen 3 und wird von hier mittels der Pumpe 4 durch den Ofen 5 in die Fraktionierkolonne 6 geschickt. 6 erhält als [illegible] Leichtbenzin, außerdem werden 4 Seitenströme [illegible] bestehend aus Schwerbenzin, Whitespirit, Petroleum und [illegible] als Bodenprodukt fällt die Pakura an, [illegible] ist [illegible] keit vorgesehen, die Rohölverdampfer direkt mit dem [illegible] dukt aus den Sidestrippern mit der Crackpakura [illegible] Auf Wiedergabe dieser Schaltung ist verzichtet [illegible] tels Pumpe 7 wird die Pakura aus der Kolonne 6 [illegible] würmteil des Verdampfers 8 gedrückt. Aus dem Vorwärmteil tritt die Pakura in Mischung mit den aus den Öfen 9 und 10 kommenden gecrackten Produkten in den unteren Teil des Verdampfers ein. Das Bodenprodukt des Verdampfers mit der Crackpakura treten entweder durch den Kühler 11 und den vorher schon erwähnten Vorwärmer aus der Anlage [illegible] die Anlage restlos auf Heizöl als Rückstand [illegible] kann aber auch über das Dreiwegeventil 12 und [illegible] die Pakura in die Kokskammern 14 geben. In diesen wird mittels des Dreiwegventils 13 ein Teil [illegible] Cracköfen kommenden heißen Produkte in die [illegible] geben. Das Kopfprodukt aus den Kokskammern geht [illegible] dampfer 8, das Kopfprodukt aus dem Verdampfer 8 wird in der Fraktionierkolonne 16 aufgegeben, und zwar in einen Gasölstrom, der mittels der Pumpe 17 in den [illegible] drückt und dort gecrackt wird, und in einen Leichtölstrom, der über den Kühler 18 und die Pumpe 19 in den Ofen 9 gedrückt wird. Die Crackströme aus 9 und 10 werden schon vorher beschrieben in die Kokskammern 14. Die Kopfprodukte der Kolonne 16 werden [illegible] wird mittels direkter Kondensation gekühlt. [illegible] produkten geht in die Leichtöl-Kolonne 20, die [illegible] Kolonne ist gefüllt mit einer 50 [illegible] Zinkchlorid-Lösung.

24/1787

Sie arbeitet bei ca. 200°C. Vor dem Eintritt in die Kolonne wird dem Kopfprodukt der Kolonne 16 so viel Wasserdampf über das Ventil 21 beigemischt, daß der Wasserdampfpartialdruck der Tension der Zinkchloridlösung entspricht, so daß keine Änderung in der Konzentration der Lösung eintritt. Der Verbrauch an Zinkchlorid beträgt 2 kg/t Produkt. Von der Zinkchloridkolonne geht das Produkt in die Re-run-Kolonne 22. Hier werden die schweren Polymeren abgeschieden. In der Kolonne 22 werden auch von Zeit zu Zeit aus der Zinkchlorid-Kolonne die dort gebildeten Polymeren, die auf der schweren Zinkchloridlösung schwimme, abgelassen. Das Kopfprodukt aus der Re-run-Kolonne 22 geht in den Neutralisierturm 23, der mit Calziumcarbonat gefüllt ist. Von Zeit zu Zeit wird der Turm 23 mit Wasser gespült, um die gebildete Chlorcalziumschicht abzuschwemmen. Nach der Neutralisierung wird das Produkt gekühlt und der bei 21 zugesetzte Wasserdampf im Abscheider 24 wieder entfernt. Das Benzin geht in den Stabilisator 25, das Gas in den Adsorber 26. In 26 werden die im Gase noch vorhandenen Benzinanteile durch Ölwäsche herausgenommen. Der Druck beträgt hier 2,5 atü. Das Öl aus 26 wird im Stripper 27 von dem aufgenommenen Benzin befreit. Die Benzine gehen in den Stabilisator 25. Stabilisator und Stripper sind nicht mit Dampf, sondern mit Dämpfen aus der Crackanlage geheizt. Auf eine Wiedergabe dieses Wärmeaustauschers ist der Einfachheit halber verzichtet worden. Weiterhin befinden sich auf der Kolonne noch 2 Stabilisationen, und zwar eine für rohes Benzin und eine zweite für das aus dem Rohöl abgetoppte Leichtbenzin. Die gesamte Aufarbeitung des Rohöls auf der Kolonne ergibt folgendes Bild:

Leichtbenzin	13,45 %	
Schwerbenzin	12,55 %	
Crackbenzin	20,55 %	46,5 %
Kerosen	12,92 %	
Gasöl	13,94 %	
Pakura	10,41 %	
Koks	4,65 %	
Gas und Verluste	11,6 %	

1738

Die Crackanlage allein liefert etwa folgende Ausbeuten:

Gas	ca. 12 %
Benzin	16,6 %
Koks	10 %
Fuelöl	31,4 %

6.) Besichtigung der Unirea, Raffination Orion.

Empfangen wurde ich von Herrn Direktor [illegible] aber im wesentlichen für die Felder zuständig [illegible] Orion-Anlage wurde ich von dem Verwalter [illegible] Die Orion-Anlage hat einen Tagesdurchsatz von [illegible] sich zusammensetzt aus 1 600 t paraffinösem [illegible] semiparaffinösem und nichtparaffinösem Rohöl [illegible] öl von Piscuri, das als asphaltisches Grundöl [illegible] zin ein Leichtbenzin mit einer O.Z. von 72 gibt. [illegible] ri-Benzin teilt sich folgendermaßen auf:

Leichtbenzin	10 %
Schwerbenzin	8
Petroleum	10
Gasöl	14
Verluste	2
Pakura	56

Die 1 600 t paraffinöses Leichtbenzin - [illegible] den Gruben Tintea, Cura Ocnitei, Moreni [illegible] ergeben folgende Ausbeuten:

Primäres Leichtb.	13 %
Schwerbenzin	10
Petroleum	18
Gasöl	6

Unter Cracking der [illegible] ergeben sich weiter:

Gas und Verluste	5 %
Crackbenzin	8
Crackgasöl	6
Fuelöl	32

SAFETY FILM

Ruhrchemie Aktiengesellschaft Oberhausen-Holten	Geheim! 003227	[redacted]
Reisebericht Rumänien 18.7. - 6.8.1941.		[redacted]

LA 741

Für die Herstellung von Ölen werden nichtparaffinöse Tinteasle gebraucht, von denen etwa 4000 t im Monat zur Verfügung stehen. Diese ergeben ca. 2000 t Pakura, die wieder ca. 1 200 t Bulkdestillate ergibt, und an fertig raffinierten Ölen etwa 1000 t im Monat. Die Destillationseinrichtungen auf der Unirea wurden nicht näher besichtigt, da sie gegenüber den bei der Concordia und Astra geschilderten Anlagen praktisch nichts Neues ergeben. Die Spaltanlage der Unirea arbeitet lt. Zeichnung D 1 folgendermaßen:

Die paraffinöse Pakura wird in einen Verdampfer 1 eingesetzt und hier durch eine entsprechende Menge Gasöl aus Ofen 4 geflasht. Das Flashdestillat geht über eine Kolonne 2. Das Bodenprodukt von 2 geht direkt in Ofen 4, das Kopfprodukt geht in die Fraktionierkolonne 3. Die aus dem Verdampfer 1 kommende schwere Pakura wird in dem Pakuraofen 5 weiter erhitzt und gelangt gemeinsam mit dem Gasöl in die Flashkammer 6, wo das Fuelöl abgenommen wird. Das Destillat aus 6 geht in die Fraktionierkolonne 3, aus der am Boden ein schweres Gasöl zum Spaltofen 4, als Seitenströme ein leichtes und ein schweres Gasöl und als Kopfprodukt Benzin und Gas entnommen werden.

Eine recht interessante Anlage hat die Unirea zur Gewinnung von Ölen. Diese Anlage ähnelt sehr weitgehend der Ruhrbenzin-Hochvakuum-Destillation der Lurgi. Der ganze Produktionshergang der Öle ist aus der Zeichnung D 2 zu ersehen. Die Pakura wird nach Erwärmen im Ofen 1 in der Vakuumkolonne 2 abdestilliert. Das Destillat enthält, ähnlich wie bei der Anlage der Astra, die sämtlichen Schmierölfraktionen. Nach Angabe von Hartia wird es direkt mit Schwefelsäure behandelt, zu vermuten ist aber, daß vorher eine Herausnahme der an sich wertvollen Naphthensäuren stattfindet. Die Schwefelsäurebehandlung geht kontinuierlich. über Reaktionsgefäß 3 und Zentrifuge 4. Nach der Zentrifuge wird mit Soda neutralisiert (5), vermutlich noch mit Erde behandelt (6) und getrocknet (7). Das so vorbehandelte

Topdestillat wird nun in einer speziellen Vakuumdestillation 8 in die einzelnen Schmierölfraktionen unterteilt. Die Vakuumdestillation besteht aus den Kolonnen 8a - f. Die Kolonnen werden durch Umlauföl geheizt, das aus dem Ofen 9 stammt und die Kolonnen im Gegenstrom von 8f nach 8a durchläuft. Das vorbehandelte Schmieröldestillat läuft den Weg von 8a nach 8f, die Kolonnen stehen unter einem hohen Vakuum von ca. 3 mm, sie bestehen aus einer Blase mit einigen aufgesetzten Platten, auf denen ein kleiner Rücklauf gehalten wird. Da die Kolonnen parallel im Vakuum liegen, destillieren die Öle bei extrem niederen Temperaturen. Da ist der gleiche Vorteil, den wir bei der Lurgi-Anlage haben. Gegenüber der Lurgi-Anlage fehlt bei der Unirea-Anlage die Dampfeinblasung im Hochvakuum und die dadurch hervorgerufene starke Aufwirbelung der Lurgi. Immerhin dürfte diese Destillation wesentlich schonender als die Behandlungsweise der Concordia und auch noch schonender als die der Astra sein. Recht interessant war die Ölabfüllung. Man hatte einen langsam laufenden Kolbenmesser als Meßgefäß verwendet, der rechts und links eine Auslaufstelle hatte. Während des Einlaufes in den einen Kanister wurde der andere Kanister jeweils gewechselt. Die Messung soll sehr genau sein.

Reisebericht Rumänien 18.7. - 6.8.1941.

1742

7.) Besichtigung der Creditul Minier.

Nach einer einleitenden Besprechung mit Herrn Direktor Perlea wurden besonders die die Cremin interessierenden Fragen der iso-Oktan-Anlage besprochen. Die Cremin ist die modernste rumänische Raffinerie, sie ist erst vor 6 Jahren in Betrieb gekommen. Verarbeitet werden täglich 900 t paraffinöses und 200 t nichtparaffinöses oktanhaltiges Rohöl. Der Aufbau der Anlage ist sehr einfach. Die Cremin besitzt lediglich eine Pipestilldestillation, die von Brünn - Königsfeld gebaut ist. In dieser Anlage werden 10 - 12 % Leichtbenzin, 6 - 8 % Schwerbenzin, 15 - 18 % Kerosen und 8 - 10 % Gasöl vom Rohöl abdestilliert. Die asphaltische Pakura wird dann im wesentlichen verkauft, während die paraffinöse Pakura in eine Spaltanlage geht. Die Anlage ist von Brünn - Königsfeld nach Angaben der Dubbs gebaut und hat eine Leistung von 500 t/Tag, sie ist in Abb. Cr.M.1 näher dargestellt. Die Pakura wird mittels der Pumpe 1 in die Fraktionierkolonne2 gepumpt. Vom Boden der Kolonne 2 wird mittels der Pumpe 3 das Schweröl durch den Schwerölofen 4 gegeben und dort bei 40 atü, 490° gespalten. Es gelangt vom Schwerölofen in die Reaktionskammer 5. Von der Reaktionskammer geht das Material weiter in die Flashkammer 6 und vom Kopf der Flashkammer unterhalb des Pakuraeintrittes in die Kolonne 2, während am Boden der Flashkammer das Heizöl entnommen wird. In der Mitte der Fraktionierkolonne wird Gasöl abgenommen und mittels der Pumpe 7 in den Leichtölofen 8 gedrückt. Hier wird bei 510°, 25 atü gespalten. Von hier geht das Material gleichfalls in die Reaktionskammer 5. Es besteht außerdem die Möglichkeit, statt in die Flashkammer 6 in die Kokskammern 9 zu gehen. Das Kopfprodukt aus der Kolonne 2 geht in die Graytürme 10, von hier über die Polykolonne 11 und

EASTMAN

Ruhrchemie
Aktiengesellschaft
Oberhausen-Holten

Geheim! 9230

Seite 39
15. Aug. 1941 Kr/Wa
Hauptlaboratorium

Reisebericht Rumänien 18.7. - 6.8.1941.

11743

Kühler und Stripper 12 in die Stabilisation. Der Rückfluß zur Kolonne 2 wird unter Umgehung der Graytürme über Kühler und Gasstripper 13 gewonnen. Die aus 13 bzw. aus 12 entweichenden Gase werden in einer Absorptionsanlage 14 mit Gasöl bzw. Stabilbenzin ausgewaschen. Der Abtrieb des gesättigten stabilen Benzins bzw. Gasöls erfolgt in der Fraktionierkolonne 2, so daß letzten Endes das gesamte C_3 C_4 im Stabilisator anfällt. Die Ausbeute der Anlage beträgt beim Arbeiten auf Fuel 33 % Benzin, 50 % Fuel und 16 % Gas 1 % Verluste.

Über den Aufbau der Isooktan-Anlage wurden mir die folgenden Daten angegeben: (Zeichnung Gr.M. 2). Das unstabile Benzin tritt in die Kolonne 1 der Stabilisation ein. Hier wird das C_3 abgetrennt. Das Bodenprodukt wird im Tank 2 gründlich mit Soda gewaschen und geht in Kolonne 3, wo die C_4-Abtrennung stattfindet. Das verflüssigte C_4 wird von der Pumpe 4 in die Polymerisation 5 gegeben. Von der Polymerisation 5 gelangt das nunmehr durchpolymerisierte Produkt in die C_4-Kolonne 6, in der das nicht umgesetzte C_4 abgetrieben wird. Das C_4 wird benutzt, um das in der Kolonne 3 überstabilisierte Benzin wieder auf den richtigen Reiddruck zu bringen. Aus der Kolonne 6 gelangt das stabilisierte Polybenzin in die Re-run-Kolonne 7, wo es auf richtigen Siedeendpunkt geschnitten wird. Von hier geht es als iso-Octylen weiter in die Hydrierung. Die Hydrierung besteht aus 2 Kontaktrohren von ca. 6 m Länge, die in 1 ¾" Rohren insgesamt 150 kg Kontakt enthalten. Die Kontaktrohre liegen in einem Druckwassermantel. Das iso-Octylen wird mit der Pumpe 8 durch den Vorwärmer 9, wo es auf ca. 170°C vorgewärmt wird, in den Hydrierofen 10 gedrückt. Vor dem Vorwärmer 9 wird Wasserstoff zugemischt, der aus dem Abscheider 11 stammt. Nach dem Hydrierofen 10 wird das Material gekühlt, im Abscheider 12 wird der Wasserstoff abgetrennt. Der Wasserstoff geht von hier ins Freie. Das Material aus dem Abscheider 12 wird mit der Pu-

1744

pe 13 in den Nachhydrierofen 14 gegeben, nachdem es vorher im Vorwärmer 15 auf Temperatur gebracht und verdampft worden ist. Vor dem Vorwärmer wird aus dem 80 Zellen Bamag-Elektrolyseur 16 mittels des Kompressors 17 Frischwasserstoff zugemischt. Der Bamag-Elektrolyseur entwickelt [illegible] Wasserstoff pro Stunde, er gebraucht pro m³ ca. [illegible] Die Investierungskosten haben für Elektrolyseur, Wasserstoffkompressor, Sauerstoffkompressor, Waschenabteilung und Gebäude ca. 120 000 RM betragen. In der Anlage [illegible] nicht gearbeitet, da der Hydrierkontakt sich zu leicht vergiftet. Normalerweise wurde bei 190° Wassertemperatur hydriert bei einer Belastung von 360 l [illegible] pro Stunde. Der Druck bei der Hydrierung betrug am Wasserstoffeintritt 4 atü. Die Mäntel sind so ausgelegt, daß bis 205° Wassertemperatur gefahren werden kann, der Kompressor liefert bis 14 atü Wasserstoffdruck. Konstruktiv [illegible] gendes zu sagen: Die Hydrierung ist mit sehr [illegible] mischer Reserve gebaut. Die Belastung von 360 [illegible] takt ist hoch. Der Hydrierdruck von 4 atü ist [illegible] Ebenso sind die Hydriertemperaturen von 190° [illegible] daß man schon einen empfindlichen Kontakt [illegible] tät haben muß, damit er unter diesen Verhältnissen [illegible] voll nachhydriert. Da der Kompressor nur eine [illegible] 70 m³ - 80 m³ Wasserstoff pro Stunde, - d.h., ohne [illegible] den Wasserstoffverbrauch - hat, so bleibt für einen [illegible] Wasserstoffkreislauf keine Reserve. Viel günstiger wäre es gewesen, die Hydrierung für etwas höheren Druck (10 bis 20 atü) auszulegen, auch den Wasserumsatz so ergiebig zu gestalten, daß Temperaturen von mindestens 240°C erreicht gewesen wären, einen Kreislaufkompressor einzusetzen, der es gestattet, die mehrfache Wasserstoffmenge umzupumpen, dafür im Wasserstoffdruck auf 10 - 15 atü zu gehen und die Verdampfung des iso-Octylens durch Herabsetzung des Partialdruckes mittels entsprechendem Wasserstoffumlaufs zu bewirken. Alle diese Reserven hat die U.O.P. in die Anlage nicht eingebaut. Von der Chemin sind eine Reihe

41745

von Versuchen durchgeführt worden. Zuerst ist der Hydrier-
kontakt nach 100 kg iso-Oktan pro kg Kontakt eingebaut.
Dann wurden Vorkontakte eingebaut und ferner ist die Mög-
lichkeit geschaffen worden, die ganze Anlage statt mit
Wasser in den Mänteln mit Heißöl zu betreiben. Dadurch
können höhere Temperaturen erreicht werden. Der Schwefel-
gehalt beträgt z.Zt. in der Isocetylen-Fraktion 40 g/t.
Die I.G. hat empfohlen, Aktivkohle zur Schwefelentfernung
zu verwenden, jedoch hat sich Aktivkohle als praktisch
wirkungslos erwiesen. Ferner sind Eisenspäne bei [illegible]
verwendet worden, die aber nur eine Herabsetzung [illegible]
folgehaltes auf 35 g brachten. Weiterhin ist ein [illegible]
ter Nickelkontakt als Vorkontakt eingesetzt worden. [illegible]
durch ging der Schwefelgehalt von 40 auf 19 g herunter.
Nach dem Reaktor 1 betrug der Schwefelgehalt [illegible] g,
nach dem Reaktor 2 gleichfalls 5 g/t. Ohne Vorkontakt [illegible]
ren die Zahlen 37 g vor Reaktor 1, 4 g nach Reaktor [illegible]
Spuren nach Reaktor 2. Mit Vorkontakt gelang es, [illegible]
iso-Oktan/kg Kontakt zu erzielen. Von der Fabrik [illegible]
keine Garantie abgegeben worden, aber eine Zahl [illegible]
pro kg Kontakt als sicher erreichbar genannt. [illegible]
bei 50 g Schwefel/t Produkt als harmlos für [illegible]
bezeichnet worden waren. Es wurde vereinbart, daß [illegible]
Cremin auf schnellstem Wege 200 l iso-Oktan [illegible]
ohemie schickt, damit bei uns entsprechende Versuche [illegible]
Entschwefelung durchgeführt werden können.

Ruhrchemie
Aktiengesellschaft
Oberhausen-Holten

Oberhausen, [redacted]

Reisebericht Rumänien 18.7. - 6.8.1941.

[redacted]

D 1746

1.) Rohölvorkommen.

Man unterscheidet im wesentlichen 4 verschiedene Rohölsorten, und zwar paraffinische Rohöle, [illegible] sche, nichtparaffinische und nichtparaffinisch-octanhaltige, während mir angegeben war, daß das Rohölvorkommen das folgende ist:

55 % paraffinische,
5 % semiparaffinische,
30 % nichtparaffinische und
10 % nichtparaffinisch-octanhaltige.

habe ich als Summe der mir von den einzelnen von mir besuchten Raffinerien: Astra Romana, Concordia [illegible] Americana, Petrolblock, Creditul Minier, Colenco [illegible] rea Orion folgende Gesamtzahlen erhalten:

10 290 t paraffinisches Rohöl,
945 t semiparaffin. " ,
640 t nichtparaffin. " ,
1 440 t nichtparaff.octanhalt.Rohöl,

Das würde bedeuten:

77,3 % paraffinisches Rohöl,
7,1 % semiparaffin. " ,
4,8 % nichtparaffin. " ,
10,8 % nichtparaffin.octanhalt.Rohöl,

Die mir von den Raffinerien angegebenen Zahlen [illegible] Blatt R 1 graphisch dargestellt. Der Unterschied [illegible] allgemeinen Angabe und den aus den Betrieben [illegible] gebenden Zahlen dürfte zum Teil darauf zurückzuführen sein, daß die Unterscheidung der Rohöle nicht genau [illegible] So zerfällt beispielsweise das nichtparaffinisch-octanhaltige Material in 3 Gruppen, nämlich in die Gruppe A 0, [illegible]

Ruhrchemie
Aktiengesellschaft
Oberhausen-Holten

Schicht

Betriebsbericht Benzolgas 18.7. - 6.8.1941.

1747

und A 2. Die A 0 - Gruppe hat im Durchschnitt eine S.Z.
von über 75, die A 1 - Gruppe eine SZ von 71 und die
A 2 - Gruppe eine SZ von 70 - 71. Unterlagen über die
Siedeanalysen der Mahöle sind in den Anlagen A 2,
R 3, R 4, R 5 und R 6 enthalten. Das Anfallen der A 2 ist
nach Angabe von Dr. Albegon von der Gemeinschaft
während die Anfallblätter R 3 bis R 6 Aufsch
in der nachfolgenden Tabelle angegebenen Zeit
stellen.

	12	8	2	15	8	1	4	
	12	8	2	15	8	1	4	
	15	10		10	15		10	
	13	6	3	25	1		5	
	10	7	2	22	10		10	
	15	5	2	20	12		10	
	15	5	2	18	15	4	10	
	11							
	11							
	12							
	11	8		10	8		10	
	10	6	6	15	10		10	
	11	8	6	15	10		10	
	12	10		10	1			

Ruhrchemie
Aktiengesellschaft
Oberhausen-Holten

Gehalm 103255

Reiseberichte Rumänien 18.7. - 6.8.1941.

11748

Aus der Tabelle ersieht man, daß die Angaben [illegible]
nen Raffinerien recht weit auseinander [illegible]
diese Angaben einem Kurvenblatt zugrunde [illegible]
kommt man einen sehr unregelmäßigen Kurvenverlauf [illegible]
die Mittelwerte einen normalen Kurvenverlauf [illegible]
im wesentlichen den Angaben von Dr. Alberg[illegible]
Der Vollständigkeit halber seien noch [illegible]
Vega angegeben, die aber zum Teil ganz [illegible]
mens liegen und nicht den wahren Verhältnissen [illegible]
dürften.

Vega nach Analysen mit Fürth-Apparaten.

Bezeichnung	D_{15}	Lsl.	Lsk.	Lsb.	Asphl.	Gasl.	Paraffin	Verl.
Spez. aktiv. A 0	0,[illegible]	4	3	-	12	8	71,2	1,[illegible]
[illegible] haltig A 1	0,[illegible]	7	3	-	12	9	67,2	1,[illegible]
[illegible] aktiv. [illegible] A 2	0,[illegible]	16	3	-	18	9	53,5	1,[illegible]
[illegible] Öltyp B	0,[illegible]	16	4	-	16	8	[illegible]	1,[illegible]
[illegible] [illegible] C	0,[illegible]	16	5	-	28	17	[illegible]	[illegible]
[illegible] [illegible] D	0,[illegible]	16	8	-	32	13	[illegible]	[illegible]

Über die Qualität der verschiedenen Rohöltypen [illegible]
gaben zu machen:

a) Benzin.

Die Reformatausbeute der Benzine schwankt [illegible]
Prozenten bis zum klopffesten Reformat. [illegible]
Material an, doch dürften [illegible]
block, also für Reformatzwecke [illegible]
35°C an, 60 % und bei 100° [illegible]

Ruhrchemie
Aktiengesellschaft
Oberhausen-Holten

Geheim! [illegible]

Tagesbericht [illegible] 10.7. - 6/8.1941.

1740

bei einem Siedeverlauf von [illegible] Daten etwa folgende:

	d 15	n D 20
paraffinisch	0,735	60 - 61
semiparaffinisch	0,730	64
nichtparaffinisch	0,735	68 - 69
" oktanhaltig	0,740	71 - 72

Für Schwerbenzin, zwischen 115 und 180° [illegible] einem 45 % - Punkt bei 150°, sind die [illegible] Daten folgende:

	d 15	n D 20
paraffinisch	0,775	54
semiparaffinisch	0,780	58
nichtparaffinisch	0,780	59
" oktanhaltig	0,785	60

Für den zwischen 150 und 200° siedenden [illegible] mit einem Flammpunkt von 25° [illegible] gegeben:

	d 15	n D 20
paraffinisch	0,771-0,[illegible]	56 - 58
semiparaffinisch	0,[illegible]	60
nichtparaffinisch	0,[illegible]	60
" oktanhaltig	0,[illegible]	62

Weitere Daten für die [illegible] Blatt 8.7. Hier habe ich eine [illegible] zusammengefaßt, die mir von dem [illegible] sind, und die gleichfalls [illegible] Zahlverlauf mit der [illegible] den Benzinsorten entnehmen. Der [illegible] verläuft beispielsweise bei [illegible] gen Leichtbenzin zu 19 C - [illegible] von 50 bis 62 Grad [illegible] lichung von Zyklo-Kw. [illegible] von 40 Grad

Ruhrchemie
Aktiengesellschaft
Oberhausen-Holten

geheim

Reisebericht Rumänien 18.7. - 6.8.1941.

L 1750

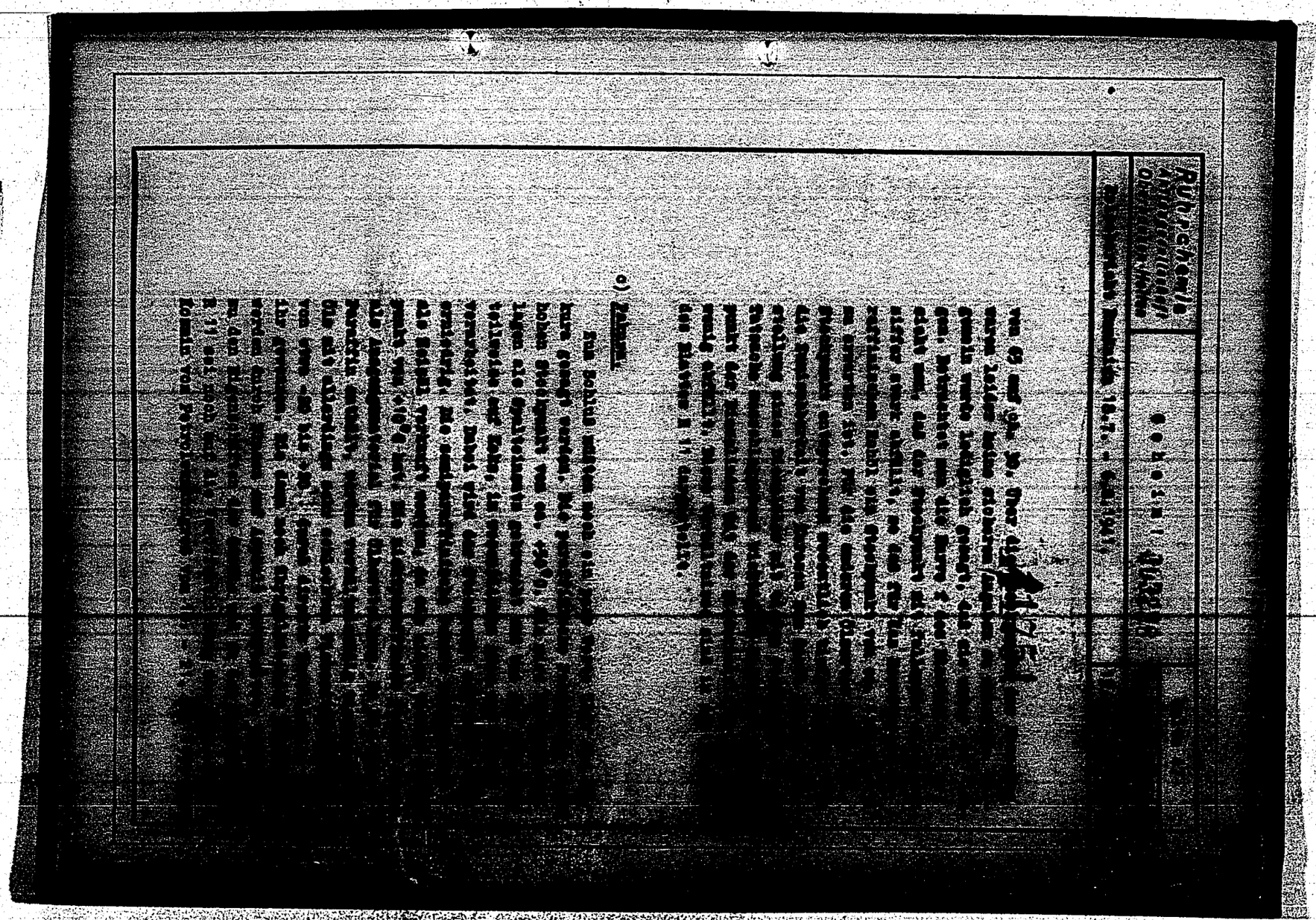
auf dem Petroleumkongreß von 19. - 21. [illegible] geht, geben paraffinöse Benzine einen [illegible] gen Verlauf der Oktanzahl mit der [illegible] zahlkurve ist in der Zeichnung [illegible] venblatt [illegible] sind charakteristische [illegible] Kurven wiedergegeben, wobei die Kurve [illegible] für das gesamte paraffinöse Leichtbenzin [illegible] und die Kurve 4 die Siedekurve für [illegible] Leichtbenzin der Astra darstellt. [illegible] von, daß die verschiedenen Raffinerien [illegible] den schneiden. Ferner habe ich von [illegible] der Columbia eine Untersuchung [illegible] die Oktanzahl des wie 90°C und [illegible] siedenden paraffinösen Leichtbenzins. [illegible] sind im Kurvenblatt [illegible] wiedergegeben. [illegible] siedende Teil hatte eine Oktanzahl von 79, [illegible] schwerer siedende Anteil eine Oktanzahl von [illegible] Leider ist der Siedeverlauf der Kurve [illegible] von den normalen Produkten der Gesellschaft [illegible]

b) Öle.

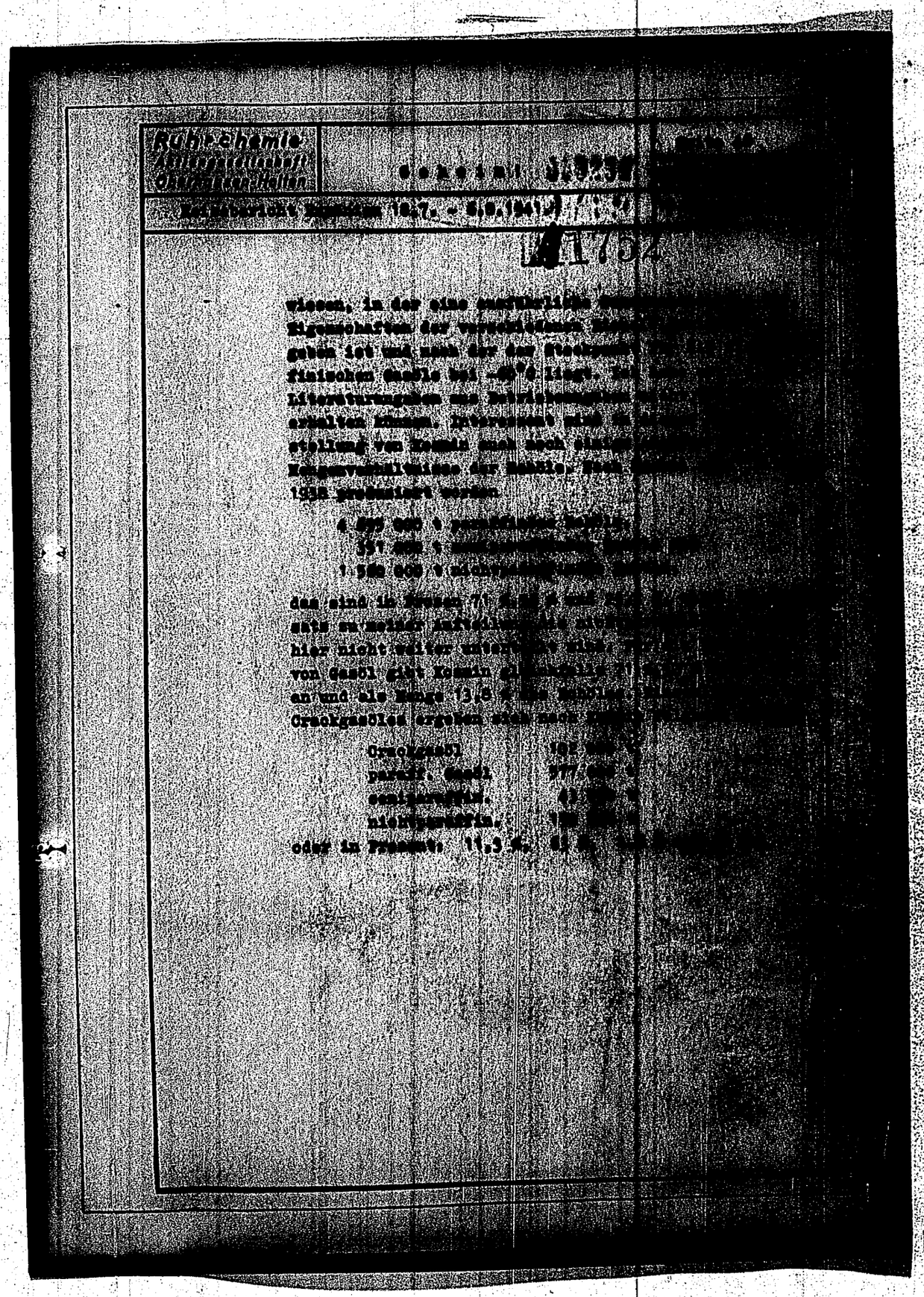
Weitere Unterschiede ergeben sich in [illegible] Gasölfraktionen, die aus den [illegible] wonnen werden. Die Stockpunkte [illegible] den paraffinischen bis zu den [illegible] haltigen, ebenso fallen [illegible] ces.

[illegible]

Ich habe diese Verhältnisse in [illegible] Hand Angaben von Chemikern und [illegible] Während des Stockpunkts der paraffi- [illegible] °C liegt, sinkt er für die naphtenischen bis auf -20 bis -30° C. [illegible]



SAFETY FILM



2.) Dieselölherstellung.

Für die Herstellung von Dieselöl interessierte [illegible] sondern die Frage, ob es möglich ist, aus [illegible] Mengen (30 000 t/Monat) Dieselöl zu beziehen, das [illegible] Stockpunkt von -20°C hat. Ich habe versucht, diese [illegible] auf folgende Weise zu klären:

Von der Astra Romana habe ich (siehe Anlage [illegible] sichtigung der Astra Romana" letzte Seite) alle [illegible] en Angaben über den Anfall der gesamten [illegible] lung von Dieselölen infrage kommenden [illegible] geben lassen. Diese Mischkomponenten haben [illegible] Stockpunkt und Dieselindex genau verzeichnet. [illegible] Es kommen infrage die sämtlichen Gasölsorten, d.h. [illegible] finisches Gasöl leicht und schwer, [illegible] öl leicht und schwer, asphaltisches Gasöl leicht und schwer, Crackgasöl, paraffinisches Kerosen, [illegible] nisches Kerosen und asphaltisches Kerosen.

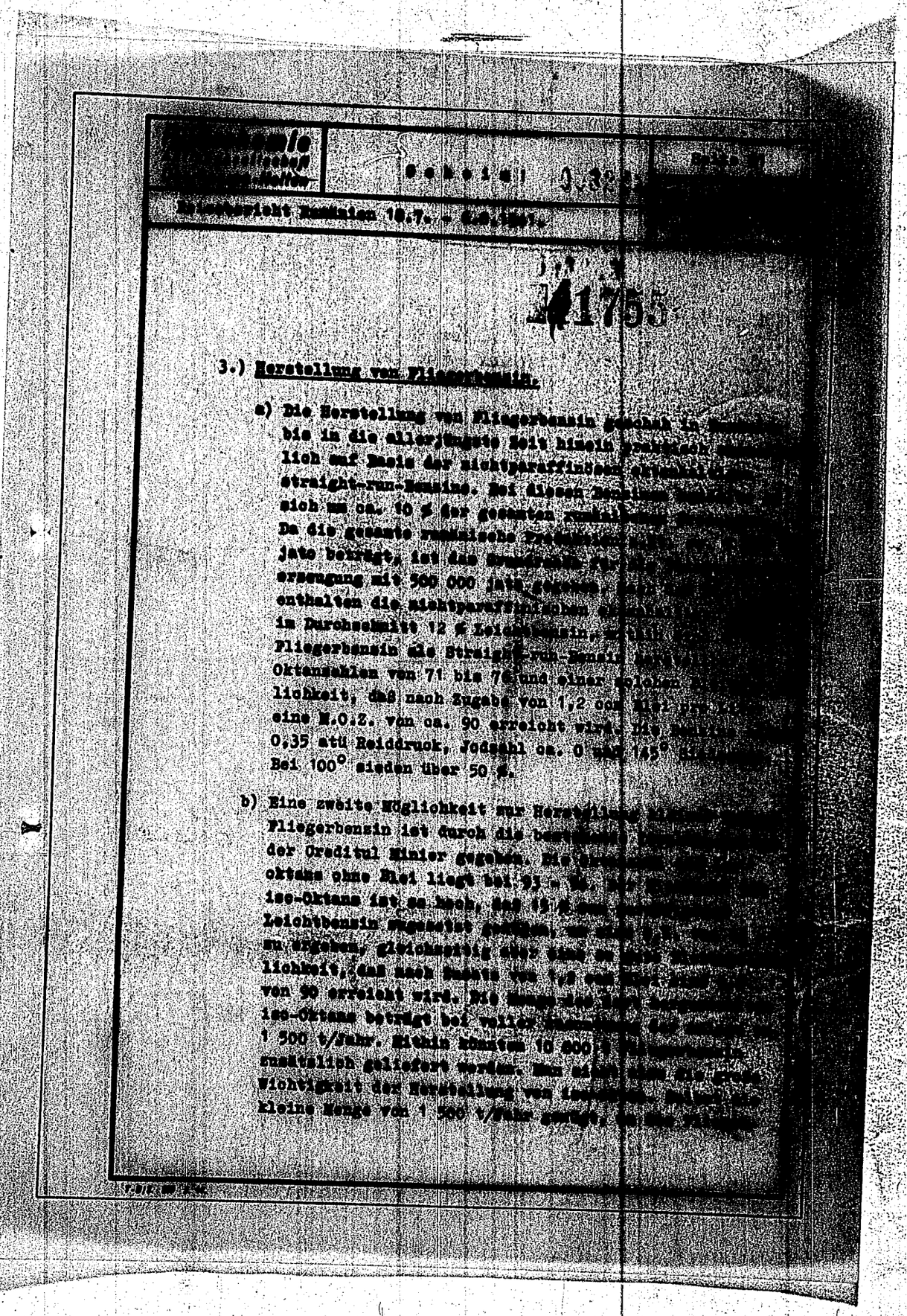
Herr Dr. Bogdan von der Astra Romana führte auf [illegible] ne Veranlassung folgenden Versuch durch: Er mischte die [illegible] genannten Gasölsorten im Anfallverhältnis und bestimmte den Stockpunkt, der sich mit -2° ergab. Sodann wurde die Menge Kerosen bestimmt, die notwendig ist, um die [illegible] mischung auf einen Stockpunkt von -20° zu [illegible] Mischung von 60 % Kerosen und 40 % der [illegible] mischung ergab einen Stockpunkt von -22°. Da [illegible] Romana 16 100 t Kerosen anfallen, so bestünde die [illegible] keit, 10 500 t Gasöl zuzumischen und insgesamt [illegible] Mischdieselöl mit einem Stockpunkt von -20° zu [illegible] Es würden dann noch 12 700 t Gasöl mit einem Stockpunkt von -2° zur anderweitigen Verwendung abzustellen sein. Nach Ansicht von Dr. Bogdan würde diese Qualität [illegible] reichend sein, um den sonstigen Lieferungen zu genügen. Die anderen Qualitätsdaten, die in der Anlage [illegible] "Programm der Reise" gegeben sind, werden von der [illegible]

Reisebericht Rumänien 18.7. - 6.8.1941

4.1754

Kerosen 60 %, Gasöl 40 %, ohne weiteres erhält. Ich [illegible] diese Verhältnisse graphisch für die Astra [illegible] stellt. Für die anderen Anlagen ergeben sich [illegible] lich abweichende Resultate, da die Mengenverhältnisse [illegible] eingesetzten Rohöle und auch die Verarbeitungsart, [illegible] von denen der Astra [illegible] verschieden sind; [illegible] Astra Romana vielleicht etwas mehr nichtparaffinhaltiges Ma- terial einsetzt als die anderen Anlagen. Auf [illegible] Suchresultaten der Astra kann man sehen, daß [illegible] nach Lieferung von 30 000 t Diesöl mit einem [illegible] von -20° ohne weiteres zu erfüllen sein müßte.

EASTMAN



1755

3.) Herstellung von Fliegerbenzin.

a) Die Herstellung von Fliegerbenzin geschieht in
bis in die allerjüngste Zeit hinein geschah
lich auf Basis der nichtparaffinbasischen
straight-run-Benzine. Bei diesen
sich um ca. 10 % der gesamten
Da die gesamte rumänische
jato beträgt, ist das
erzeugung mit 900 000 Jato
enthalten die nichtparaffinbasischen
im Durchschnitt 12 % Leicht
Fliegerbenzin als Straight-run-Benzin
Oktanzahlen von 71 bis 74 und einer
lichkeit, daß nach Zugabe von 1,2 ccm
eine M.O.Z. von ca. 90 erreicht wird.
0,35 atü Reiddruck, Jodzahl ca. 0
Bei 100° sieden über 50 %.

b) Eine zweite Möglichkeit zur Herstellung
Fliegerbenzin ist durch die
der Creditul Minier gegeben.
oktane ohne Blei liegt bei
iso-Oktane ist es hoch,
Leichtbenzin
zu ergeben,
lichkeit,
von 90 erreicht wird.
iso-Oktane beträgt bei
1 500 t/Jahr, Rhein
endlich geliefert werden.
Wichtigkeit der
kleine Menge von 1 500 t/Jahr

[redacted]

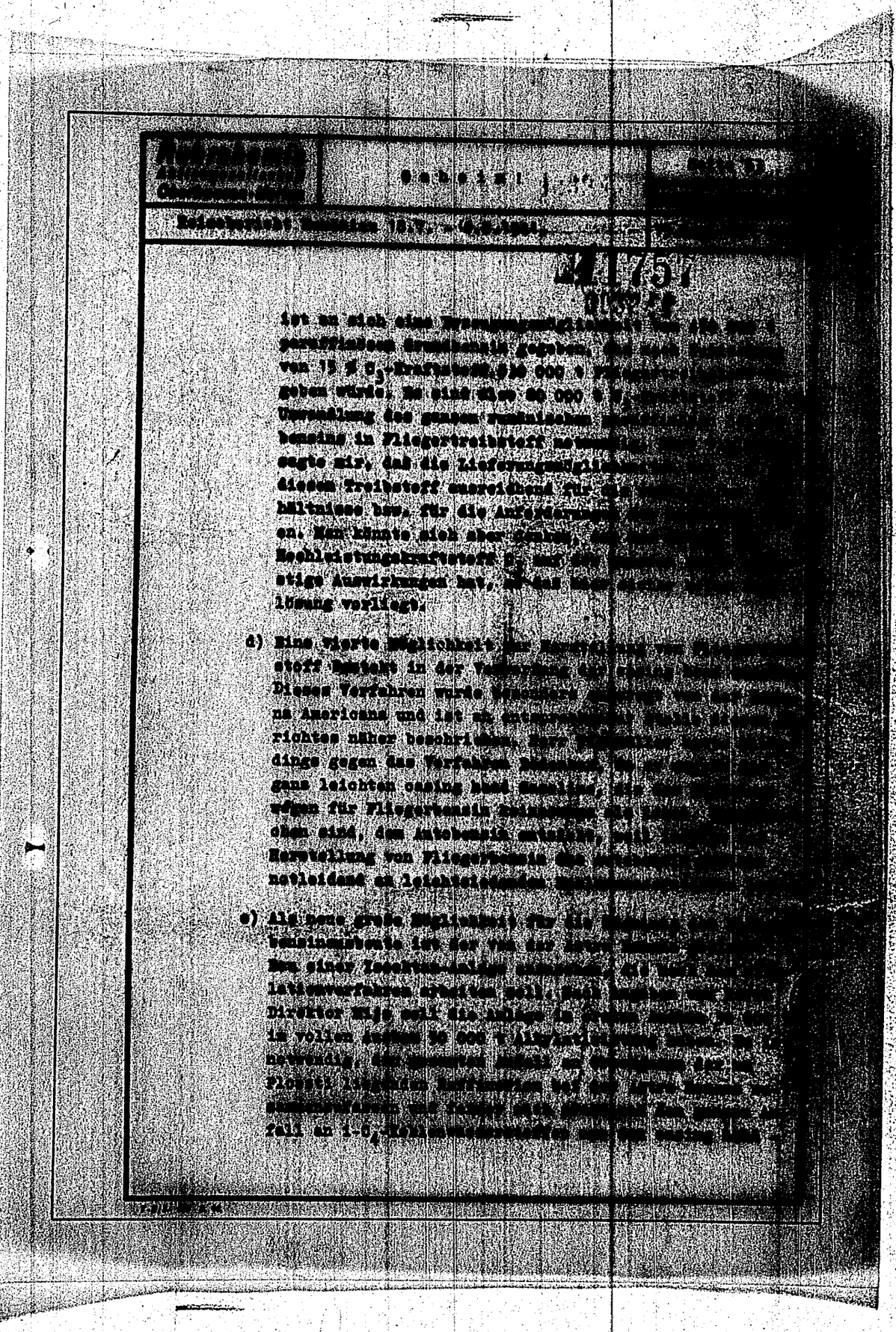
Geheim

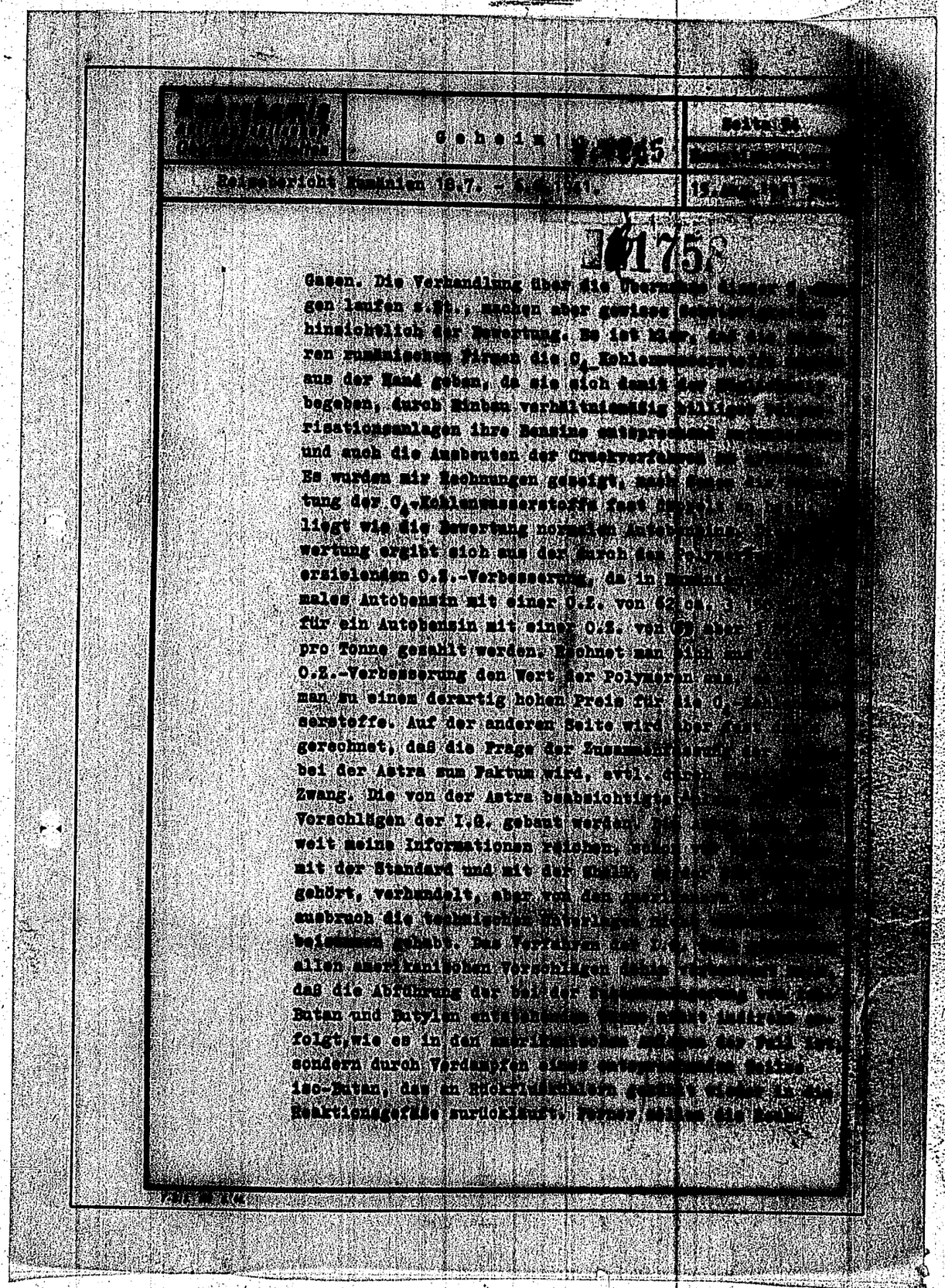
[redacted]

0932

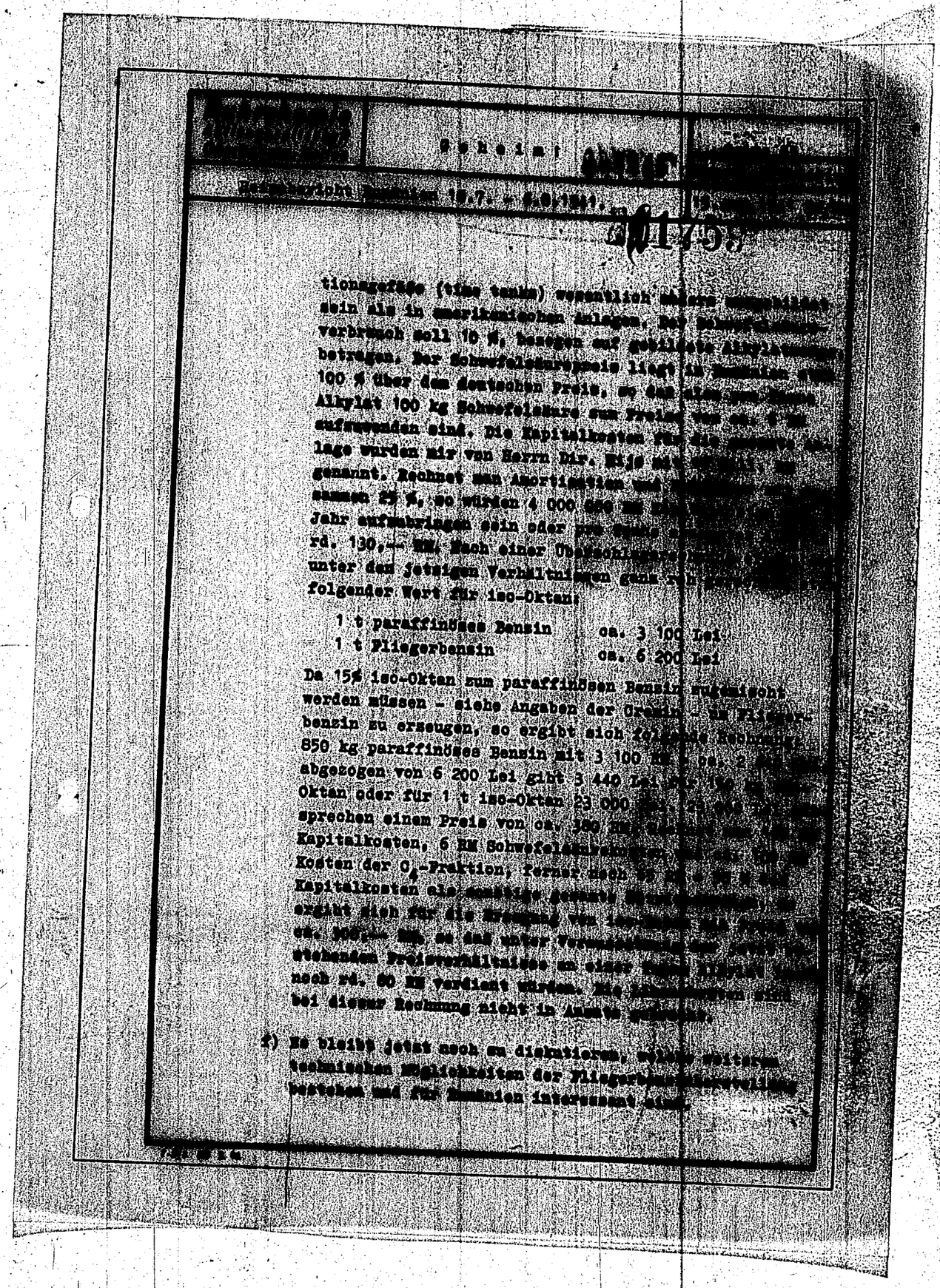
benzinerzeugungsmöglichkeit Rumä[redacted] VZ ca.
steigern. Durch Zusatz des iso-Oktans [redacted]
deren Leichtbenzinen aus etwas höhersiedenden
könnten vielleicht noch etwas größere Mengen
sin erzeugt werden. Das ist auch der Grund
Pilgmüller als Vertreter des Reichswirtschafts
uns mich bat, alles daran zu setzen, daß
fen, daß die Isooktan-Anlage, die [redacted]
Felschwierigkeiten, wie im Bericht [redacted]
still liegt, möglichst umgehend in Betrieb
kommt dabei, wie Herr Pilgmüller [redacted]
an, die Entschwefelungsfrage sofort zu lösen,
der Oremin auszuscheidende Mengen Kontakt zur
stellen. Da die Oremin im jetzigen [redacted]
mit 1 kg Nickelkontakt 280 kg iso-Oktan
so würde eine Füllung von 150 kg [redacted]
iso-Oktan zu erzeugen, die 230 t [redacted]
chen würden. Da unser Hydrierkontakt nur 150 g
Nickel enthält, ist der Nickelverbrauch, [redacted]
einer durchaus möglichen Regenerierung, nur
280 t oder ca. 160 g/t. Ich habe Herrn [redacted]
sagt, diese Frage schnellstens [redacted]
zu lassen.

c) Die dritte Möglichkeit zur Herstellung [redacted]
läuft erst seit allerneuester Zeit. [redacted]
atrie liefert seit einigen Wochen [redacted]
dessen Siede- und Oberflächenwerte [redacted]
sind, nach Rumänien. Eine Kontrolle [redacted]
findung Leichtbenzin genügt, um [redacted]
benzin nur eine O.Z. von 69 - 70 zu [redacted]
Bleiempfindlichkeit entspricht, [redacted]
einen Treibstoff mit ohne 0,3 [redacted]
Da ca. 75 % des rumänischen [redacted]
3,75 Mill. t paraffinbasis [redacted]
nöse Rohöl it.Anlage [redacted]





Gasen. Die Verhandlung über die Vorwürfe dieser [illegible]
gen laufen z.Zt., machen aber gewisse Schwierigkeiten
hinsichtlich der Bewertung. So ist klar, daß [illegible]
ren rumänischen Firmen die C_4-Kohlenwasserstoffe
nun der Hand geben, da sie sich damit der [illegible]
begeben, durch Minden verhältnismäßig billiger [illegible]
risationsanlagen ihre Benzine aufpreisen [illegible]
und auch die Andeuten der Crackverfahren [illegible]
Es wurden mir Rechnungen gezeigt, nach denen [illegible]
tung der C_4-Kohlenwasserstoffe fast [illegible]
liegt wie die Bewertung normalen Autobenzins.
wertung ergibt sich aus der durch das [illegible]
erzielenden O.Z.-Verbesserung, da in Rumänien
males Autobenzin mit einer O.Z. von 62 Ot. 3 [illegible]
für ein Autobenzin mit einer O.Z. von 87 aber [illegible]
pro Tonne gezahlt werden. Rechnet man [illegible]
O.Z.-Verbesserung den Wert der Polymeren aus
man zu einem derartig hohen Preis für die C[illegible]
serstoffe. Auf der anderen Seite wird aber [illegible]
gerechnet, daß die Frage der Zusammenarbeit [illegible]
bei der Astra zum Faktum wird, evtl. [illegible]
Zwang. Die von der Astra beabsichtigte [illegible]
Vorschlägen der I.G. gebaut werden. [illegible]
weit meine Informationen reichen, sollen [illegible]
mit der Standard und mit der [illegible]
gehört, verhandelt, aber von den [illegible]
ausbruch die technischen Unterlagen [illegible]
beschafft gehabt. Das Verfahren der [illegible]
allen amerikanischen Versuchen dieser [illegible]
daß die Abtrennung der beiden [illegible]
Butan und Butylen entweder [illegible]
folgt, wie es in den amerikanischen [illegible]
sondern durch Verdampfen eines [illegible]
iso-Butan, das an Stickstoffkühlern [illegible]
Reaktionsgefäße zurückläuft. [illegible]



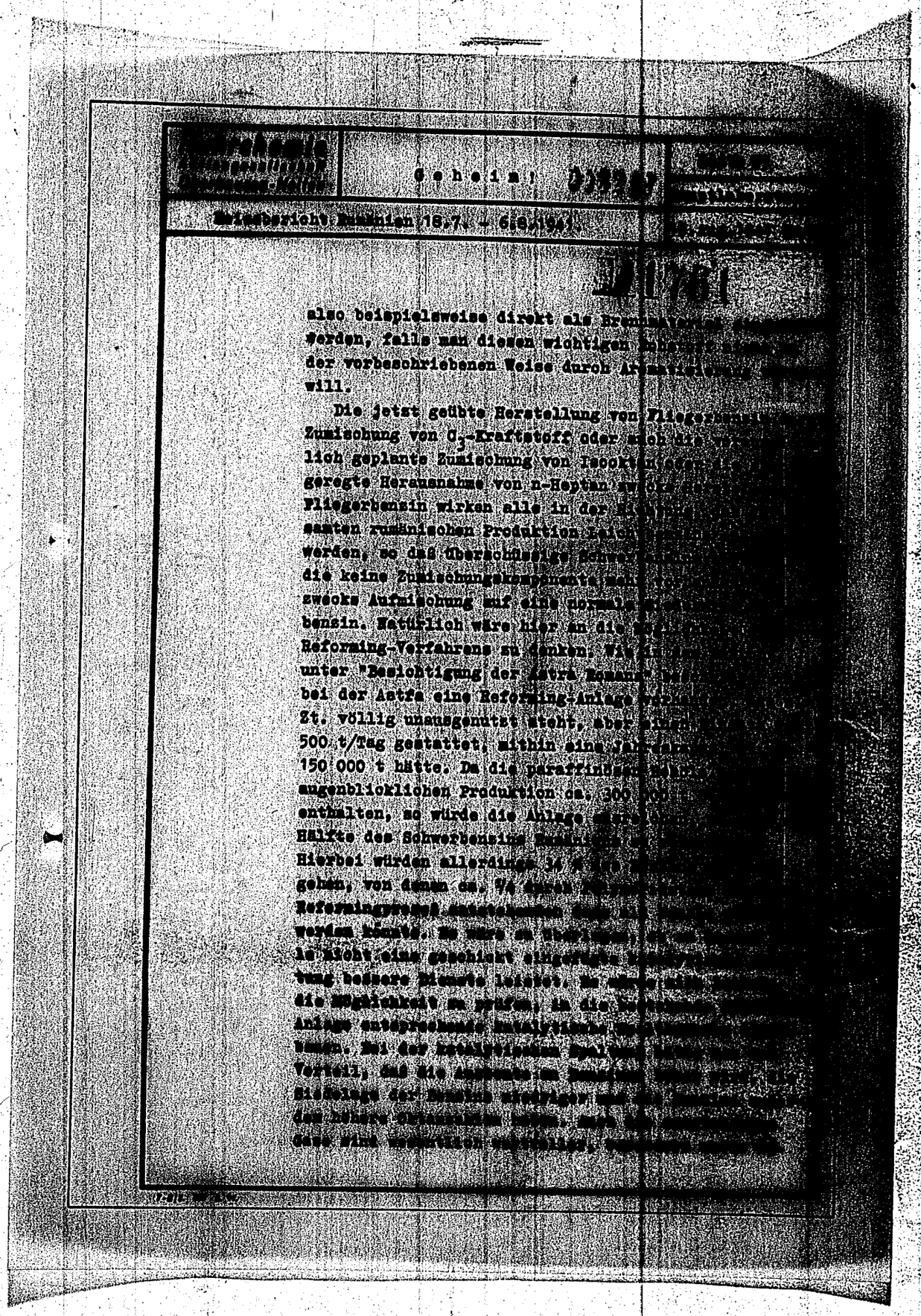
tionsgefäße (Tube tanks) wesentlich schwere ausgebildet
sein als in amerikanischen Anlagen. Der Schwefelsäure-
Verbrauch soll 10 %, bezogen auf gewinnbares Alkylat,
betragen. Der Schwefelsäurepreis liegt in Rumänien etwa
100 % über dem deutschen Preis, so daß allein für
Alkylat 100 kg Schwefelsäure zum Preise von ca. 4 RM
aufzuwenden sind. Die Kapitalkosten für die gesamte Anla-
lage wurden mir von Herrn Dir. Kiß mit
genannt. Rechnet man Amortisation und
summen 25 %, so würden 4 000 000 RM im
Jahr aufzubringen sein oder pro Tonne
rd. 130,-- RM. Nach einer Überschlagsrech
unter den jetzigen Verhältnissen gemäß
folgender Wert für iso-Oktan:

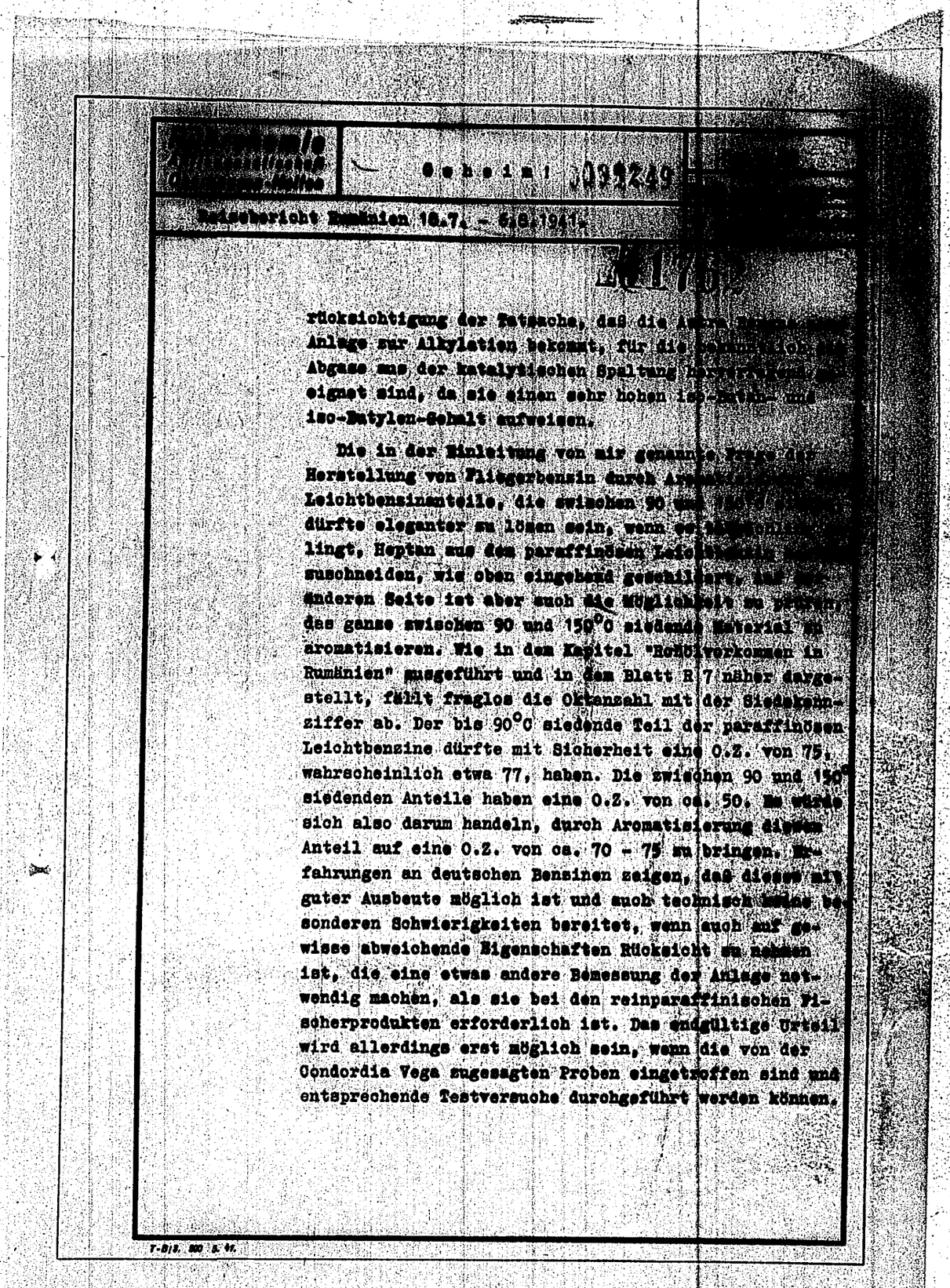
1 t paraffinöses Benzin ca. 3 100 Lei
1 t Fliegerbenzin ca. 6 200 Lei

Da 15% iso-Oktan zum paraffinösen Benzin zugemischt
werden müssen - siehe Angaben der Grozni - um Flieger-
benzin zu erzeugen, so ergibt sich folgende Rechnung:
850 kg paraffinöses Benzin mit 3 100 Lei ca. 2
abgezogen von 6 200 Lei gibt 3 440 Lei
Oktan oder für 1 t iso-Oktan 23 000
sprechen einem Preis von ca. 100 RM
Kapitalkosten, 6 RM Schwefelsäure
Kosten der C_4-Fraktion; ferner noch
Kapitalkosten die anteilige gerundet
ergibt sich für die Herstellung von
ca. 900,-- RM, so daß unter Zugrundelegung
stehenden Preisverhältnisse an einer
noch rd. 60 RM verdient würden. Die
bei dieser Rechnung nicht in Ansatz

f) Es bleibt jetzt noch zu diskutieren, welche weiteren
technischen Möglichkeiten der Flugbenzinherstellung
bestehen und für Rumänien interessant sind.

Anlage 22 skizziert, enthält die [illegible] Leichtbenzine anteilig mit sehr niedriger Oktanzahl. Es wurde mir von Herrn Dr. Debig, Petrolblock, eingeteilt, daß nähere Untersuchungen ergeben haben, daß beispielsweise 18 % n-Heptan im Leichtbenzin enthalten sind. Es erscheint also durchaus die Möglichkeit gegeben, dieses n-Heptan durch eine entsprechend genaue Fraktionierung, die bekanntlich anlagenmäßig und betriebsmäßig verhältnismäßig billig ist, herauszuschneiden. Man könnte daran denken, auch noch andere Stoffe mit tiefer Oktanzahl aus dem Benzin zu entnehmen. Die Siedekennziffer des paraffinischen Benzins liegt bei 100°. Da das Heptan auch bei 100 siedet, würde keine Verschlechterung der Siedekennziffer eintreten. Eine kurze Rechnung ergibt, daß durch Herausnahme von 18 % Heptan mit der O.Z. = 0 aus einem Benzin mit der O.Z. 62 ein Benzin mit einer O.Z. von 75 - 76 entsteht. Man würde also auf diese Weise direkt zum Fliegerbenzin kommen, wobei 18 % der eingesetzten Benzinmenge als n-Heptan anfallen würden. Es wäre zu prüfen, ob eine Aromatisierung dieser Menge zwecks Herstellung von Toluol bzw. auch zwecks Aufbesserung der O.Z. des n-Heptans lohnt. Die Möglichkeit der Aromatisierung der Heptanfraktion[illegible] liegt [illegible] im Rahmen des Vorschlages, der z.Zt. [illegible] vom 26. Juni 1941 (Nr.877) in der Besprechung beim Reichswirtschaftsministerium gemacht wurde. Grundsätzlich gesehen ist eine Aromatisierung aller [illegible] von paraffinischem Leichtbenzin mit einer [illegible] von ca. 3 100 Lei würde die Herausnahme von etwa 18 % Heptan bedeuten, daß pro Tonne an erzeugtem Fliegerbenzin ca. 3 400 Lei für Rohmaterial aufgewendet sind. Da die Tonne Fliegerbenzin ca. 6 200 Lei kostet, würden 2 400 Lei Differenz bleiben, mit denen die Betriebskosten und Abschreibungen [illegible] decken sind, sowie noch noch ein kleiner Überschuß bleiben dürfte. Selbst bei der heraufgesetzten Ausbeute mit 9 Gewicht, könnte


Geheim!
Betriebsbuch Maschine 18.7.4. – 6.8.1941
also beispielsweise direkt als
werden, falls man diesen wichtigen
der vorbeschriebenen Weise durch
will.
Die jetzt geübte Herstellung von
Zumischung von C3-Kraftstoff oder auch
lich geplante Zumischung von Isookt
geregte Herausnahme von n-Heptan
Fliegerbenzin wirken alle in der
samten zumischen Produktion
werden, so daß überschüssige
die keine Zumischungskomponente
zwecks Aufmischung auf eine
benzin. Natürlich wäre hier an die
Reforming-Verfahrens zu denken. Wä
unter Berücksichtigung der Astra
bei der Astra eine Reforming-Anlage
Zt. völlig unausgenutzt steht, aber
500 t/Tag gestattet, mithin eine
150 000 t hätte. Da die paraffinis
augenblicklichen Produktion ca. 300
enthalten, so würde die Anlage
Hälfte des Schwerbensins
Hierbei würden allerdings
gehen, von denen ca. 9/
Reformingprozeß
werden könnte. Es wäre
ist nicht einer gesch
tung besser gewesen
die Möglichkeit zu
Anlage entsprechend
wären. Bei der
Vorteil, daß die
Bleifreiheit
den hohen



Geheim

Reisebericht Rumänien 18.7.4. - 6.8.1944

R 176

rücksichtigung der Tatsache, daß die Anlage zur Alkylation bekannt, für die Abgase aus der katalytischen Spaltung [illegible] eignet sind, da sie einen sehr hohen iso-Butan- und iso-Butylen-Gehalt aufweisen.

Die in der Einleitung von mir genannte Frage der Herstellung von Fliegerbenzin durch Ar[illegible] Leichtbenzinanteile, die zwischen 90 und [illegible] dürfte eleganter zu lösen sein, wenn es [illegible] lingt, Heptan aus dem paraffinösen Leic[illegible] zuschneiden, wie oben eingehend geschildert. Auf der anderen Seite ist aber auch die Möglichkeit zu prüfen, das ganze zwischen 90 und 150°C siedende Material zu aromatisieren. Wie in dem Kapitel "Rohölvorkommen in Rumänien" ausgeführt und in dem Blatt R 7 näher dargestellt, fällt fraglos die Oktanzahl mit der Siedekennziffer ab. Der bis 90°C siedende Teil der paraffinösen Leichtbenzine dürfte mit Sicherheit eine O.Z. von 75, wahrscheinlich etwa 77, haben. Die zwischen 90 und 150° siedenden Anteile haben eine O.Z. von ca. 50. Es würde sich also darum handeln, durch Aromatisierung diesen Anteil auf eine O.Z. von ca. 70 - 75 zu bringen. Erfahrungen an deutschen Benzinen zeigen, daß dieses mit guter Ausbeute möglich ist und auch technisch keine besonderen Schwierigkeiten bereitet, wenn auch auf gewisse abweichende Eigenschaften Rücksicht zu nehmen ist, die eine etwas andere Bemessung der Anlage notwendig machen, als sie bei den reinparaffinischen Fischerprodukten erforderlich ist. Das endgültige Urteil wird allerdings erst möglich sein, wenn die von der Condordia Vega zugesagten Proben eingetroffen sind und entsprechende Testversuche durchgeführt werden können.

T-Dia. 800 5. 44.

Ruhrchemie
Aktiengesellschaft
Oberhausen-Holten

Geheim! 033250

Hauptlaboratorium

Reisebericht Rumänien 18.7. - 6.8.1941.

15.Aug.1941 Fr/

1763

Technische Vorschläge

auf Grund des gesammelten Materials.

T-B/B. 000 8.41.

FILM
SAFETY

-176-

1.) **Fliegerbenzinherstellung.**

Herausschneiden der niedrigoktanigen Produkte, hauptsächlich n-Heptan, aus dem paraffinösen Leichtbenzin.

Die Brauchbarkeit dieses Vorschlages hängt ab von dem Gehalt an n-Heptan, über den ich nur eine einzige Angabe erhalten konnte. Es ist eine nähere Untersuchung des Leichtbenzins in dieser Richtung notwendig.

2.) Aromatisierung der zwischen 90 und 150°C siedenden paraffinösen Leichtbenzine, um die O.Z. von ca. 50 auf 74 heraufzusetzen und damit gleichfalls Fliegerbenzinqualitäten zu erreichen.

Hier bestehen weniger Bedenken technischer Art als vielmehr Bedenken, derartige Anlagen überhaupt in Rumänien zu errichten.

3.) Herstellung von Toluol aus dem aus paraffinösen Leichtbenzinen herausgeschnittenen Heptan.

Die Möglichkeit hängt wieder ab von dem Vorhandensein geeigneter Fraktionen im rumänischen Leichtbenzin, wofür die gleiche Untersuchung wie für Punkt 1) erforderlich ist.

4.) Katalytisches Reforming der Schwerbenzine zwecks Erhalt ausreichender Mengen Leichtbenzin bei Verwendung des rumänischen straight-run-Leichtbenzins auf eine der infrage Kommenden Weisen als Fliegerbenzin.

Zur Beantwortung der Frage, ob dieses Verfahren möglich ist, wären die Schwerbenzine auf ihre Spaltbarkeit nach dem Ruhrchemie-Verfahren näher zu untersuchen. Entsprechende Proben sind bestellt.

T-178
033252

5.) In einer Diskussion mit Herrn Dr. Meyeringh wurde von mir vorgeschlagen, in den Gasölstrom bestehender Spaltanlagen entsprechende Reaktionskammern mit Spaltkontakt einzubauen. Hierdurch würde voraussichtlich eine wesentliche Verbesserung der Oktanzahl der Spaltbenzine bewirkt werden. Da die Preisdifferenz zwischen 62 und 69 O.Z.-Benzin ca. 700 Lei beträgt, könnte hier unter Voraussetzung billiger Anlagekosten einefür Rumänien durchaus interessante Verbesserung der Spaltanlagen möglich sein. Die Frage ist, wie das Gasöl sich katalytisch spalten läßt und wie der Blendwert der entstehenden Benzine sowie die Benzinausbeute sich einstellen werden. Entsprechende Gasölproben sind bestellt.

6.) Herr Dr. Meyeringh interessierte sich besonders für die Möglichkeit, die schlechten asphaltbasischen rumänischen Schmieröle durch Zugabe von synthetischen Ölen zu verbessern. Diese Möglichkeit dürfte aber nur in Kriegszeiten gegeben sein und wird schon von den entsprechenden deutschen Heeresstellen ausgeübt.

Traenckner

T-8/3 000 5. 41.

A 176, 003253 1934

Zusammenstellung einiger Preise.

Autobenzin

60 O.Z.	3 039 Lei/t
66 O.Z.	3 186
69 O.Z.	3 783

Fliegerbenzin

70 O.Z.	6 023
73 O.Z.	6 233
75 O.Z.	6 517

Naphten	45 000
Kerosen	2 100
Gasöl	2 250

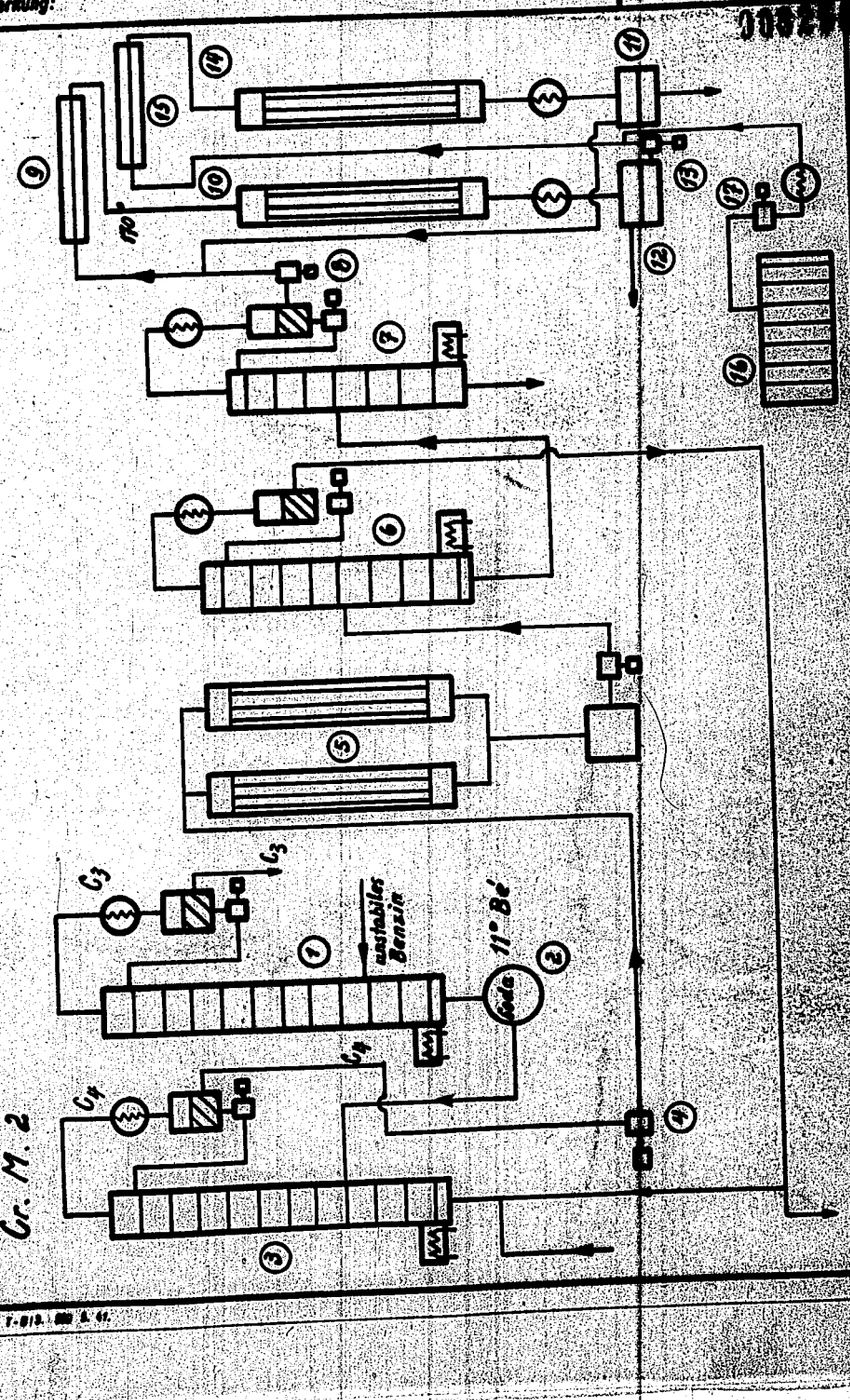
T-611, Roll 5, 41

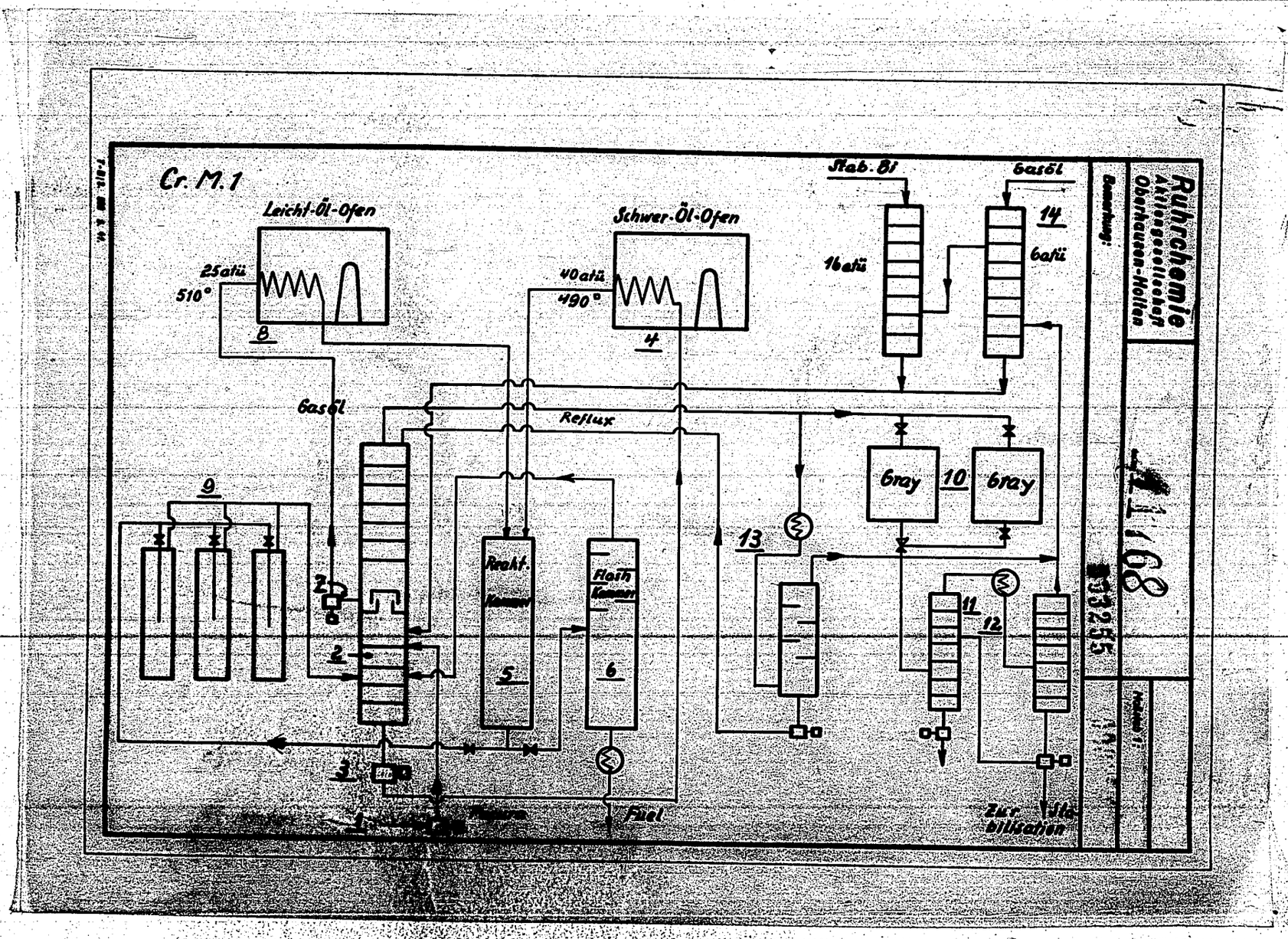
Ruhrchemie
Aktiengesellschaft
Oberhausen-Holten

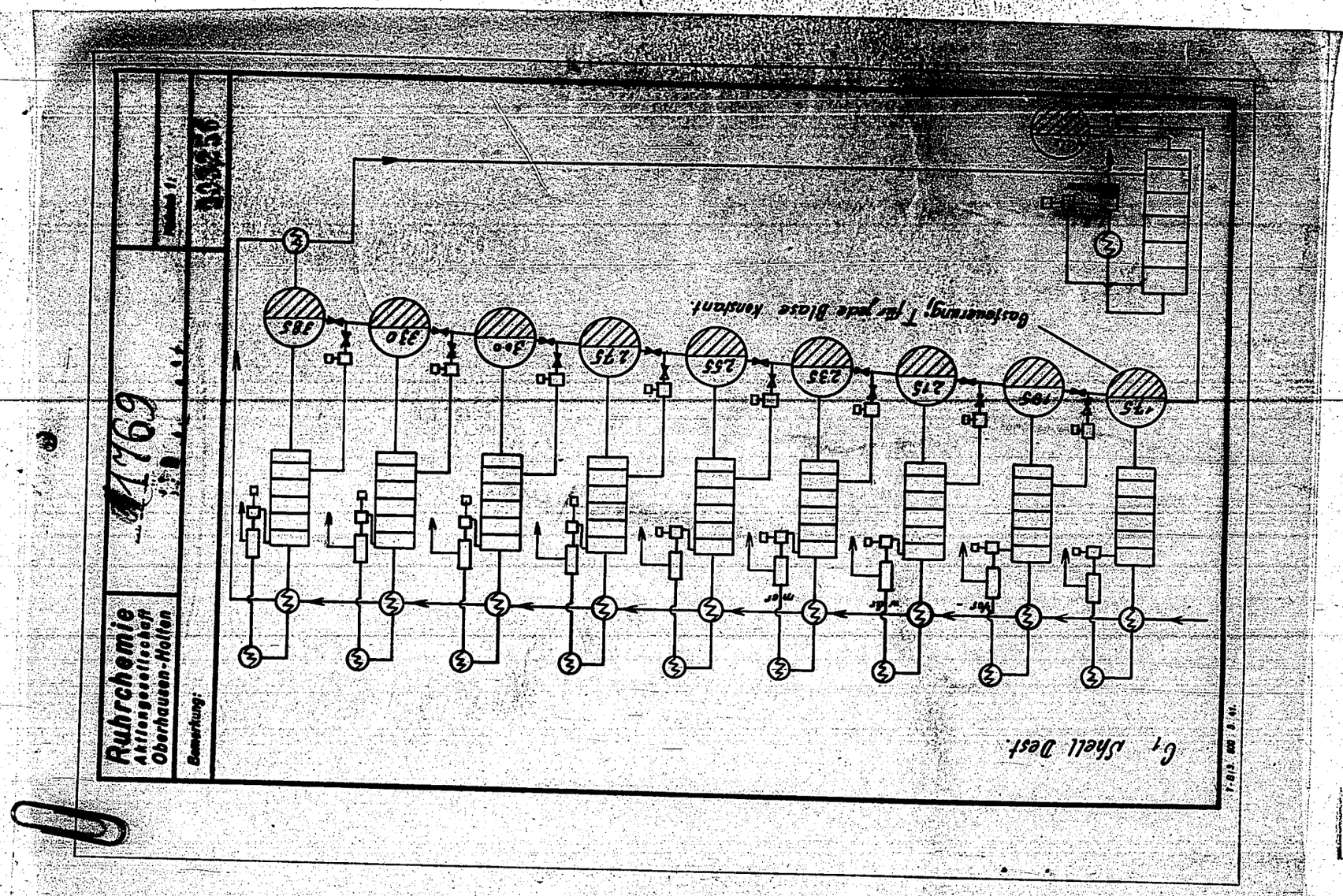
41767

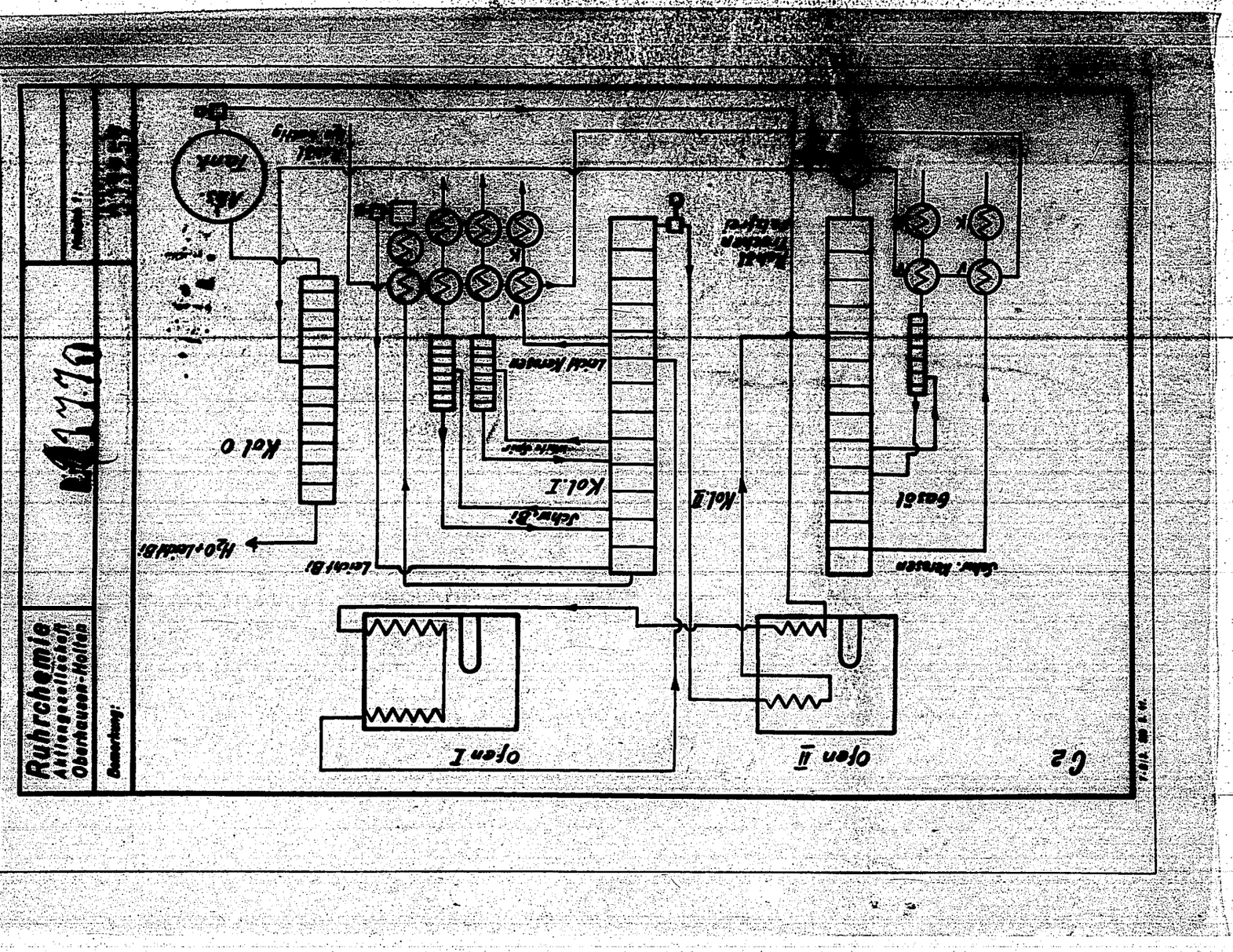
Maßstab 1:

Bemerkung:


Cr. M. 2
C3
C3
C4
C3
C3
C3

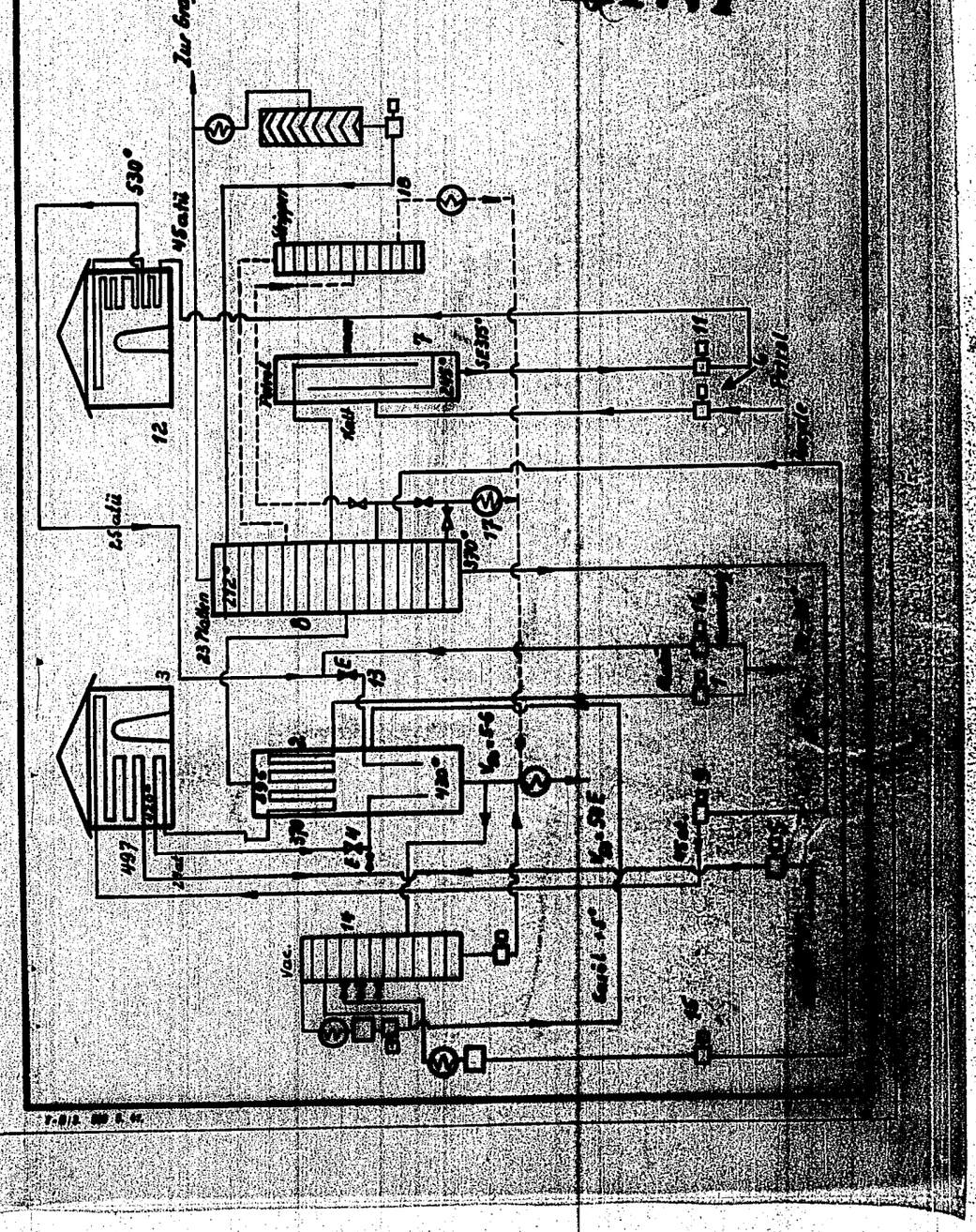

Cr. M. 1
Leichl-Öl-Ofen
25atü
510°
8
Schwer-Öl-Ofen
40atü
490°
4
Rab. Öl
16atü
Gasöl
14
6atü
Gasöl
Reflux
9
2
2
3
Rückl.
Kessel
5
Heiß
Kessel
6
13
Gray
10
Gray
11
12
Fuel
Zur Destillation
Ruhrchemie
Aktiengesellschaft
Oberhausen-Holten
Bemerkung:
T-118
13255

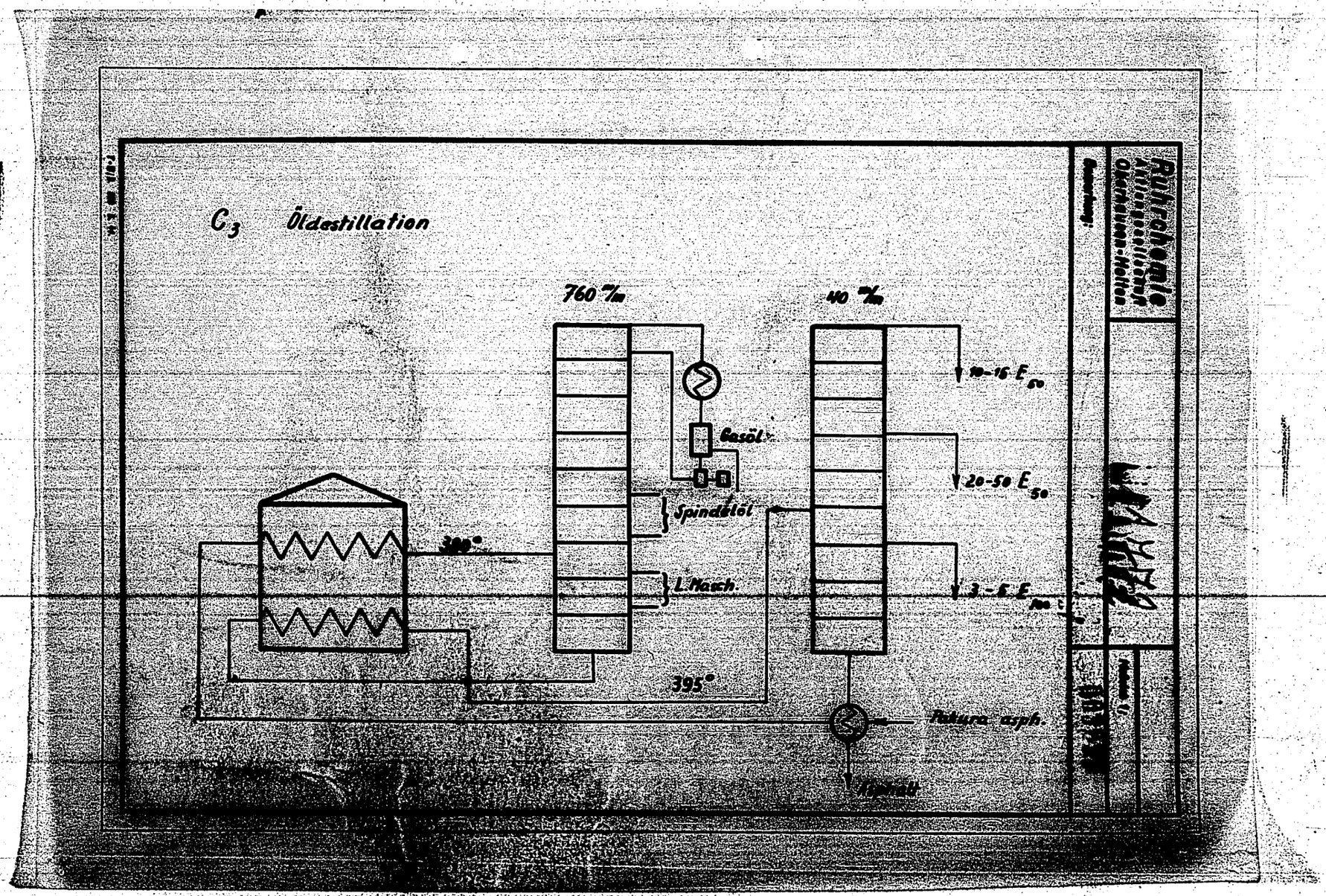

Ruhrchemie
Aktiengesellschaft
Oberhausen-Holten
Bemerkung:
Gr. Shell West
Barbenerung. Für pure Blase konstant.
175
205
215
235
255
275
300
310
385


Ruhrchemie
Aktiengesellschaft
Oberhausen-Holten
Bearbeitung
Ofen I
Ofen II
Ofen III
Kol I
Kol II
Kol III
Kol IV
Kol V
Kol VI
Kol VII
Kol VIII
Kol IX
Kol X
Kol XI
Kol XII
Kol XIII
Kol XIV
Kol XV
Kol XVI
Kol XVII
Kol XVIII
Kol XIX
Kol XX
Kol XXI
Kol XXII
Kol XXIII
Kol XXIV
Kol XXV
Kol XXVI
Kol XXVII
Kol XXVIII
Kol XXIX
Kol XXX
Kol XXXI
Kol XXXII
Kol XXXIII
Kol XXXIV
Kol XXXV
Kol XXXVI
Kol XXXVII
Kol XXXVIII
Kol XXXIX
Kol XL
Kol XLI
Kol XLII
Kol XLIII
Kol XLIV
Kol XLV
Kol XLVI
Kol XLVII
Kol XLVIII
Kol XLIX
Kol L
Kol LI
Kol LII
Kol LIII
Kol LIV
Kol LV
Kol LVI
Kol LVII
Kol LVIII
Kol LIX
Kol LX
Kol LXI
Kol LXII
Kol LXIII
Kol LXIV
Kol LXV
Kol LXVI
Kol LXVII
Kol LXVIII
Kol LXIX
Kol LXX
Kol LXXI
Kol LXXII
Kol LXXIII
Kol LXXIV
Kol LXXV
Kol LXXVI
Kol LXXVII
Kol LXXVIII
Kol LXXIX
Kol LXXX
Kol LXXXI
Kol LXXXII
Kol LXXXIII
Kol LXXXIV
Kol LXXXV
Kol LXXXVI
Kol LXXXVII
Kol LXXXVIII
Kol LXXXIX
Kol XC
Kol XCI
Kol XCII
Kol XCIII
Kol XCIV
Kol XCV
Kol XCVI
Kol XCVII
Kol XCVIII
Kol XCIX
Kol C
Kol CI
Kol CII
Kol CIII
Kol CIV
Kol CV
Kol CVI
Kol CVII
Kol CVIII
Kol CIX
Kol CX
Kol CXI
Kol CXII
Kol CXIII
Kol CXIV
Kol CXV
Kol CXVI
Kol CXVII
Kol CXVIII
Kol CXIX
Kol CXX
Kol CXXI
Kol CXXII
Kol CXXIII
Kol CXXIV
Kol CXXV
Kol CXXVI
Kol CXXVII
Kol CXXVIII
Kol CXXIX
Kol CXXX
Kol CXXXI
Kol CXXXII
Kol CXXXIII
Kol CXXXIV
Kol CXXXV
Kol CXXXVI
Kol CXXXVII
Kol CXXXVIII
Kol CXXXIX
Kol CXL
Kol CXLI
Kol CXLII
Kol CXLIII
Kol CXLIV
Kol CXLV
Kol CXLVI
Kol CXLVII
Kol CXLVIII
Kol CXLIX
Kol CL
Kol CLI
Kol CLII
Kol CLIII
Kol CLIV
Kol CLV
Kol CLVI
Kol CLVII
Kol CLVIII
Kol CLIX
Kol CLX
Kol CLXI
Kol CLXII
Kol CLXIII
Kol CLXIV
Kol CLXV
Kol CLXVI
Kol CLXVII
Kol CLXVIII
Kol CLXIX
Kol CLXX
Kol CLXXI
Kol CLXXII
Kol CLXXIII
Kol CLXXIV
Kol CLXXV
Kol CLXXVI
Kol CLXXVII
Kol CLXXVIII
Kol CLXXIX
Kol CLXXX
Kol CLXXXI
Kol CLXXXII
Kol CLXXXIII
Kol CLXXXIV
Kol CLXXXV
Kol CLXXXVI
Kol CLXXXVII
Kol CLXXXVIII
Kol CLXXXIX
Kol CXC
Kol CXCI
Kol CXCII
Kol CXCIII
Kol CXCIV
Kol CXCV
Kol CXCVI
Kol CXCVII
Kol CXCVIII
Kol CXCIX
Kol CC
Kol CCI
Kol CCII
Kol CCIII
Kol CCIV
Kol CCV
Kol CCVI
Kol CCVII
Kol CCVIII
Kol CCIX
Kol CCX
Kol CCXI
Kol CCXII
Kol CCXIII
Kol CCXIV
Kol CCXV
Kol CCXVI
Kol CCXVII
Kol CCXVIII
Kol CCXIX
Kol CCXX
Kol CCXXI
Kol CCXXII
Kol CCXXIII
Kol CCXXIV
Kol CCXXV
Kol CCXXVI
Kol CCXXVII
Kol CCXXVIII
Kol CCXXIX
Kol CCXXX
Kol CCXXXI
Kol CCXXXII
Kol CCXXXIII
Kol CCXXXIV
Kol CCXXXV
Kol CCXXXVI
Kol CCXXXVII
Kol CCXXXVIII
Kol CCXXXIX
Kol CCXL
Kol CCXLI
Kol CCXLII
Kol CCXLIII
Kol CCXLIV
Kol CCXLV
Kol CCXLVI
Kol CCXLVII
Kol CCXLVIII
Kol CCXLIX
Kol CCL
Kol CCLI
Kol CCLII
Kol CCLIII
Kol CCLIV
Kol CCLV
Kol CCLVI
Kol CCLVII
Kol CCLVIII
Kol CCLIX
Kol CCLX
Kol CCLXI
Kol CCLXII
Kol CCLXIII
Kol CCLXIV
Kol CCLXV
Kol CCLXVI
Kol CCLXVII
Kol CCLXVIII
Kol CCLXIX
Kol CCLXX
Kol CCLXXI
Kol CCLXXII
Kol CCLXXIII
Kol CCLXXIV
Kol CCLXXV
Kol CCLXXVI
Kol CCLXXVII
Kol CCLXXVIII
Kol CCLXXIX
Kol CCLXXX
Kol CCLXXXI
Kol CCLXXXII
Kol CCLXXXIII
Kol CCLXXXIV
Kol CCLXXXV
Kol CCLXXXVI
Kol CCLXXXVII
Kol CCLXXXVIII
Kol CCLXXXIX
Kol CCXC
Kol CCXCI
Kol CCXCII
Kol CCXCIII
Kol CCXCIV
Kol CCXCV
Kol CCXCVI
Kol CCXCVII
Kol CCXCVIII
Kol CCXCIX
Kol CCC
Kol CCCI
Kol CCCII
Kol CCCIII
Kol CCCIV
Kol CCCV
Kol CCCVI
Kol CCCVII
Kol CCCVIII
Kol CCCIX
Kol CCCX
Kol CCCXI
Kol CCCXII
Kol CCCXIII
Kol CCCXIV
Kol CCCXV
Kol CCCXVI
Kol CCCXVII
Kol CCCXVIII
Kol CCCXIX
Kol CCCXX
Kol CCCXXI
Kol CCCXXII
Kol CCCXXIII
Kol CCCXXIV
Kol CCCXXV
Kol CCCXXVI
Kol CCCXXVII
Kol CCCXXVIII
Kol CCCXXIX
Kol CCCXXX
Kol CCCXXXI
Kol CCCXXXII
Kol CCCXXXIII
Kol CCCXXXIV
Kol CCCXXXV
Kol CCCXXXVI
Kol CCCXXXVII
Kol CCCXXXVIII
Kol CCCXXXIX
Kol CCCXL
Kol CCCXLI
Kol CCCXLII
Kol CCCXLIII
Kol CCCXLIV
Kol CCCXLV
Kol CCCXLVI
Kol CCCXLVII
Kol CCCXLVIII
Kol CCCXLIX
Kol CCCL
Kol CCCLI
Kol CCCLII
Kol CCCLIII
Kol CCCLIV
Kol CCCLV
Kol CCCLVI
Kol CCCLVII
Kol CCCLVIII
Kol CCCLIX
Kol CCCLX
Kol CCCLXI
Kol CCCLXII
Kol CCCLXIII
Kol CCCLXIV
Kol CCCLXV
Kol CCCLXVI
Kol CCCLXVII
Kol CCCLXVIII
Kol CCCLXIX
Kol CCCLXX
Kol CCCLXXI
Kol CCCLXXII
Kol CCCLXXIII
Kol CCCLXXIV
Kol CCCLXXV
Kol CCCLXXVI
Kol CCCLXXVII
Kol CCCLXXVIII
Kol CCCLXXIX
Kol CCCLXXX
Kol CCCLXXXI
Kol CCCLXXXII
Kol CCCLXXXIII
Kol CCCLXXXIV
Kol CCCLXXXV
Kol CCCLXXXVI
Kol CCCLXXXVII
Kol CCCLXXXVIII
Kol CCCLXXXIX
Kol CCCXC
Kol CCCXCI
Kol CCCXCII
Kol CCCXCIII
Kol CCCXCIV
Kol CCCXCV
Kol CCCXCVI
Kol CCCXCVII
Kol CCCXCVIII
Kol CCCXCIX
Kol CD
Kol CDI
Kol CDII
Kol CDIII
Kol CDIV
Kol CDV
Kol CDVI
Kol CDVII
Kol CDVIII
Kol CDIX
Kol CDX
Kol CDXI
Kol CDXII
Kol CDXIII
Kol CDXIV
Kol CDXV
Kol CDXVI
Kol CDXVII
Kol CDXVIII
Kol CDXIX
Kol CDXX
Kol CDXXI
Kol CDXXII
Kol CDXXIII
Kol CDXXIV
Kol CDXXV
Kol CDXXVI
Kol CDXXVII
Kol CDXXVIII
Kol CDXXIX
Kol CDXXX
Kol CDXXXI
Kol CDXXXII
Kol CDXXXIII
Kol CDXXXIV
Kol CDXXXV
Kol CDXXXVI
Kol CDXXXVII
Kol CDXXXVIII
Kol CDXXXIX
Kol CDXL
Kol CDXLI
Kol CDXLII
Kol CDXLIII
Kol CDXLIV
Kol CDXLV
Kol CDXLVI
Kol CDXLVII
Kol CDXLVIII
Kol CDXLIX
Kol CDL
Kol CDLI
Kol CDLII
Kol CDLIII
Kol CDLIV
Kol CDLV
Kol CDLVI
Kol CDLVII
Kol CDLVIII
Kol CDLIX
Kol CDLX
Kol CDLXI
Kol CDLXII
Kol CDLXIII
Kol CDLXIV
Kol CDLXV
Kol CDLXVI
Kol CDLXVII
Kol CDLXVIII
Kol CDLXIX
Kol CDLXX
Kol CDLXXI
Kol CDLXXII
Kol CDLXXIII
Kol CDLXXIV
Kol CDLXXV
Kol CDLXXVI
Kol CDLXXVII
Kol CDLXXVIII
Kol CDLXXIX
Kol CDLXXX
Kol CDLXXXI
Kol CDLXXXII
Kol CDLXXXIII
Kol CDLXXXIV
Kol CDLXXXV
Kol CDLXXXVI
Kol CDLXXXVII
Kol CDLXXXVIII
Kol CDLXXXIX
Kol CDXC
Kol CDXCI
Kol CDXCII
Kol CDXCIII
Kol CDXCIV
Kol CDXCV
Kol CDXCVI
Kol CDXCVII
Kol CDXCVIII
Kol CDXCIX
Kol D
Kol DI
Kol DII
Kol DIII
Kol DIV
Kol DV
Kol DVI
Kol DVII
Kol DVIII
Kol DIX
Kol DX
Kol DXI
Kol DXII
Kol DXIII
Kol DXIV
Kol DXV
Kol DXVI
Kol DXVII
Kol DXVIII
Kol DXIX
Kol DXX
Kol DXXI
Kol DXXII
Kol DXXIII
Kol DXXIV
Kol DXXV
Kol DXXVI
Kol DXXVII
Kol DXXVIII
Kol DXXIX
Kol DXXX
Kol DXXXI
Kol DXXXII
Kol DXXXIII
Kol DXXXIV
Kol DXXXV
Kol DXXXVI
Kol DXXXVII
Kol DXXXVIII
Kol DXXXIX
Kol DXL
Kol DXLI
Kol DXLII
Kol DXLIII
Kol DXLIV
Kol DXLV
Kol DXLVI
Kol DXLVII
Kol DXLVIII
Kol DXLIX
Kol DL
Kol DLI
Kol DLII
Kol DLIII
Kol DLIV
Kol DLV
Kol DLVI
Kol DLVII
Kol DLVIII
Kol DLIX
Kol DLX
Kol DLXI
Kol DLXII
Kol DLXIII
Kol DLXIV
Kol DLXV
Kol DLXVI
Kol DLXVII
Kol DLXVIII
Kol DLXIX
Kol DLXX
Kol DLXXI
Kol DLXXII
Kol DLXXIII
Kol DLXXIV
Kol DLXXV
Kol DLXXVI
Kol DLXXVII
Kol DLXXVIII
Kol DLXXIX
Kol DLXXX
Kol DLXXXI
Kol DLXXXII
Kol DLXXXIII
Kol DLXXXIV
Kol DLXXXV
Kol DLXXXVI
Kol DLXXXVII
Kol DLXXXVIII
Kol DLXXXIX
Kol DXC
Kol DXCI
Kol DXCII
Kol DXCIII
Kol DXCIV
Kol DXCV
Kol DXCVI
Kol DXCVII
Kol DXCVIII
Kol DXCIX
Kol M
Kol MI
Kol MII
Kol MIII
Kol MIV
Kol MV
Kol MVI
Kol MVII
Kol MVIII
Kol MIX
Kol MX
Kol MXI
Kol MXII
Kol MXIII
Kol MXIV
Kol MXV
Kol MXVI
Kol MXVII
Kol MXVIII
Kol MXIX
Kol MXX
Kol MXXI
Kol MXXII
Kol MXXIII
Kol MXXIV
Kol MXXV
Kol MXXVI
Kol MXXVII
Kol MXXVIII
Kol MXXIX
Kol MXXX
Kol MXXXI
Kol MXXXII
Kol MXXXIII
Kol MXXXIV
Kol MXXXV
Kol MXXXVI
Kol MXXXVII
Kol MXXXVIII
Kol MXXXIX
Kol MXL
Kol MXLI
Kol MXLII
Kol MXLIII
Kol MXLIV
Kol MXLV
Kol MXLVI
Kol MXLVII
Kol MXLVIII
Kol MXLIX
Kol ML
Kol MLI
Kol MLII
Kol MLIII
Kol MLIV
Kol MLV
Kol MLVI
Kol MLVII
Kol MLVIII
Kol MLIX
Kol MLX
Kol MLXI
Kol MLXII
Kol MLXIII
Kol MLXIV
Kol MLXV
Kol MLXVI
Kol MLXVII
Kol MLXVIII
Kol MLXIX
Kol MLXX
Kol MLXXI
Kol MLXXII
Kol MLXXIII
Kol MLXXIV
Kol MLXXV
Kol MLXXVI
Kol MLXXVII
Kol MLXXVIII
Kol MLXXIX
Kol MLXXX
Kol MLXXXI
Kol MLXXXII
Kol MLXXXIII
Kol MLXXXIV
Kol MLXXXV
Kol MLXXXVI
Kol MLXXXVII
Kol MLXXXVIII
Kol MLXXXIX
Kol MXC
Kol MXCI
Kol MXCII
Kol MXCIII
Kol MXCIV
Kol MXCV
Kol MXCVI
Kol MXCVII
Kol MXCVIII
Kol MXCIX
Kol MC
Kol MCI
Kol MCII
Kol MCIII
Kol MCIV
Kol MCV
Kol MCVI
Kol MCVII
Kol MCVIII
Kol MCIX
Kol MCX
Kol MCXI
Kol MCXII
Kol MCXIII
Kol MCXIV
Kol MCXV
Kol MCXVI
Kol MCXVII
Kol MCXVIII
Kol MCXIX
Kol MCXX
Kol MCXXI
Kol MCXXII
Kol MCXXIII
Kol MCXXIV
Kol MCXXV
Kol MCXXVI
Kol MCXXVII
Kol MCXXVIII
Kol MCXXIX
Kol MCXXX
Kol MCXXXI
Kol MCXXXII
Kol MCXXXIII
Kol MCXXXIV
Kol MCXXXV
Kol MCXXXVI
Kol MCXXXVII
Kol MCXXXVIII
Kol MCXXXIX
Kol MCXL
Kol MCXLI
Kol MCXLII
Kol MCXLIII
Kol MCXLIV
Kol MCXLV
Kol MCXLVI
Kol MCXLVII
Kol MCXLVIII
Kol MCXLIX
Kol MCL
Kol MCLI
Kol MCLII
Kol MCLIII
Kol MCLIV
Kol MCLV
Kol MCLVI
Kol MCLVII
Kol MCLVIII
Kol MCLIX
Kol MCLX
Kol MCLXI
Kol MCLXII
Kol MCLXIII
Kol MCLXIV
Kol MCLXV
Kol MCLXVI
Kol MCLXVII
Kol MCLXVIII
Kol MCLXIX
Kol MCLXX
Kol MCLXXI
Kol MCLXXII
Kol MCLXXIII
Kol MCLXXIV
Kol MCLXXV
Kol MCLXXVI
Kol MCLXXVII
Kol MCLXXVIII
Kol MCLXXIX
Kol MCLXXX
Kol MCLXXXI
Kol MCLXXXII
Kol MCLXXXIII
Kol MCLXXXIV
Kol MCLXXXV
Kol MCLXXXVI
Kol MCLXXXVII
Kol MCLXXXVIII
Kol MCLXXXIX
Kol MCXC
Kol MCXCI
Kol MCXCII
Kol MCXCIII
Kol MCXCIV
Kol MCXCV
Kol MCXCVI
Kol MCXCVII
Kol MCXCVIII
Kol MCXCIX
Kol MM
Kol MMI
Kol MMII
Kol MMIII
Kol MMIV
Kol MMV
Kol MMVI
Kol MMVII
Kol MMVIII
Kol MMIX
Kol MMX
Kol MMXI
Kol MMXII
Kol MMXIII
Kol MMXIV
Kol MMXV
Kol MMXVI
Kol MMXVII
Kol MMXVIII
Kol MMXIX
Kol MMXX
Kol MMXXI
Kol MMXXII
Kol MMXXIII
Kol MMXXIV
Kol MMXXV
Kol MMXXVI
Kol MMXXVII
Kol MMXXVIII
Kol MMXXIX
Kol MMXXX
Kol MMXXXI
Kol MMXXXII
Kol MMXXXIII
Kol MMXXXIV
Kol MMXXXV
Kol MMXXXVI
Kol MMXXXVII
Kol MMXXXVIII
Kol MMXXXIX
Kol MMXL
Kol MMXLI
Kol MMXLII
Kol MMXLIII
Kol MMXLIV
Kol MMXLV
Kol MMXLVI
Kol MMXLVII
Kol MMXLVIII
Kol MMXLIX
Kol MML
Kol MMLI
Kol MMLII
Kol MMLIII
Kol MMLIV
Kol MMLV
Kol MMLVI
Kol MMLVII
Kol MMLVIII
Kol MMLIX
Kol MMLX
Kol MMLXI
Kol MMLXII
Kol MMLXIII
Kol MMLXIV
Kol MMLXV
Kol MMLXVI
Kol MMLXVII
Kol MMLXVIII
Kol MMLXIX
Kol MMLXX
Kol MMLXXI
Kol MMLXXII
Kol MMLXXIII
Kol MMLXXIV
Kol MMLXXV
Kol MMLXXVI
Kol MMLXXVII
Kol MMLXXVIII
Kol MMLXXIX
Kol MMLXXX
Kol MMLXXXI
Kol MMLXXXII
Kol MMLXXXIII
Kol MMLXXXIV
Kol MMLXXXV
Kol MMLXXXVI
Kol MMLXXXVII
Kol MMLXXXVIII
Kol MMLXXXIX
Kol MMXC
Kol MMXCI
Kol MMXCII
Kol MMXCIII
Kol MMXCIV
Kol MMXCV
Kol MMXCVI
Kol MMXCVII
Kol MMXCVIII
Kol MMXCIX
Kol MMC
Kol MMCI
Kol MMCII
Kol MMCIII
Kol MMCIV
Kol MMCV
Kol MMCVI
Kol MMCVII
Kol MMCVIII
Kol MMCIX
Kol MMCX
Kol MMCXI
Kol MMCXII
Kol MMCXIII
Kol MMCXIV
Kol MMCXV
Kol MMCXVI
Kol MMCXVII
Kol MMCXVIII
Kol MMCXIX
Kol MMCXX
Kol MMCXXI
Kol MMCXXII
Kol MMCXXIII
Kol MMCXXIV
Kol MMCXXV
Kol MMCXXVI
Kol MMCXXVII
Kol MMCXXVIII
Kol MMCXXIX
Kol MMCXXX
Kol MMCXXXI
Kol MMCXXXII
Kol MMCXXXIII
Kol MMCXXXIV
Kol MMCXXXV
Kol MMCXXXVI
Kol MMCXXXVII
Kol MMCXXXVIII
Kol MMCXXXIX
Kol MMCXL
Kol MMCXLI
Kol MMCXLII
Kol MMCXLIII
Kol MMCXLIV
Kol MMCXLV
Kol MMCXLVI
Kol MMCXLVII
Kol MMCXLVIII
Kol MMCXLIX
Kol MMCL
Kol MMCLI
Kol MMCLII
Kol MMCLIII
Kol MMCLIV
Kol MMCLV
Kol MMCLVI
Kol MMCLVII
Kol MMCLVIII
Kol MMCLIX
Kol MMCLX
Kol MMCLXI
Kol MMCLXII
Kol MMCLXIII
Kol MMCLXIV
Kol MMCLXV
Kol MMCLXVI
Kol MMCLXVII
Kol MMCLXVIII
Kol MMCLXIX
Kol MMCLXX
Kol MMCLXXI
Kol MMCLXXII
Kol MMCLXXIII
Kol MMCLXXIV
Kol MMCLXXV
Kol MMCLXXVI
Kol MMCLXXVII
Kol MMCLXXVIII
Kol MMCLXXIX
Kol MMCLXXX
Kol MMCLXXXI
Kol MMCLXXXII
Kol MMCLXXXIII
Kol MMCLXXXIV
Kol MMCLXXXV
Kol MMCLXXXVI
Kol MMCLXXXVII
Kol MMCLXXXVIII
Kol MMCLXXXIX
Kol MMCXC
Kol MMCXCI
Kol MMCXCII
Kol MMCXCIII
Kol MMCXCIV
Kol MMCXCV
Kol MMCXCVI
Kol MMCXCVII
Kol MMCXCVIII
Kol MMCXCIX
Kol MMCC
Kol MMCCI
Kol MMCCII
Kol MMCCIII
Kol MMCCIV
Kol MMCCV
Kol MMCCVI
Kol MMCCVII
Kol MMCCVIII
Kol MMCCIX
Kol MMCCX
Kol MMCCXI
Kol MMCCXII
Kol MMCCXIII
Kol MMCCXIV
Kol MMCCXV
Kol MMCCXVI
Kol MMCCXVII
Kol MMCCXVIII
Kol MMCCXIX
Kol MMCCXX
Kol MMCCXXI
Kol MMCCXXII
Kol MMCCXXIII
Kol MMCCXXIV
Kol MMCCXXV
Kol MMCCXXVI
Kol MMCCXXVII
Kol MMCCXXVIII
Kol MMCCXXIX
Kol MMCCXXX
Kol MMCCXXXI
Kol MMCCXXXII
Kol MMCCXXXIII
Kol MMCCXXXIV
Kol MMCCXXXV
Kol MMCCXXXVI
Kol MMCCXXXVII
Kol MMCCXXXVIII
Kol MMCCXXXIX
Kol MMCCXL
Kol MMCCXLI
Kol MMCCXLII
Kol MMCCXLIII
Kol MMCCXLIV
Kol MMCCXLV
Kol MMCCXLVI
Kol MMCCXLVII
Kol MMCCXLVIII
Kol MMCCXLIX
Kol MMCCL
Kol MMCCLI
Kol MMCCLII
Kol MMCCLIII
Kol MMCCLIV
Kol MMCCLV
Kol MMCCLVI
Kol MMCCLVII
Kol MMCCLVIII
Kol MMCCLIX
Kol MMCCLX
Kol MMCCLXI
Kol MMCCLXII
Kol MMCCLXIII
Kol MMCCLXIV
Kol MMCCLXV
Kol MMCCLXVI
Kol MMCCLXVII
Kol MMCCLXVIII
Kol MMCCLXIX
Kol MMCCLXX
Kol MMCCLXXI
Kol MMCCLXXII
Kol MMCCLXXIII
Kol MMCCLXXIV
Kol MMCCLXXV
Kol MMCCLXXVI
Kol MMCCLXXVII
Kol MMCCLXXVIII
Kol MMCCLXXIX
Kol MMCCLXXX
Kol MMCCLXXXI
Kol MMCCLXXXII
Kol MMCCLXXXIII
Kol MMCCLXXXIV
Kol MMCCLXXXV
Kol MMCCLXXXVI
Kol MMCCLXXXVII
Kol MMCCLXXXVIII
Kol MMCCLXXXIX
Kol MMCCXC
Kol MMCCXCI
Kol MMCCXCII
Kol MMCCXCIII
Kol MMCCXCIV
Kol MMCCXCV
Kol MMCCXCVI
Kol MMCCXCVII
Kol MMCCXCVIII
Kol MMCCXCIX
Kol MMCCC
Kol MMCCCI
Kol MMCCCII
Kol MMCCCIII
Kol MMCCCIV
Kol MMCCCV
Kol MMCCCVI
Kol MMCCCVII
Kol MMCCCVIII
Kol MMCCCIX
Kol MMCCCX
Kol MMCCCXI
Kol MMCCCXII
Kol MMCCCXIII
Kol MMCCCXIV
Kol MMCCCXV
Kol MMCCCXVI
Kol MMCCCXVII
Kol MMCCCXVIII
Kol MMCCCXIX
Kol MMCCCXX
Kol MMCCCXXI
Kol MMCCCXXII
Kol MMCCCXXIII
Kol MMCCCXXIV
Kol MMCCCXXV
Kol MMCCCXXVI
Kol MMCCCXXVII
Kol MMCCCXXVIII
Kol MMCCCXXIX
Kol MMCCCXXX
Kol MMCCCXXXI
Kol MMCCCXXXII
Kol MMCCCXXXIII
Kol MMCCCXXXIV
Kol MMCCCXXXV
Kol MMCCCXXXVI
Kol MMCCCXXXVII
Kol MMCCCXXXVIII
Kol MMCCCXXXIX
Kol MMCCCXL
Kol MMCCCXLI
Kol MMCCCXLII
Kol MMCCCXLIII
Kol MMCCCXLIV
Kol MMCCCXLV
Kol MMCCCXLVI
Kol MMCCCXLVII
Kol MMCCCXLVIII
Kol MMCCCXLIX
Kol MMCCCL
Kol MMCCCLI
Kol MMCCCLII
Kol MMCCCLIII
Kol MMCCCLIV
Kol MMCCCLV
Kol MMCCCLVI
Kol MMCCCLVII
Kol MMCCCLVIII
Kol MMCCCLIX
Kol MMCCCLX
Kol MMCCCLXI
Kol MMCCCLXII
Kol MMCCCLXIII
Kol MMCCCLXIV
Kol MMCCCLXV
Kol MMCCCLXVI
Kol MMCCCLXVII
Kol MMCCCLXVIII
Kol MMCCCLXIX
Kol MMCCCLXX
Kol MMCCCLXXI
Kol MMCCCLXXII
Kol MMCCCLXXIII
Kol MMCCCLXXIV
Kol MMCCCLXXV
Kol MMCCCLXXVI
Kol MMCCCLXXVII
Kol MMCCCLXXVIII
Kol MMCCCLXXIX
Kol MMCCCLXXX
Kol MMCCCLXXXI
Kol MMCCCLXXXII
Kol MMCCCLXXXIII
Kol MMCCCLXXXIV
Kol MMCCCLXXXV
Kol MMCCCLXXXVI
Kol MMCCCLXXXVII
Kol MMCCCLXXXVIII
Kol MMCCCLXXXIX
Kol MMCCCXC
Kol MMCCCXCI
Kol MMCCCXCII
Kol MMCCCXCIII
Kol MMCCCXCIV
Kol MMCCCXCV
Kol MMCCCXCVI
Kol MMCCCXCVII
Kol MMCCCXCVIII
Kol MMCCCXCIX
Kol MMCD
Kol MMCDI
Kol MMCDII
Kol MMCDIII
Kol MMCDIV
Kol MMCDV
Kol MMCDVI
Kol MMCDVII
Kol MMCDVIII
Kol MMCDIX
Kol MMCDX
Kol MMCDXI
Kol MMCDXII
Kol MMCDXIII
Kol MMCDXIV
Kol MMCDXV
Kol MMCDXVI
Kol MMCDXVII
Kol MMCDXVIII
Kol MMCDXIX
Kol MMCDXX
Kol MMCDXXI
Kol MMCDXXII
Kol MMCDXXIII
Kol MMCDXXIV
Kol MMCDXXV
Kol MMCDXXVI
Kol MMCDXXVII
Kol MMCDXXVIII
Kol MMCDXXIX
Kol MMCDXXX
Kol MMCDXXXI
Kol MMCDXXXII
Kol MMCDXXXIII
Kol MMCDXXXIV
Kol MMCDXXXV
Kol MMCDXXXVI
Kol MMCDXXXVII
Kol MMCDXXXVIII
Kol MMCDXXXIX
Kol MMCDXL
Kol MMCDXLI
Kol MMCDXLII
Kol MMCDXLIII
Kol MMCDXLIV
Kol MMCDXLV
Kol MMCDXLVI
Kol MMCDXLVII
Kol MMCDXLVIII
Kol MMCDXLIX
Kol MMCDL
Kol MMCDLI
Kol MMCDLII
Kol MMCDLIII
Kol MMCDLIV
Kol MMCDLV
Kol MMCDLVI
Kol MMCDLVII
Kol MMCDLVIII
Kol MMCDLIX
Kol MMCDLX
Kol MMCDLXI
Kol MMCDLXII
Kol MMCDLXIII
Kol MMCDLXIV
Kol MMCDLXV
Kol MMCDLXVI
Kol MMCDLXVII
Kol MMCDLXVIII
Kol MMCDLXIX
Kol MMCDLXX
Kol MMCDLXXI
Kol MMCDLXXII
Kol MMCDLXXIII
Kol MMCDLXXIV
Kol MMCDLXXV
Kol MMCDLXXVI
Kol MMCDLXXVII
Kol MMCDLXXVIII
Kol MMCDLXXIX
Kol MMCDLXXX
Kol MMCDLXXXI
Kol MMCDLXXXII
Kol MMCDLXXXIII
Kol MMCDLXXXIV
Kol MMCDLXXXV
Kol MMCDLXXXVI
Kol MMCDLXXXVII
Kol MMCDLXXXVIII
Kol MMCDLXXXIX
Kol MMCDXC
Kol MMCDXCI
Kol MMCDXCII
Kol MMCDXCIII
Kol MMCDXCIV
Kol MMCDXCV
Kol MMCDXCVI
Kol MMCDXCVII
Kol MMCDXCVIII
Kol MMCDXCIX
Kol MMCM
Kol MMCMI
Kol MMCMII
Kol MMCMIII
Kol MMCMIV
Kol MMCMV
Kol MMCMVI
Kol MMCMVII
Kol MMCMVIII
Kol MMCMIX
Kol MMCMX
Kol MMCMXI
Kol MMCMXII
Kol MMCMXIII
Kol MMCMXIV
Kol MMCMXV
Kol MMCMXVI
Kol MMCMXVII
Kol MMCMXVIII
Kol MMCMXIX
Kol MMCMXX
Kol MMCMXXI
Kol MMCMXXII
Kol MMCMXXIII
Kol MMCMXXIV
Kol MMCMXXV
Kol MMCMXXVI
Kol MMCMXXVII
Kol MMCMXXVIII
Kol MMCMXXIX
Kol MMCMXXX
Kol MMCMXXXI
Kol MMCMXXXII
Kol MMCMXXXIII
Kol MMCMXXXIV
Kol MMCMXXXV
Kol MMCMXXXVI
Kol MMCMXXXVII
Kol MMCMXXXVIII
Kol MMCMXXXIX
Kol MMCMXL
Kol MMCMXLI
Kol MMCMXLII
Kol MMCMXLIII
Kol MMCMXLIV
Kol MMCMXLV
Kol MMCMXLVI
Kol MMCMXLVII
Kol MMCMXLVIII
Kol MMCMXLIX
Kol MMCML
Kol MMCMLI
Kol MMCMLII
Kol MMCMLIII
Kol MMCMLIV
Kol MMCMLV
Kol MMCMLVI
Kol MMCMLVII
Kol MMCMLVIII
Kol MMCMLIX
Kol MMCMLX
Kol MMCMLXI
Kol MMCMLXII
Kol MMCMLXIII
Kol MMCMLXIV
Kol MMCMLXV
Kol MMCMLXVI
Kol MMCMLXVII
Kol MMCMLXVIII
Kol MMCMLXIX
Kol MMCMLXX
Kol MMCMLXXI
Kol MMCMLXXII
Kol MMCMLXXIII
Kol MMCMLXXIV
Kol MMCMLXXV
Kol MMCMLXXVI
Kol MMCMLXXVII
Kol MMCMLXXVIII
Kol MMCMLXXIX
Kol MMCMLXXX
Kol MMCMLXXXI
Kol MMCMLXXXII
Kol MMCMLXXXIII
Kol MMCMLXXXIV
Kol MMCMLXXXV
Kol MMCMLXXXVI
Kol MMCMLXXXVII
Kol MMCMLXXXVIII
Kol MMCMLXXXIX
Kol MMCMXC
Kol MMCMXCI
Kol MMCMXCII
Kol MMCMXCIII
Kol MMCMXCIV
Kol MMCMXCV
Kol MMCMXCVI
Kol MMCMXCVII
Kol MMCMXCVIII
Kol MMCMXCIX
Kol MMM
Kol MMMI
Kol MMMII
Kol MMMIII
Kol MMMIV
Kol MMMV
Kol MMMVI
Kol MMMVII
Kol MMMVIII
Kol MMMIX
Kol MMMX
Kol MMMXI
Kol MMMXII
Kol MMMXIII
Kol MMMXIV
Kol MMMXV
Kol MMMXVI
Kol MMMXVII
Kol MMMXVIII
Kol MMMXIX
Kol MMMXX
Kol MMMXXI
Kol MMMXXII
Kol MMMXXIII
Kol MMMXXIV
Kol MMMXXV
Kol MMMXXVI
Kol MMMXXVII
Kol MMMXXVIII
Kol MMMXXIX
Kol MMMXXX
Kol MMMXXXI
Kol MMMXXXII
Kol MMMXXXIII
Kol MMMXXXIV
Kol MMMXXXV
Kol MMMXXXVI
Kol MMMXXXVII
Kol MMMXXXVIII
Kol MMMXXXIX
Kol MMMXL
Kol MMMXLI
Kol MMMXLII
Kol MMMXLIII
Kol MMMXLIV
Kol MMMXLV
Kol MMMXLVI
Kol MMMXLVII
Kol MMMXLVIII
Kol MMMXLIX
Kol MMML
Kol MMMLI
Kol MMMLII
Kol MMMLIII
Kol MMMLIV
Kol MMMLV
Kol MMMLVI
Kol MMMLVII
Kol MMMLVIII
Kol MMMLIX
Kol MMMLX
Kol MMMLXI
Kol MMMLXII
Kol MMMLXIII
Kol MMMLXIV
Kol MMMLXV
Kol MMMLXVI
Kol MMMLXVII
Kol MMMLXVIII
Kol MMMLXIX
Kol MMMLXX
Kol MMMLXXI
Kol MMMLXXII
Kol MMMLXXIII
Kol MMMLXXIV
Kol MMMLXXV
Kol MMMLXXVI
Kol MMMLXXVII
Kol MMMLXXVIII
Kol MMMLXXIX
Kol MMMLXXX
Kol MMMLXXXI
Kol MMMLXXXII
Kol MMMLXXXIII
Kol MMMLXXXIV
Kol MMMLXXXV
Kol MMMLXXXVI
Kol MMMLXXXVII
Kol MMMLXXXVIII
Kol MMMLXXXIX
Kol MMMXC
Kol MMMXCI
Kol MMMXCII
Kol MMMXCIII
Kol MMMXCIV
Kol MMMXCV
Kol MMMXCVI
Kol MMMXCVII
Kol MMMXCVIII
Kol MMMXCIX
Kol MMMC
Kol MMMCI
Kol MMMCII
Kol MMMCIII
Kol MMMCIV
Kol MMMCV
Kol MMMCVI
Kol MMMCVII
Kol MMMCVIII
Kol MMMCIX
Kol MMMCX
Kol MMMCXI
Kol MMMCXII
Kol MMMCXIII
Kol MMMCXIV
Kol MMMCXV
Kol MMMCXVI
Kol MMMCXVII
Kol MMMCXVIII
Kol MMMCXIX
Kol MMMCXX
Kol MMMCXXI
Kol MMMCXXII
Kol MMMCXXIII
Kol MMMCXXIV
Kol MMMCXXV
Kol MMMCXXVI
Kol MMMCXXVII
Kol MMMCXXVIII
Kol MMMCXXIX
Kol MMMCXXX
Kol MMMCXXXI
Kol MMMCXXXII
Kol MMMCXXXIII
Kol MMMCXXXIV
Kol MMMCXXXV
Kol MMMCXXXVI
Kol MMMCXXXVII
Kol MMMCXXXVIII
Kol MMMCXXXIX
Kol MMMCXL
Kol MMMCXLI
Kol MMMCXLII
Kol MMMCXLIII
Kol MMMCXLIV
Kol MMMCXLV
Kol MMMCXLVI
Kol MMMCXLVII
Kol MMMCXLVIII
Kol MMMCXLIX
Kol MMMCL
Kol MMMCLI
Kol MMMCLII
Kol MMMCLIII
Kol MMMCLIV
Kol MMMCLV
Kol MMMCLVI
Kol MMMCLVII
Kol MMMCLVIII
Kol MMMCLIX
Kol MMMCLX
Kol MMMCLXI
Kol MMMCLXII
Kol MMMCLXIII
Kol MMMCLXIV
Kol MMMCLXV
Kol MMMCLXVI
Kol MMMCLXVII
Kol MMMCLXVIII
Kol MMMCLXIX
Kol MMM

Ruhrchemie Aktiengesellschaft Oberhausen-Holten	Krack.+Reformierung von Pakura, Gerad. Petroleum, Gasoline, Kero, C6	
Bemerkung:		

01471



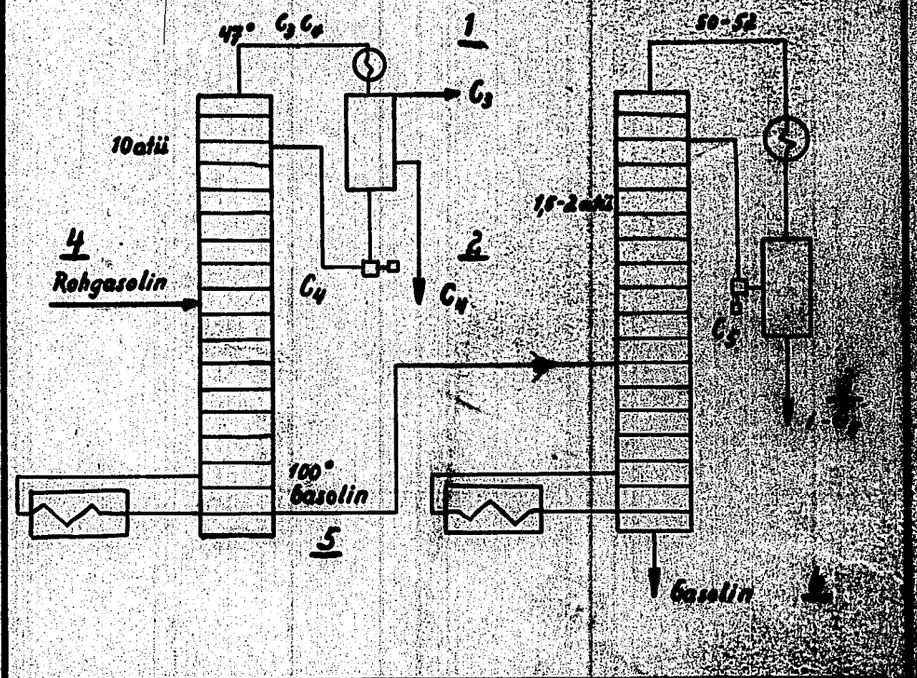

C3 Öldestillation
760 °/m
40 °/m
10-15 E50
Gasöl
20-50 E50
Spindelöl
300°
L. Mach.
3-6 E100
395°
Rückstand

Ruhrchemie
Aktiengesellschaft
Oberhausen-Holten

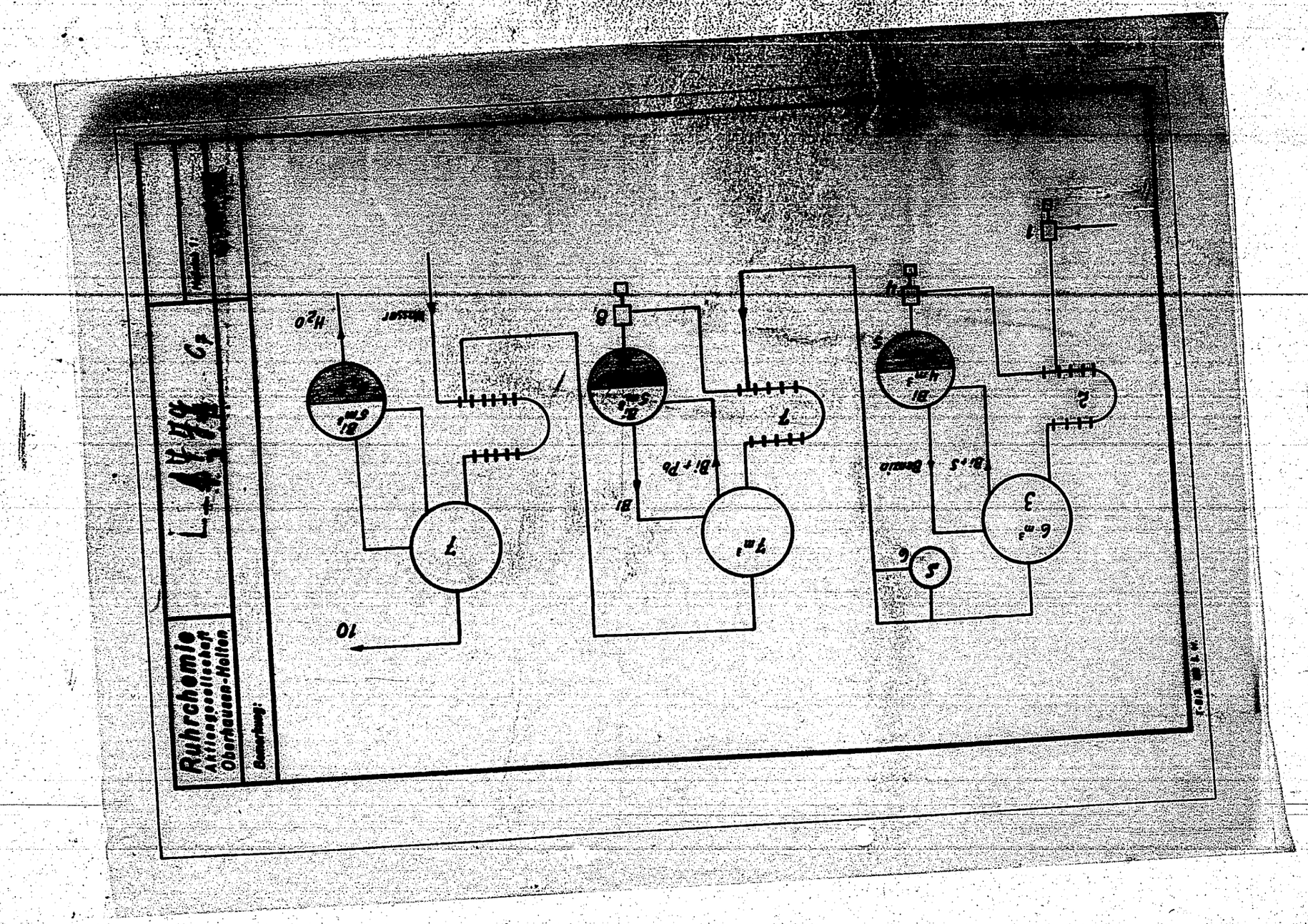
Vega: Mk 1 Fr 2

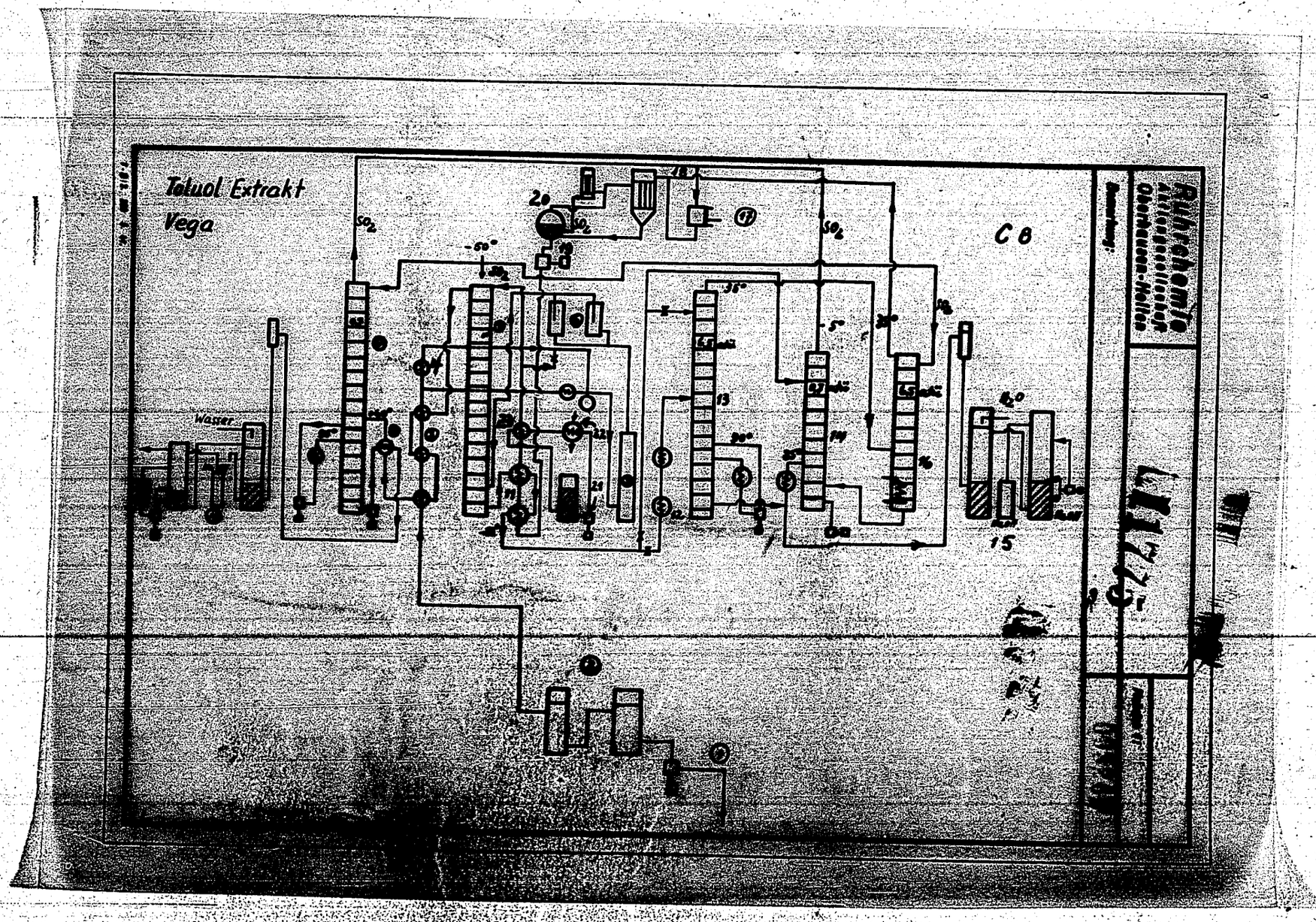
Anlage 1

Bemerkung: Stabilisierung von Benzin (Casing head)

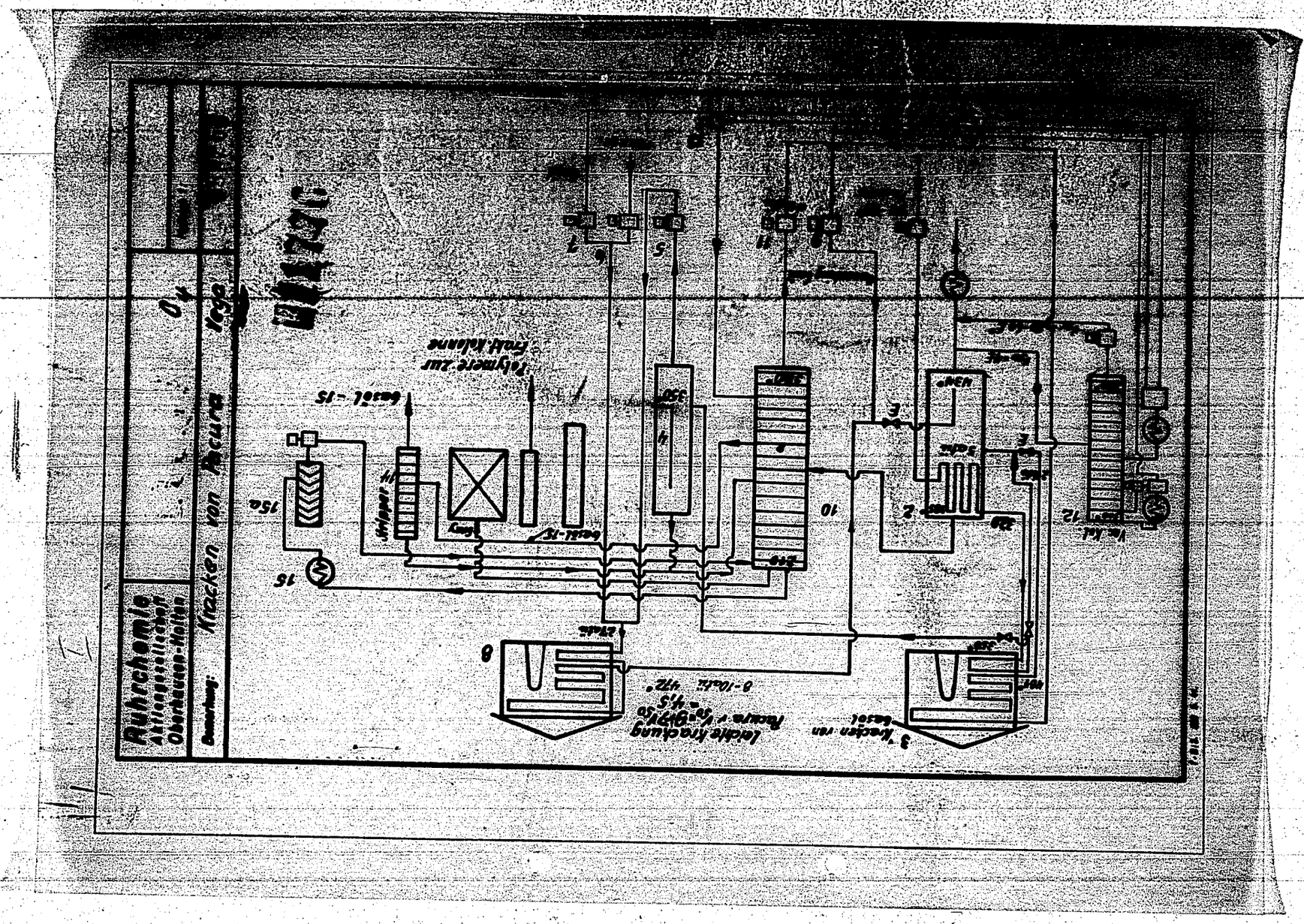


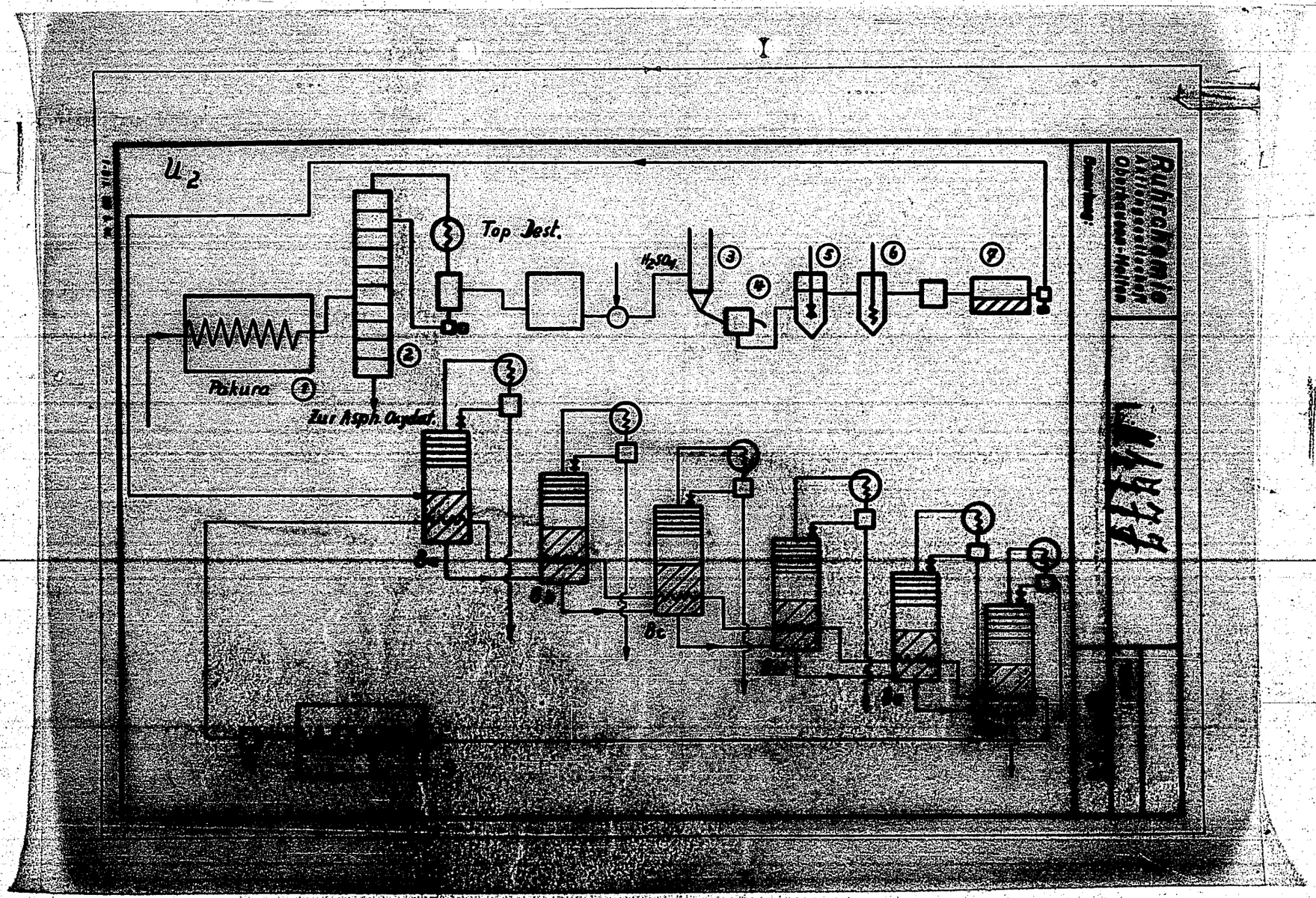
	1 Gew %	2	3	4	5	6
C_1	0,6					
C_2	2,2			1,5		
C_3	14,5	5,0				
i C_4	20,3	12,5		3,5 %		
n C_4	62,5	82,5	8,5	18,0 %	0,4	
i C_5			78,4	40,0 %	12,8	
n C_5			13,1	18,0 %	10,8	
ΣC_6				7,5	81,5 %	
	6 %	14 %	12 %	100 %	80 %	

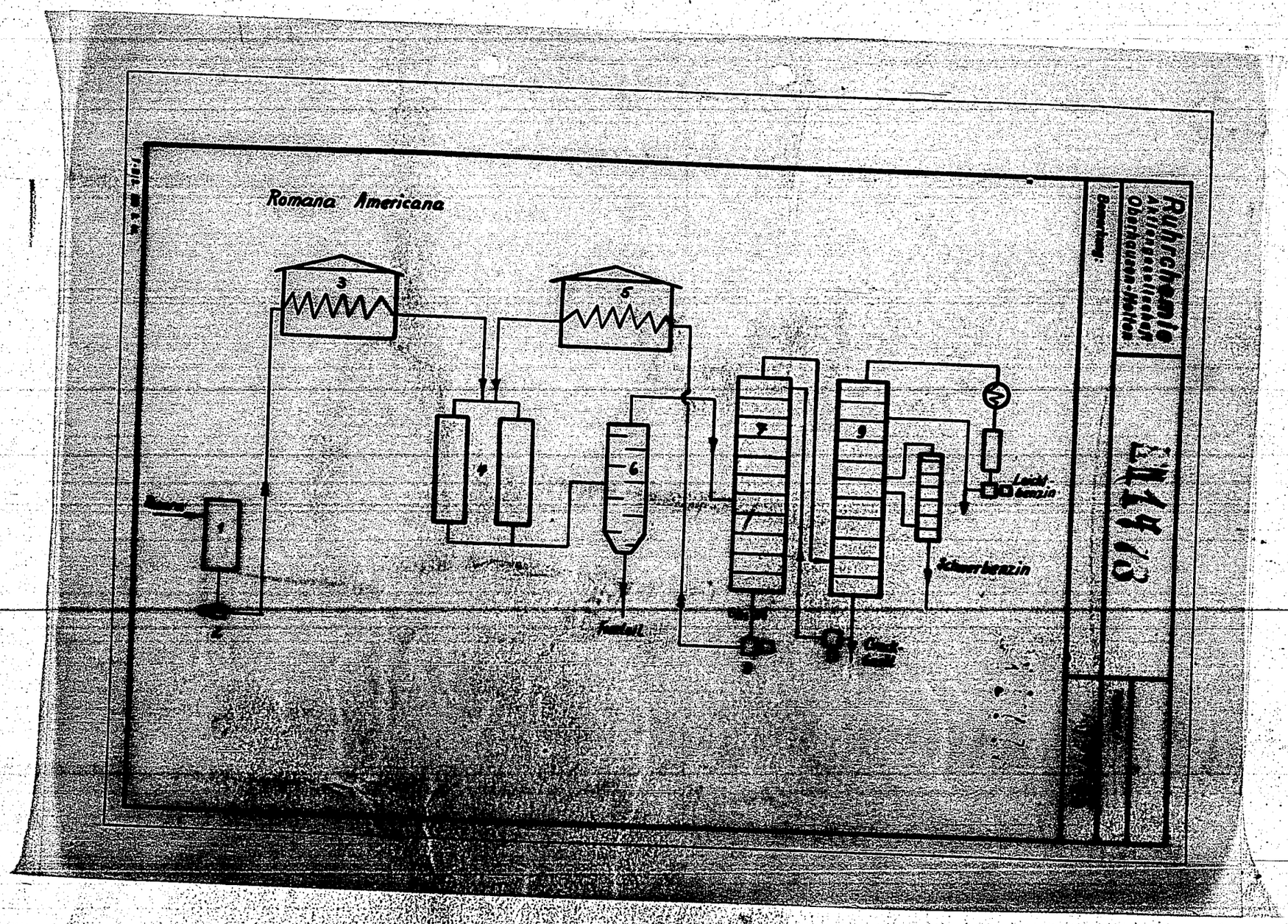

Ruhrchemie
Aktiengesellschaft
Oberhausen-Holten
Gezeichnet:
Bl
Bl + Pb
Benzin
H_2O
Wasser
1
2
3
4
5
6
7
8
9
10



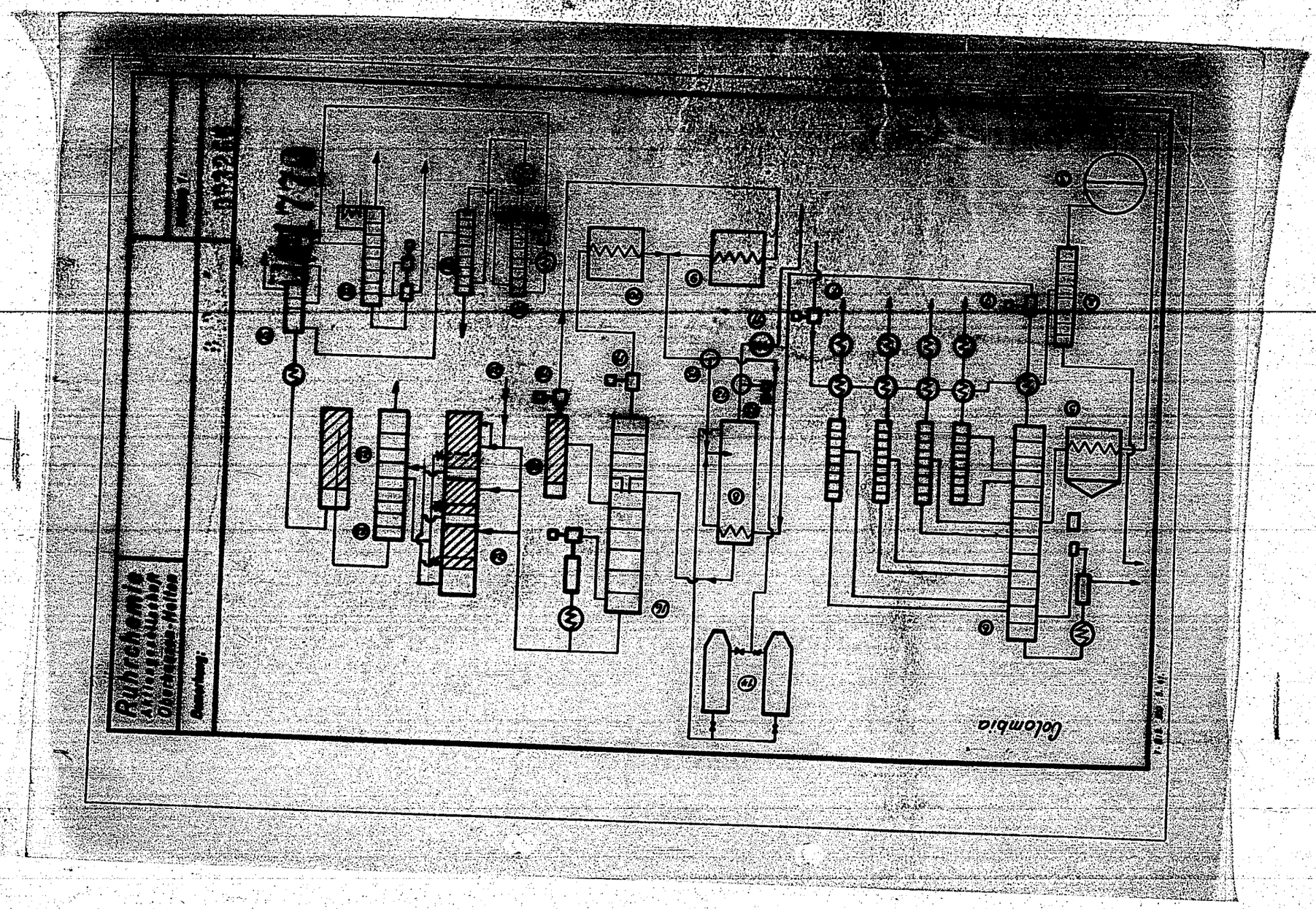
SAFETY FILM

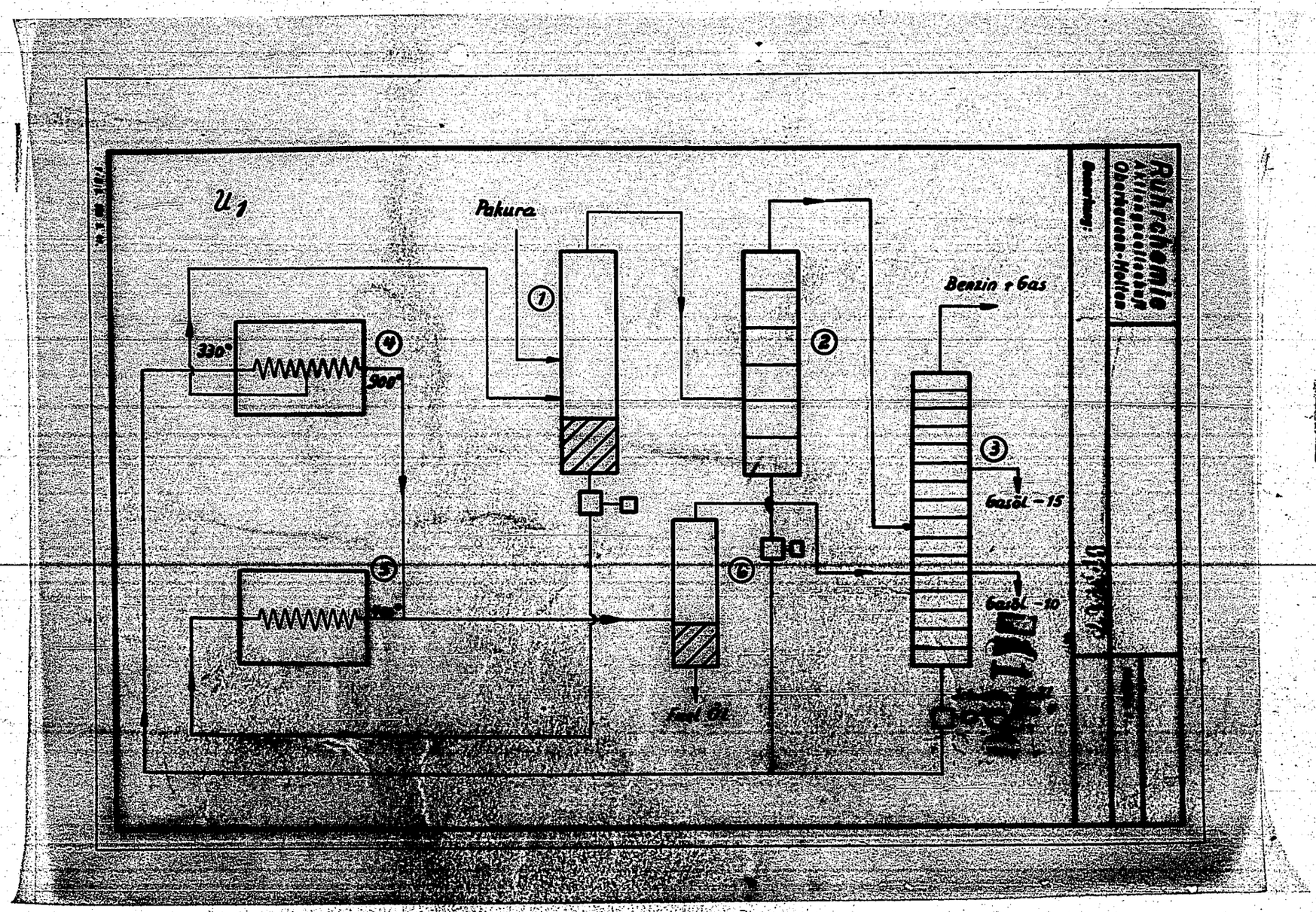

Ruhrchemie
Aktiengesellschaft
Oberhausen-Holten
Bemerkung:
Kracken von Paraffin
Leichte Fraktion
Rohöle
Kracken von
Gasöl
Gasöl -15
Schleife
Rückstand
Fahrweise zur
Final Volume


U_2
Top Best.
H_2SO_4
Pakura
Zur Asph. Oxydat.
Bc
Ruhrchemie


Romana Americana
Ruhrchemie
Kühlwasser
Kühlwasser
Kühlwasser

EASTMAN

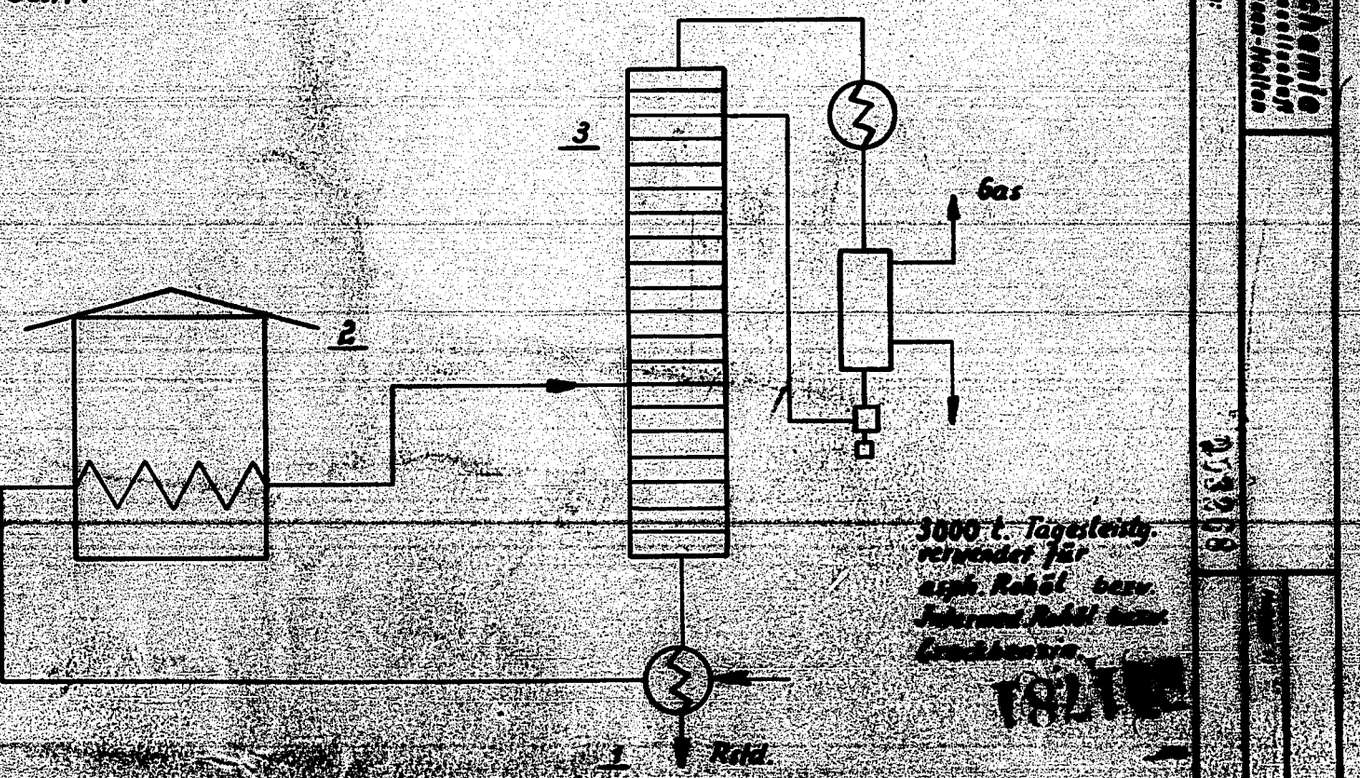

Columbia


U1
Pakura
Benzin + Gas
330°
300°
Gasöl – 15
Gasöl – 10
Rührchemie
Aktivkohle Heiss

Astra Romana

Dest. 1

A_3



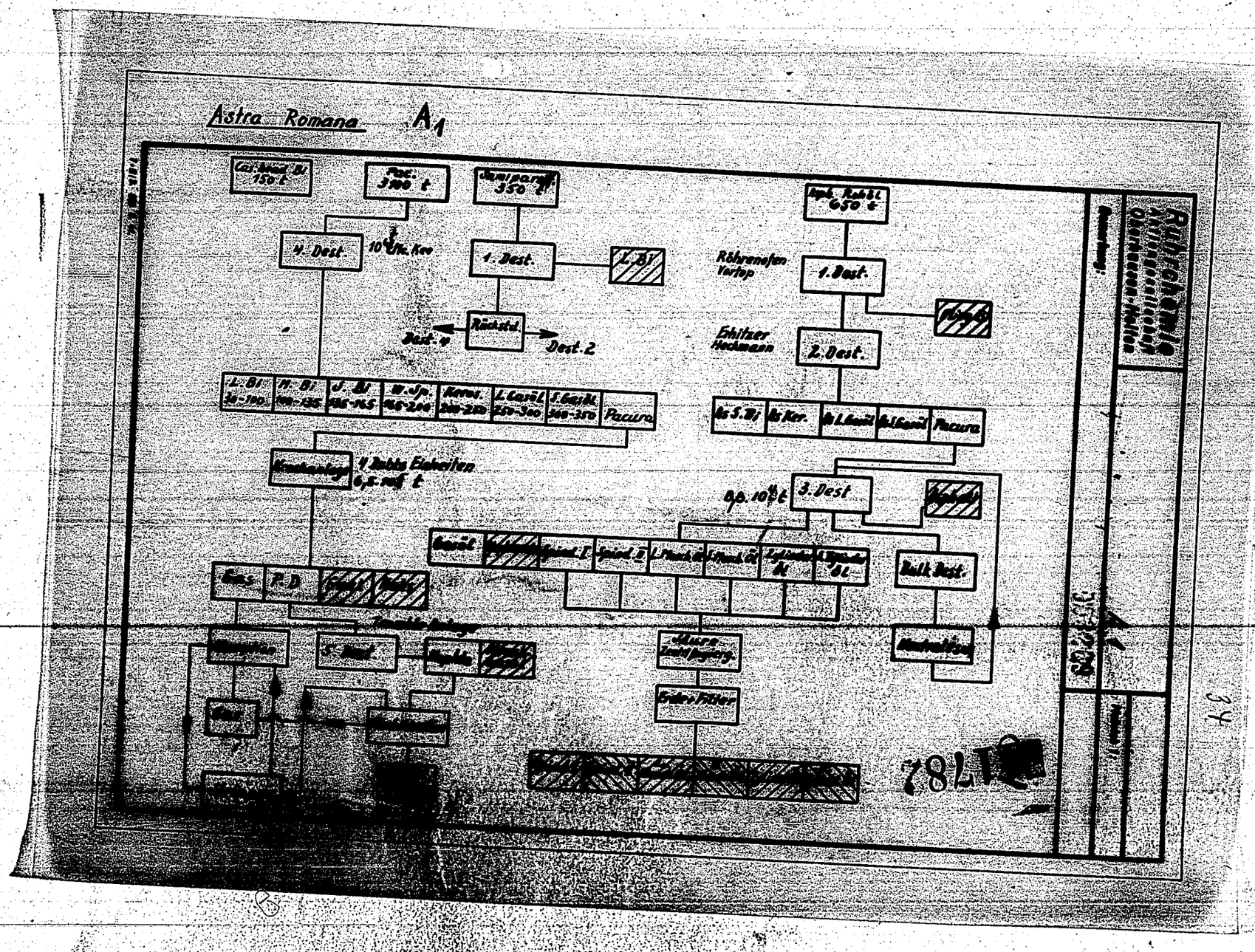
3000 l. Tagesleistg.
verwendet für
asph. Rohöl bezw.
Teer- und Rohöl-Betrieb
Einschl. Heizung

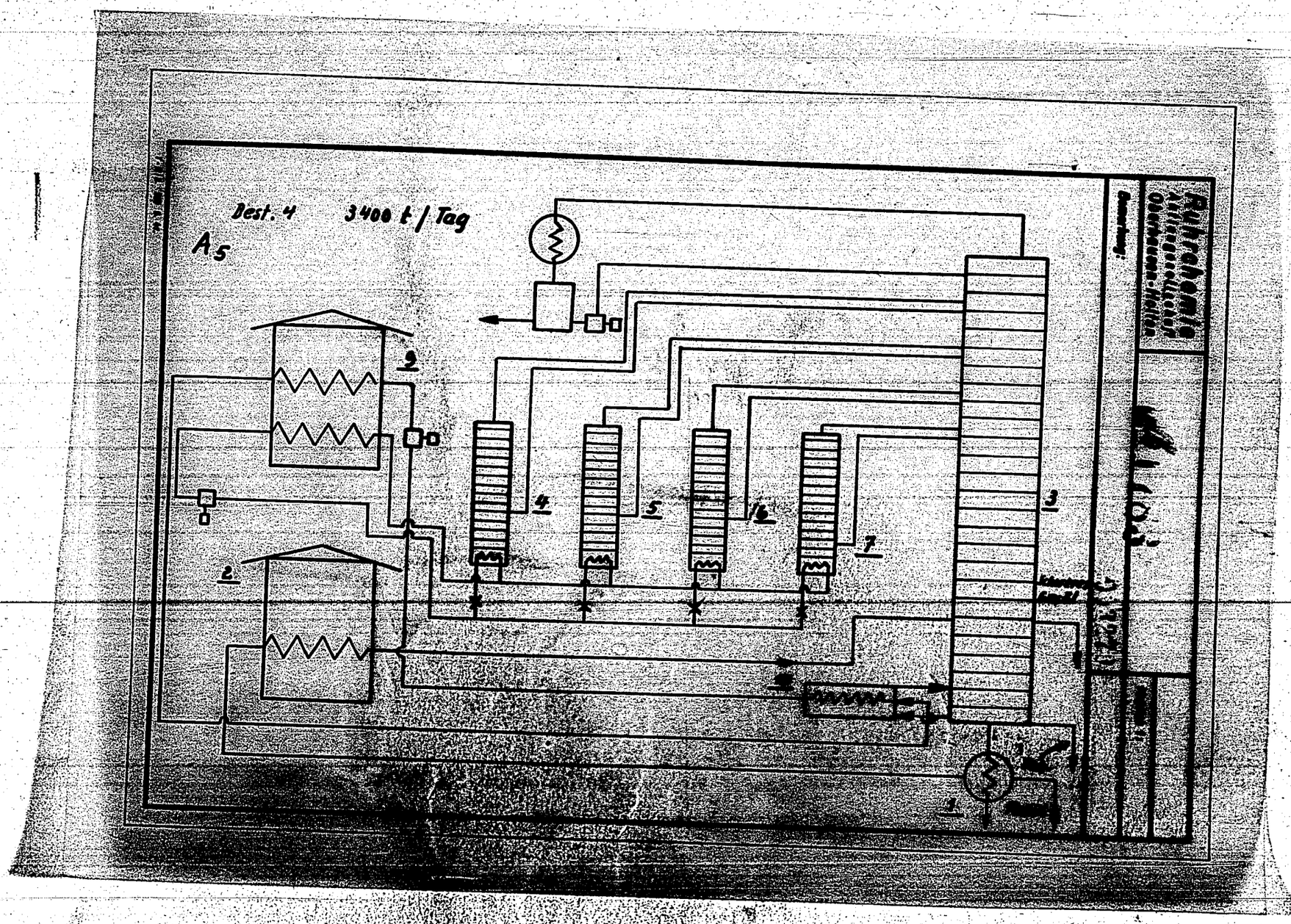
Rütgerswerke
Aktiengesellschaft
Oberhausener Werke

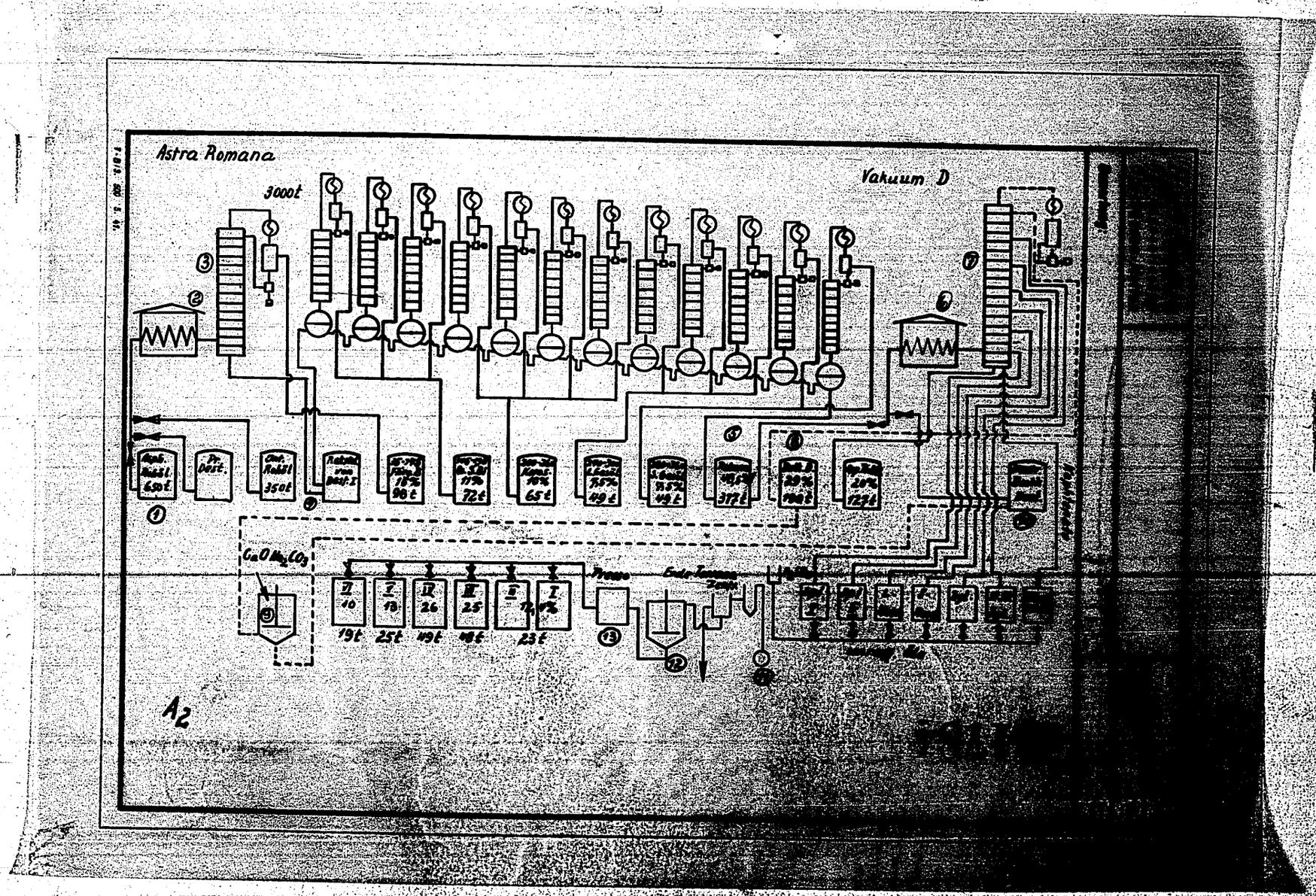
Benennung:

2.3300

Astra Romana A1




Dest. 4
3400 t / Tag
A5
Ruhrchemie
2
4
5
6
7
3
2
1


Astra Romana
3000 t
Vakuum D
A2

Astra Romana

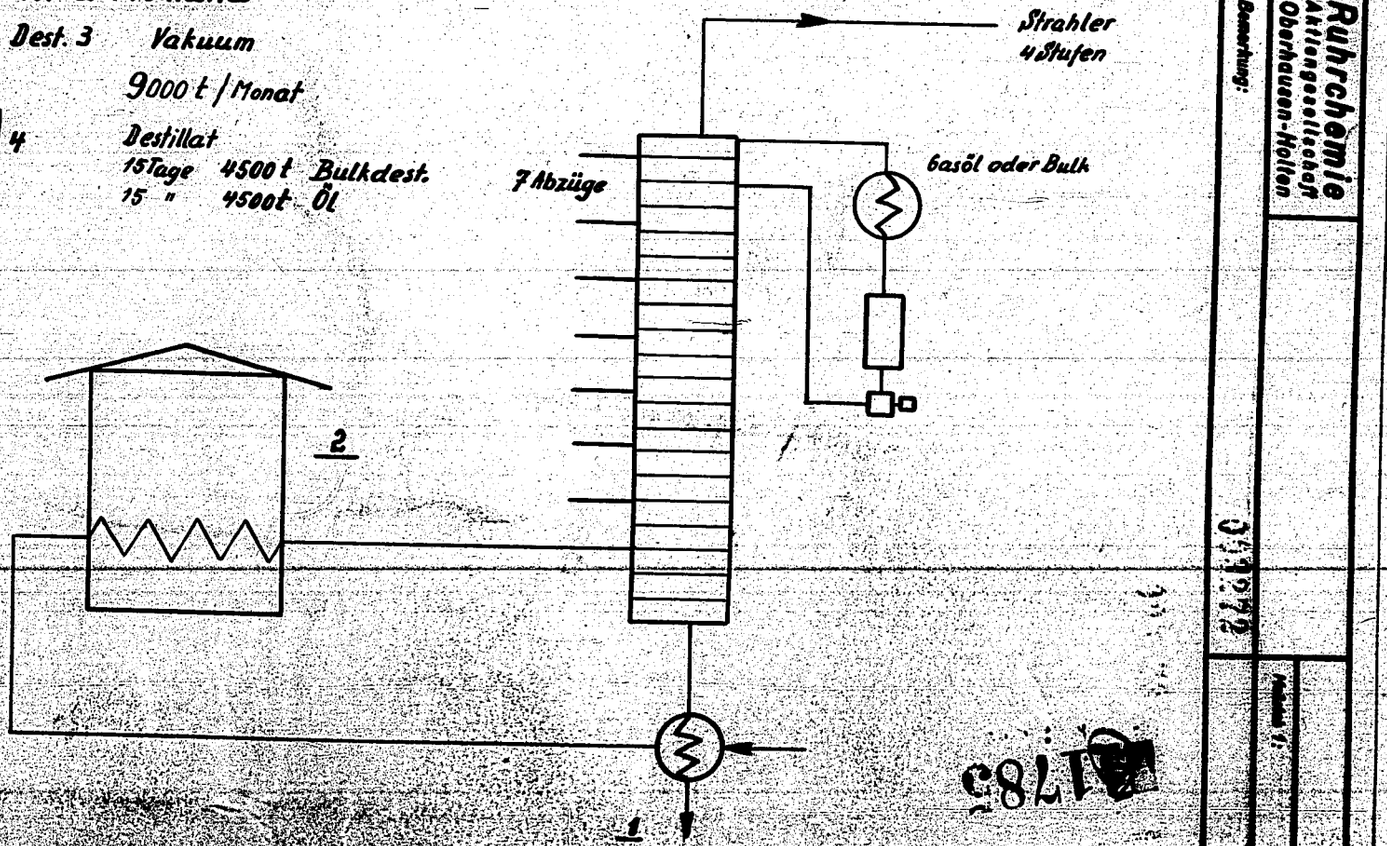
Dest. 3 Vakuum

9000 t / Monat

A 4 Destillat

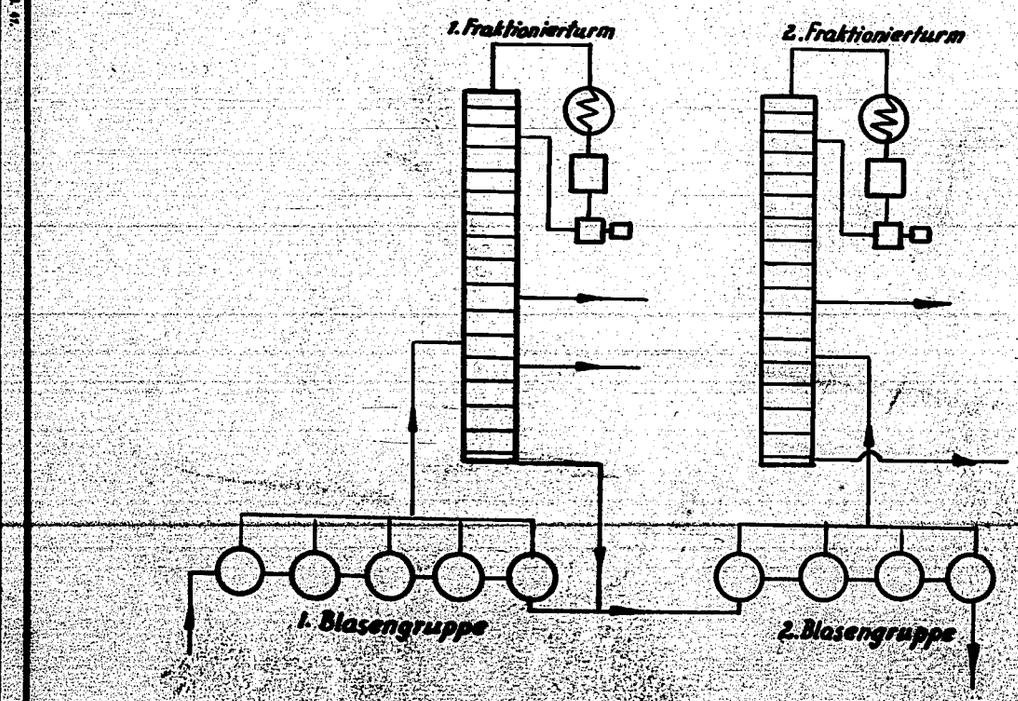
15 Tage 4500 t Bulkdest.

15 " 4500 t Öl



Bemerkung:

Ruhrchemie
Aktiengesellschaft
Oberhausen-Holten



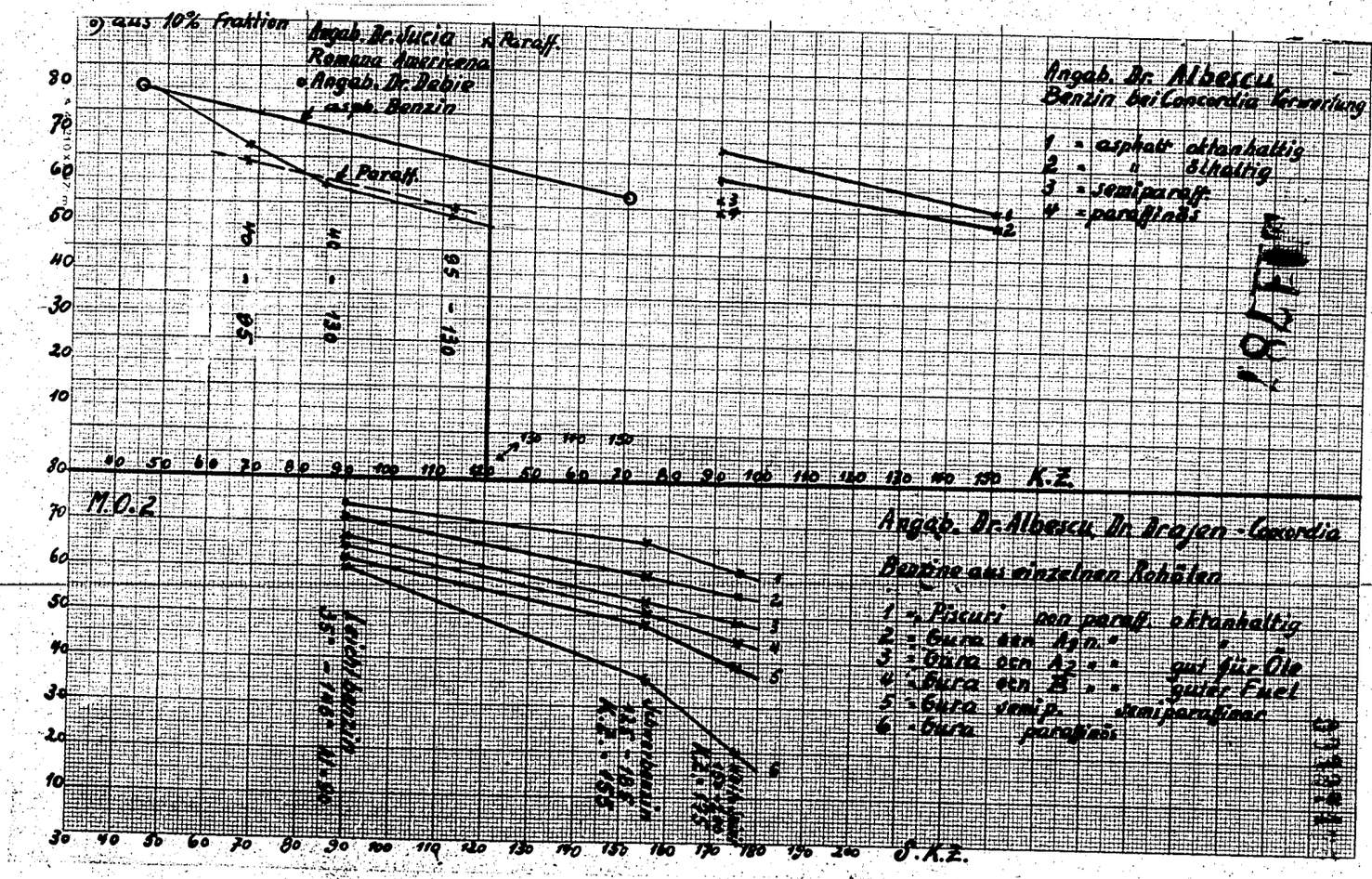
Ruhrchemie
Aktiengesellschaft
Oberhausen-Holten

Bemerkung:

Petrol bloc

003273
1781

Oktanzahlen in Abhängigkeit vo Siedekennziffer P 7



KPr 294

Überladeprüfung BMW 132 J6 - Oppau 53275

nach Kurvenblatt T.Pr. S. 1202 zum Bericht Nr 458 «22 S. 41 der J6

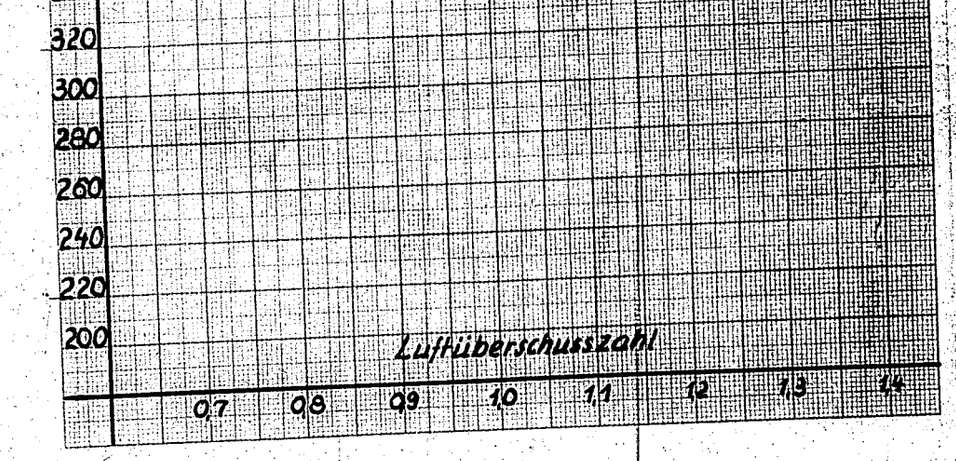
Verdichtungsverh.: 1:6,5

Ladeluftemp.: 130°C

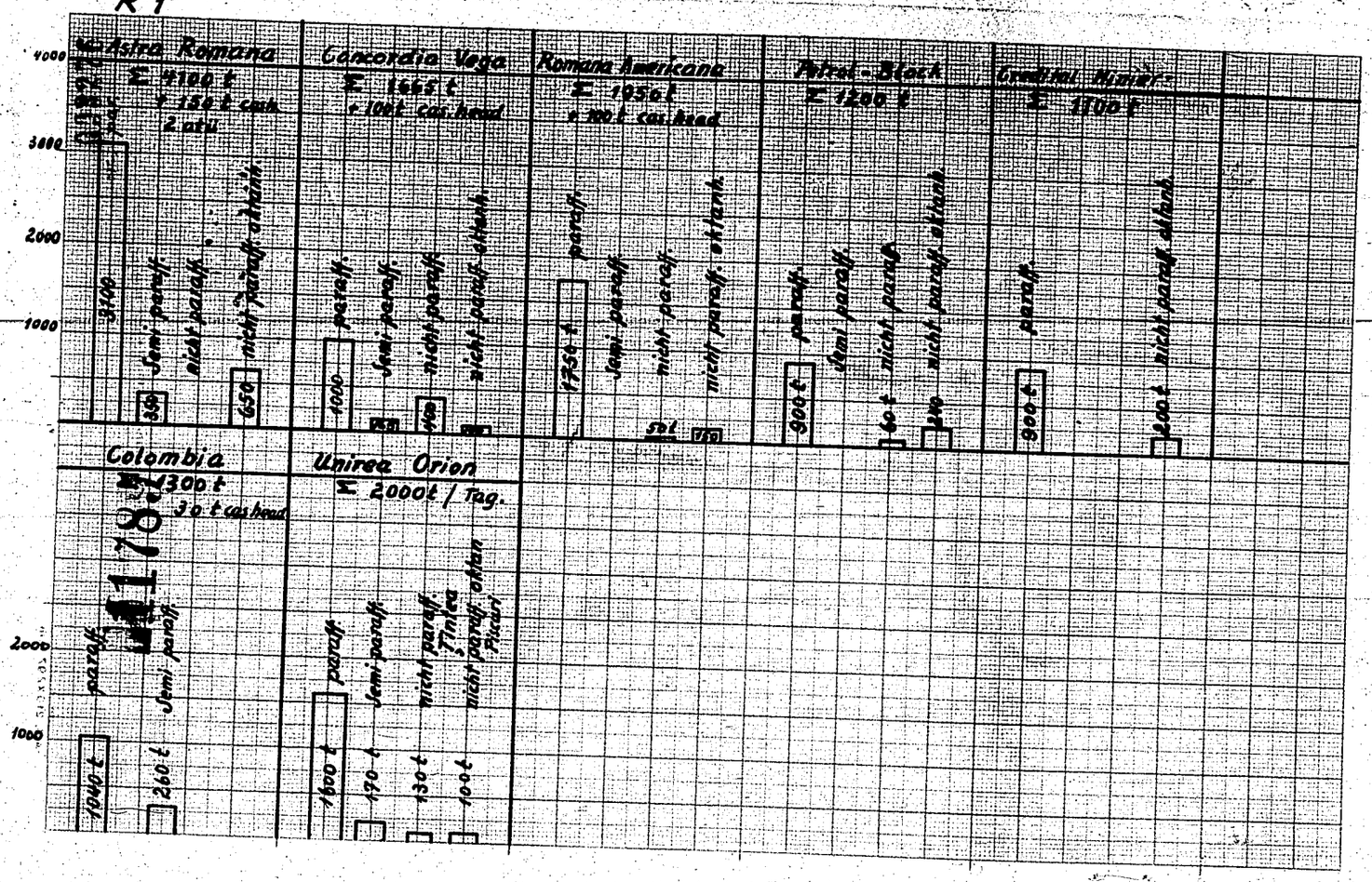
Zündzeitpunkt: 30° v.o.T.

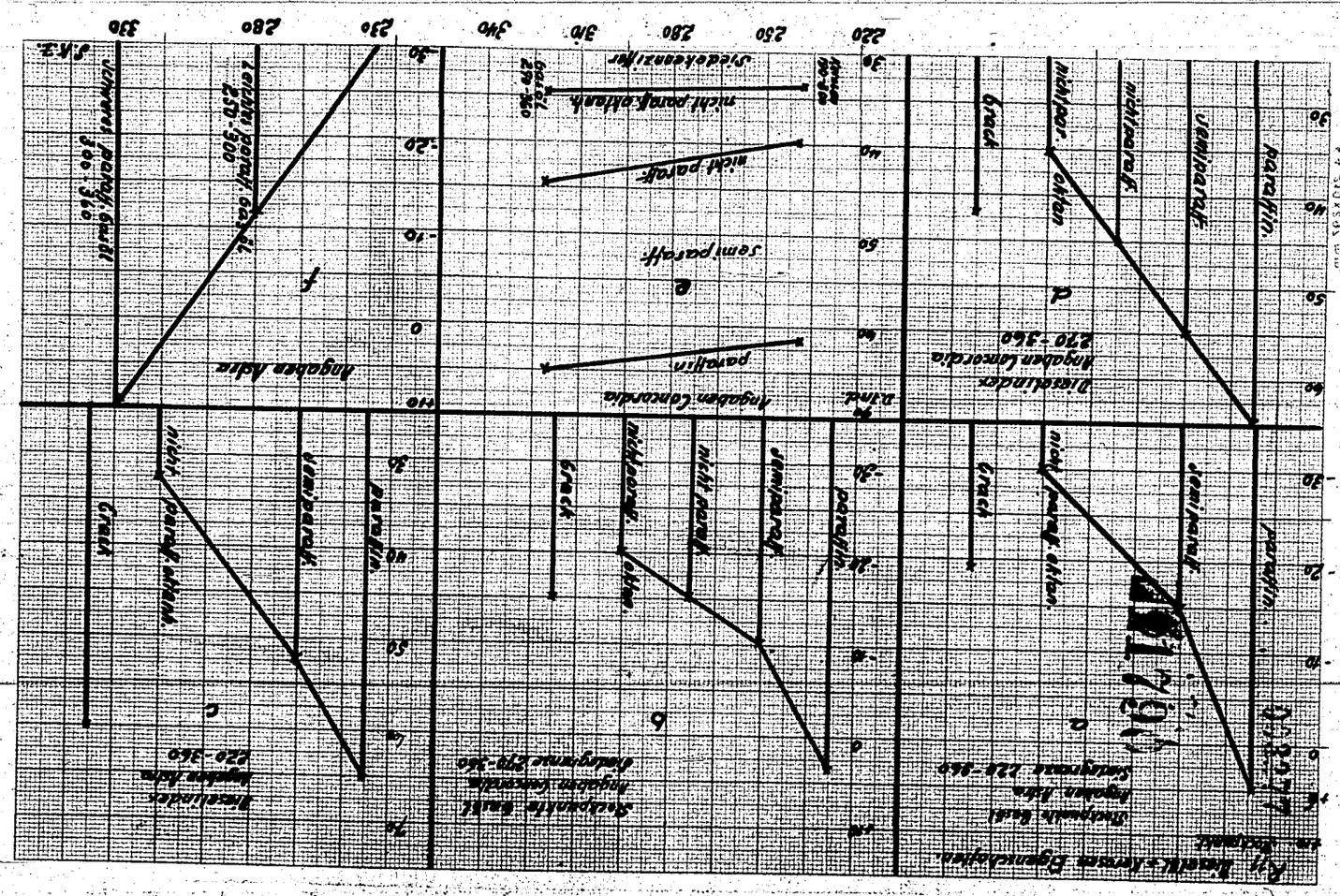
1788

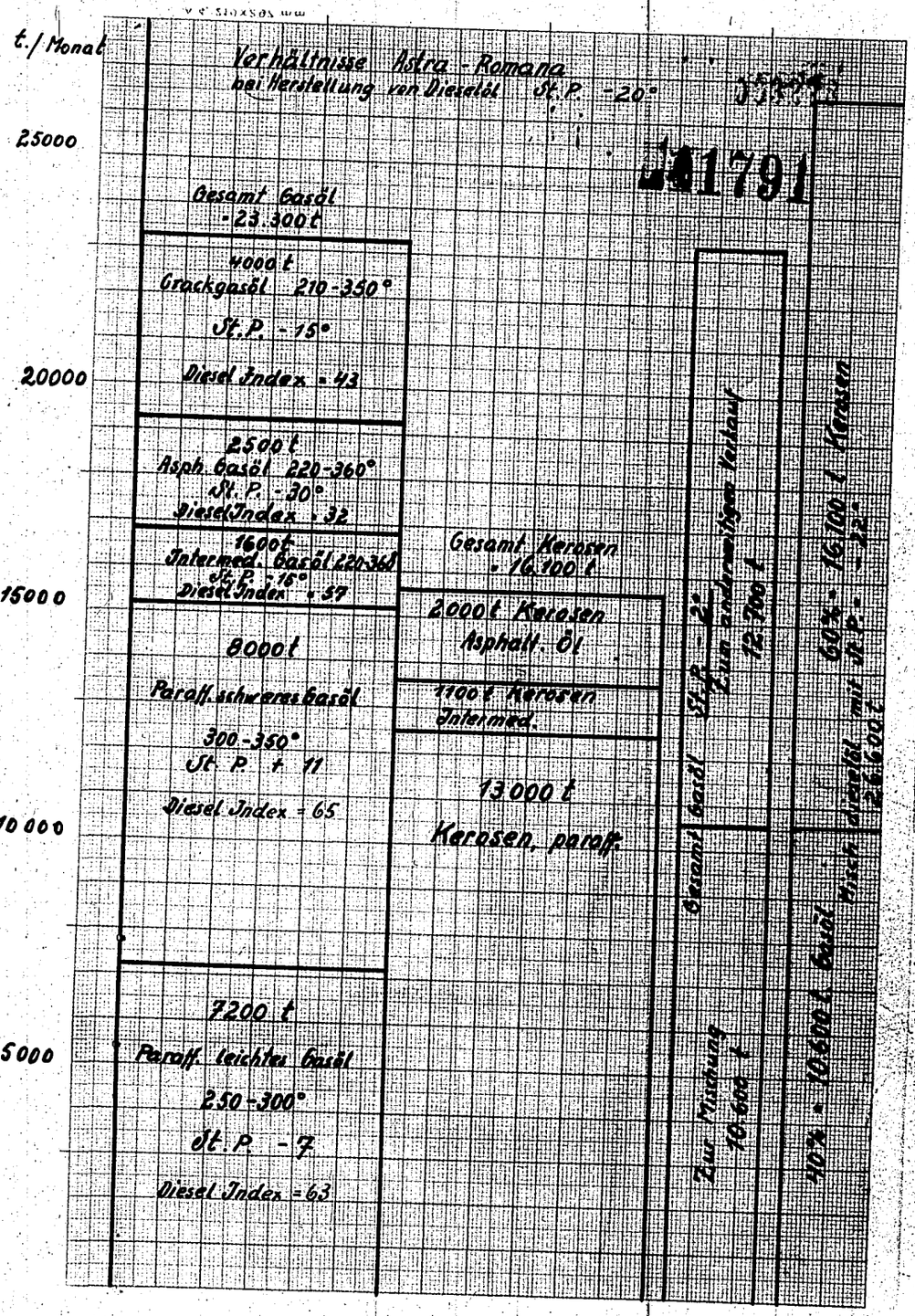
1994 C_3



R 1


Astra Romana
Σ 2100 t
+ 150 t cash
2 atü
3100
davon parafF
nicht parafF
650
Concordia Vega
Σ 1665 t
+ 100 t cash head
1000
parafF
davon parafF
nicht parafF
400
nicht parafF attarik.
Romana Americana
Σ 1950 t
+ 200 t cash head
1750 t
parafF
davon parafF
nicht parafF
nicht parafF attarik.
Astra-Block
Σ 1200 t
900 t
parafF
davon parafF
160 t nicht parafF
240
nicht parafF attarik.
Creditul Minier
Σ 1100 t
900 t
parafF
200 t
nicht parafF attarik.
4000
3000
2000
1000
Colombia
Σ 1300 t
30 t cash head
1100 t
parafF
davon parafF
200 t
davon parafF
Unirea Orion
Σ 2000 t / Tag.
1600 t
parafF
davon parafF
470 t
davon parafF
130 t
nicht parafF
Tiefes
100 t
nicht parafF alter
Bohrung
2000
1000




t./Monat
Verhältnisse Astra - Romana
bei Herstellung von Dieselöl St.P. -20°
25000
Gesamt Gasöl
- 23.300 t
4000 t
Crackgasöl 210-350°
St.P. -15°
Diesel Index - 43
20000
2500 t
Asph. Gasöl 220-360°
St. P. -30°
Diesel Index - 32
1600 t
Intermed. Gasöl 220-360
St.P. -16°
Diesel Index - 57
15000
8000 t
Paraff. schweres Gasöl
300-350°
St P + 11
Diesel Index = 65
10000
7200 t
Paraff. leichtes Gasöl
250-300°
St. P. -7
Diesel Index = 63
5000
Gesamt Kerosen
- 16.900 t
2000 t Kerosen
Asphalt. Öl
1100 t Kerosen
Intermed.
13000 t
Kerosen, paraff.
Gesamt Gasöl St.P. -2°
Zum entschwefelnden Verkauf
12.200 t
Zur Mischung
19.600 t
40% = 10.600 t Gasöl mit St.P. -2°
60% = 16.100 t Kerosen
mit St.P. -12°
226002

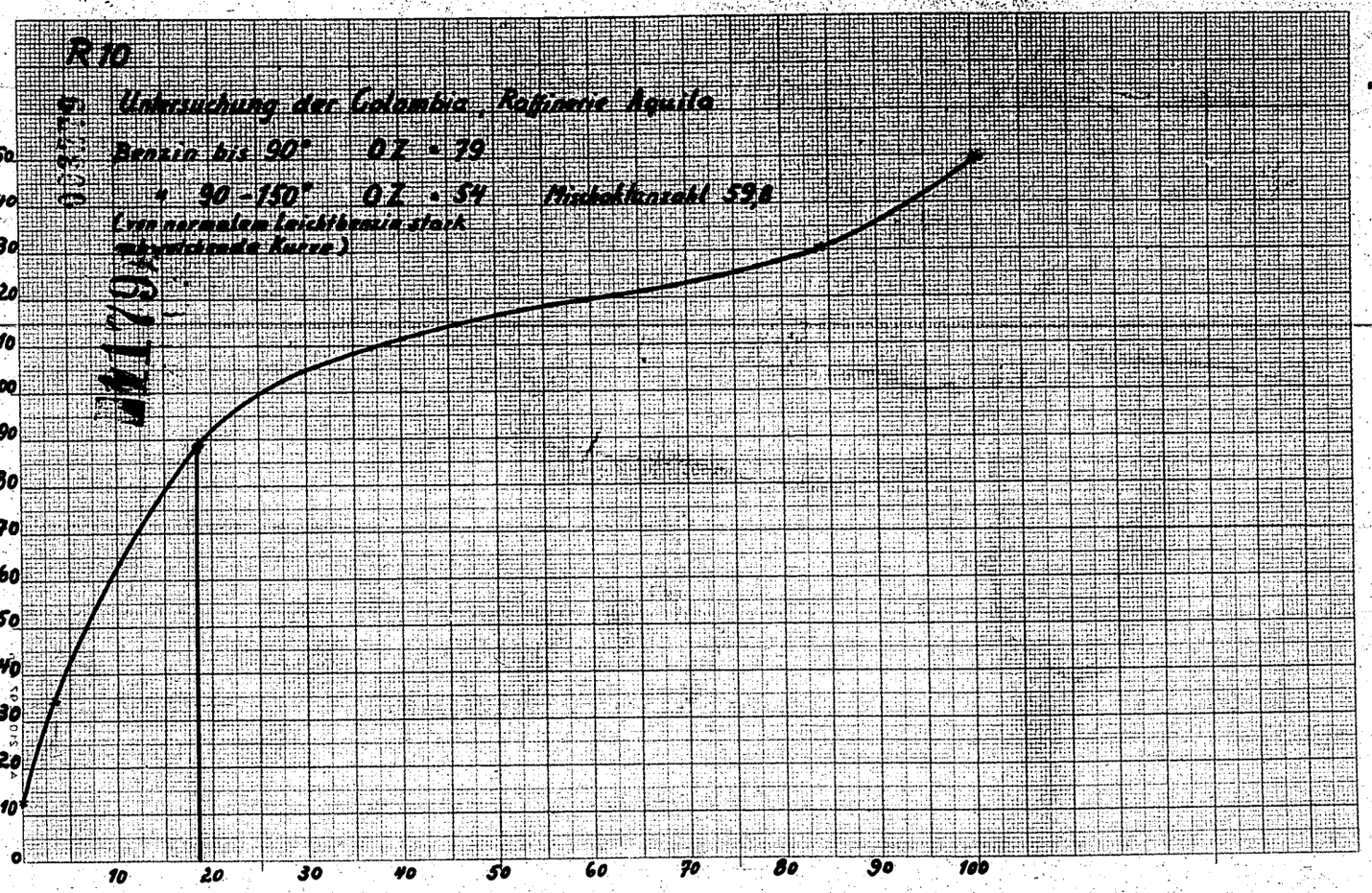
R10

Untersuchung der Columbia, Raffinerie Aquila

Benzin bis 90° OZ · 79

" 90-150° OZ · 54 Mischkennzahl 59,8

(von normalem Leichtbenzin stark abweichende Kurve)



R.E.: Durchschnittsaufteilung nicht paraffinhaltigen Rohöls nach Betriebsangaben

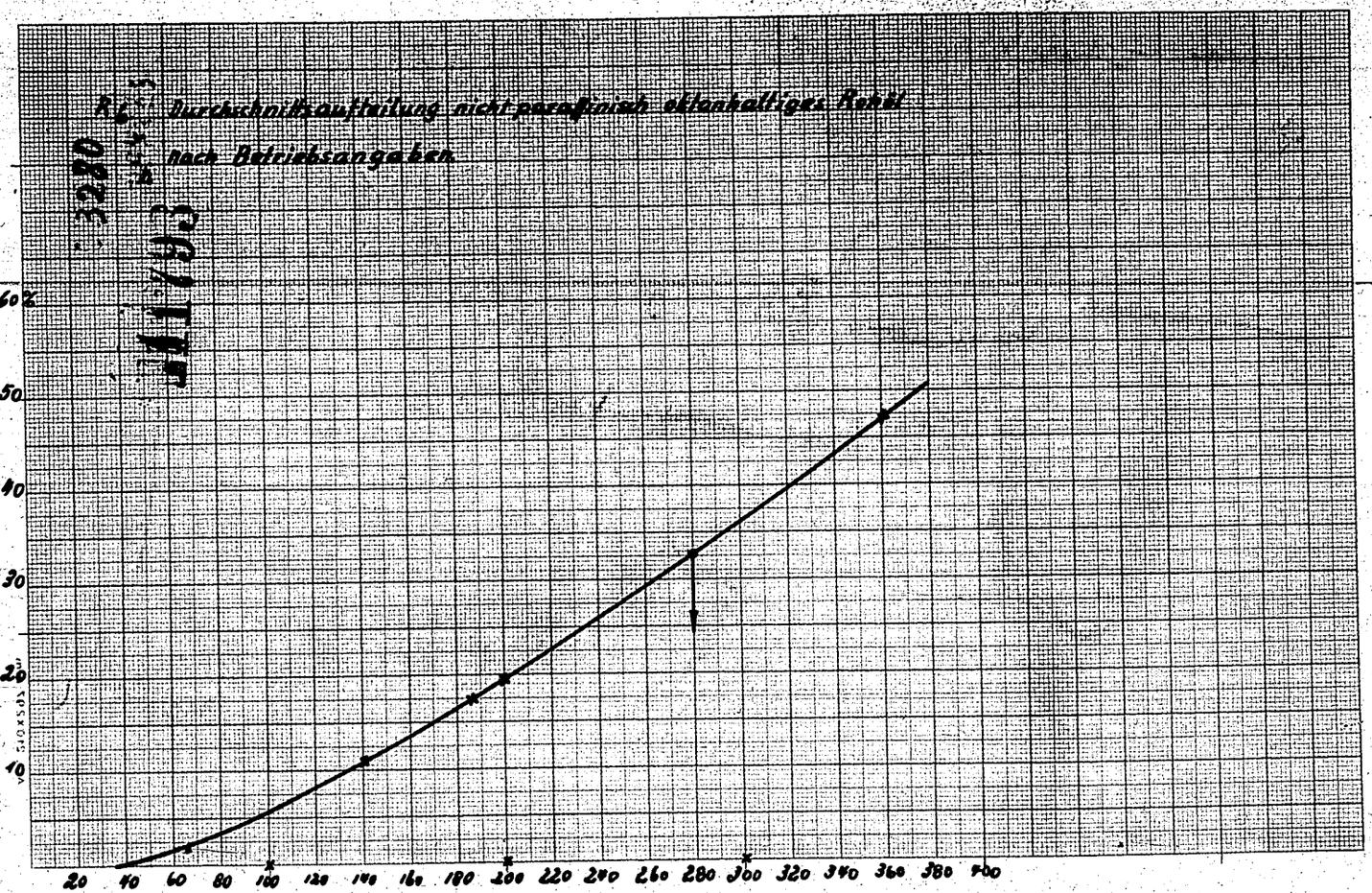
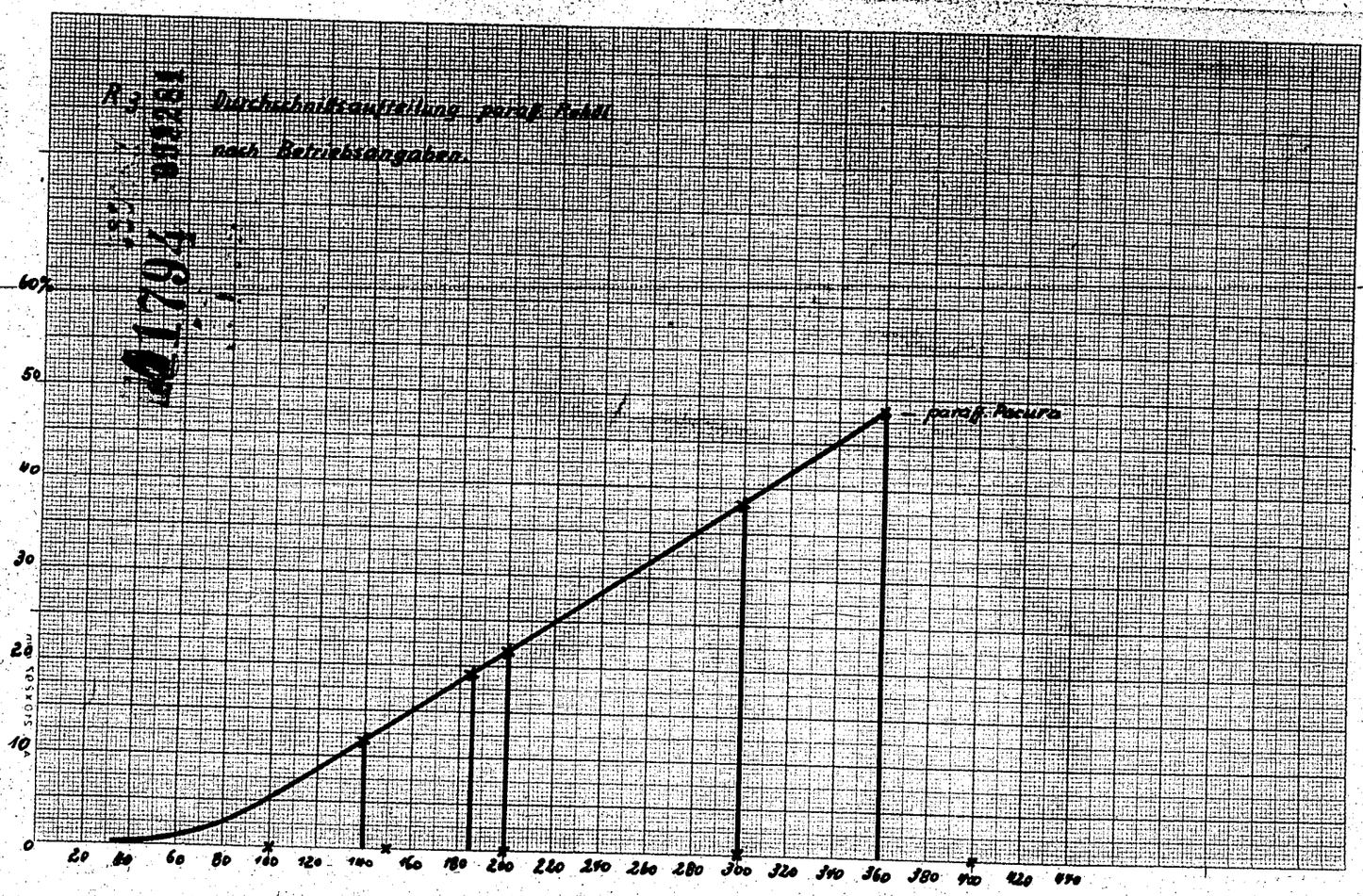


Abb. 39

R_2 Durchschnittsaufteilung parall. Achse
nach Betriebsangaben.



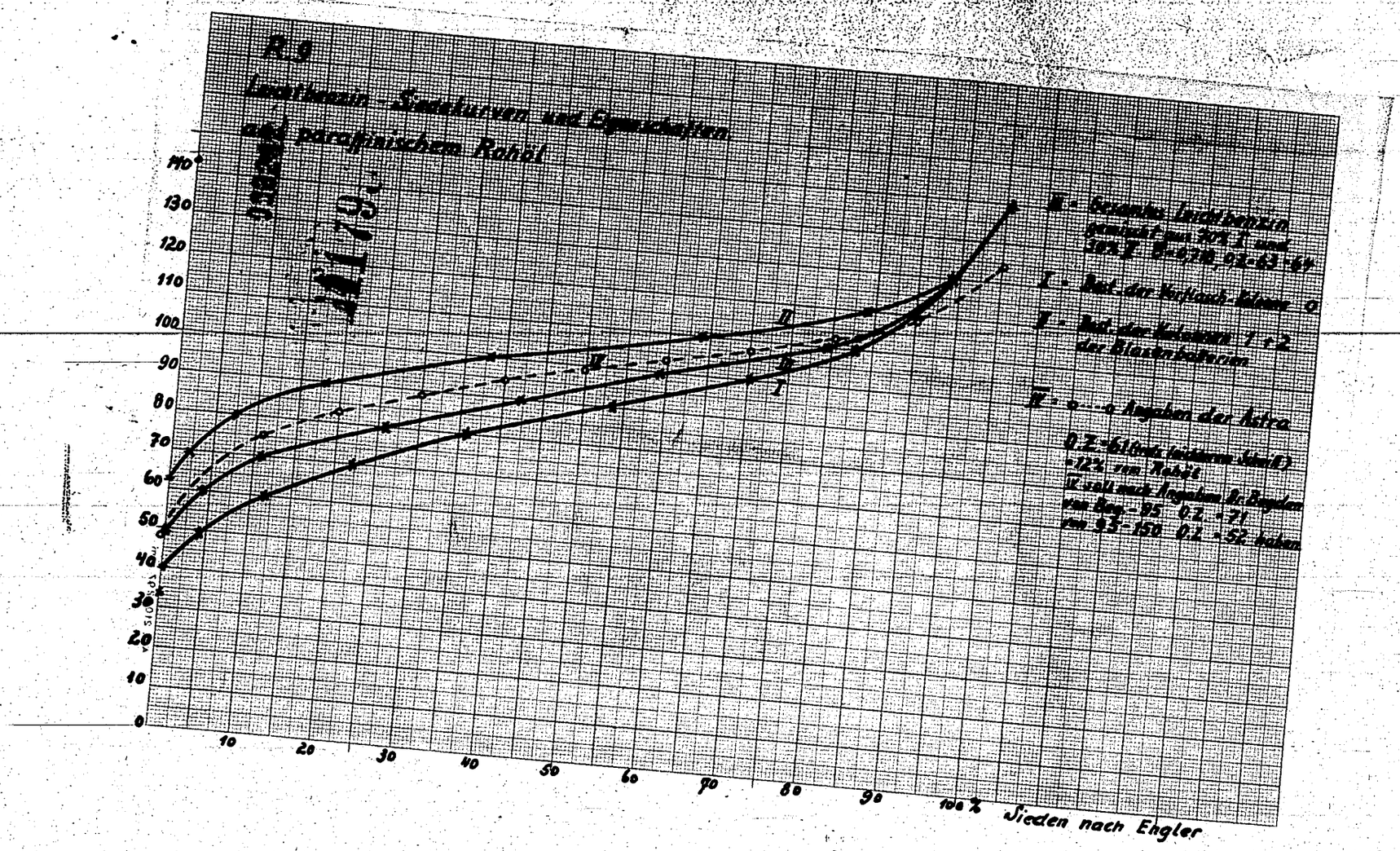
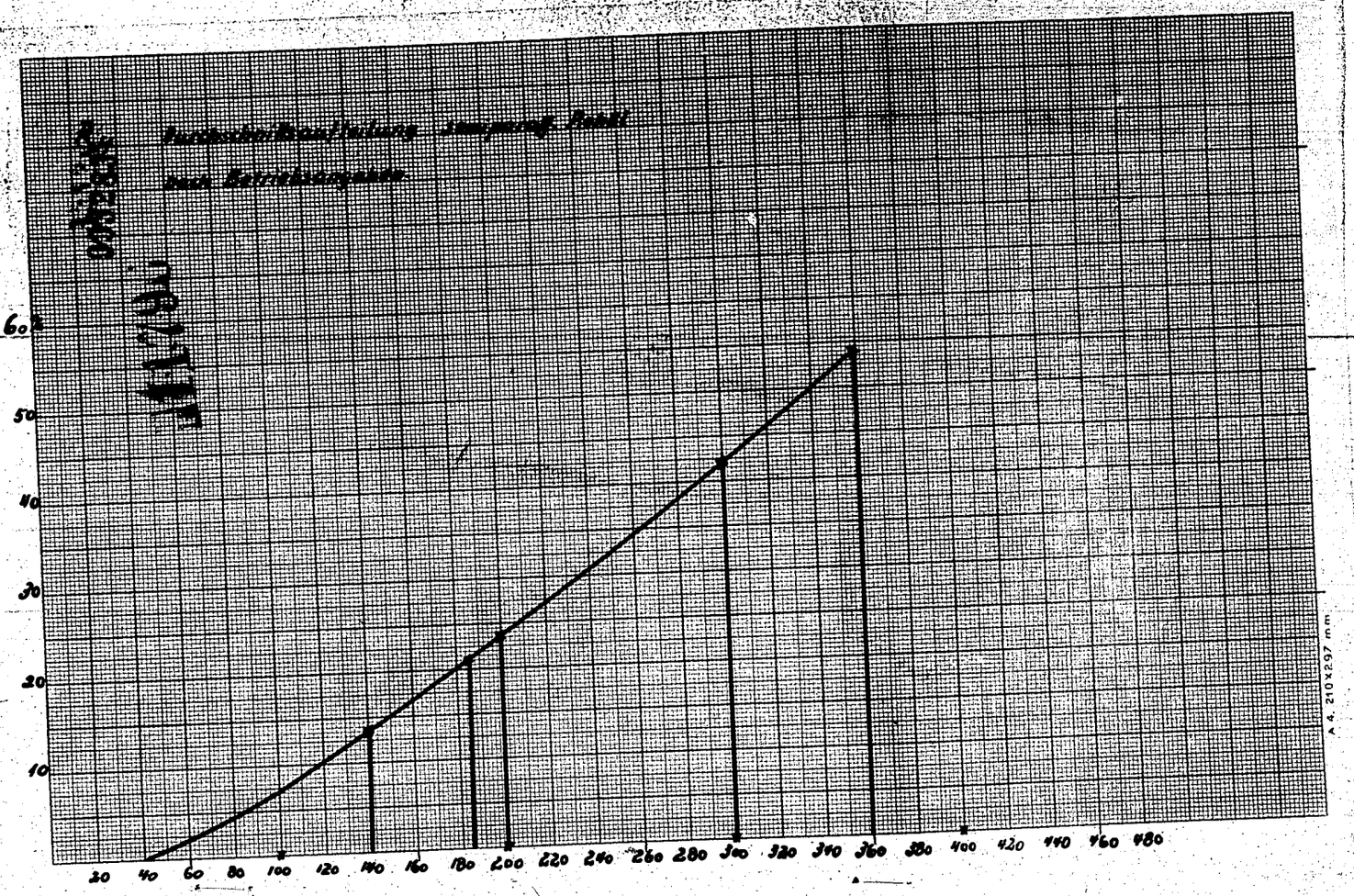
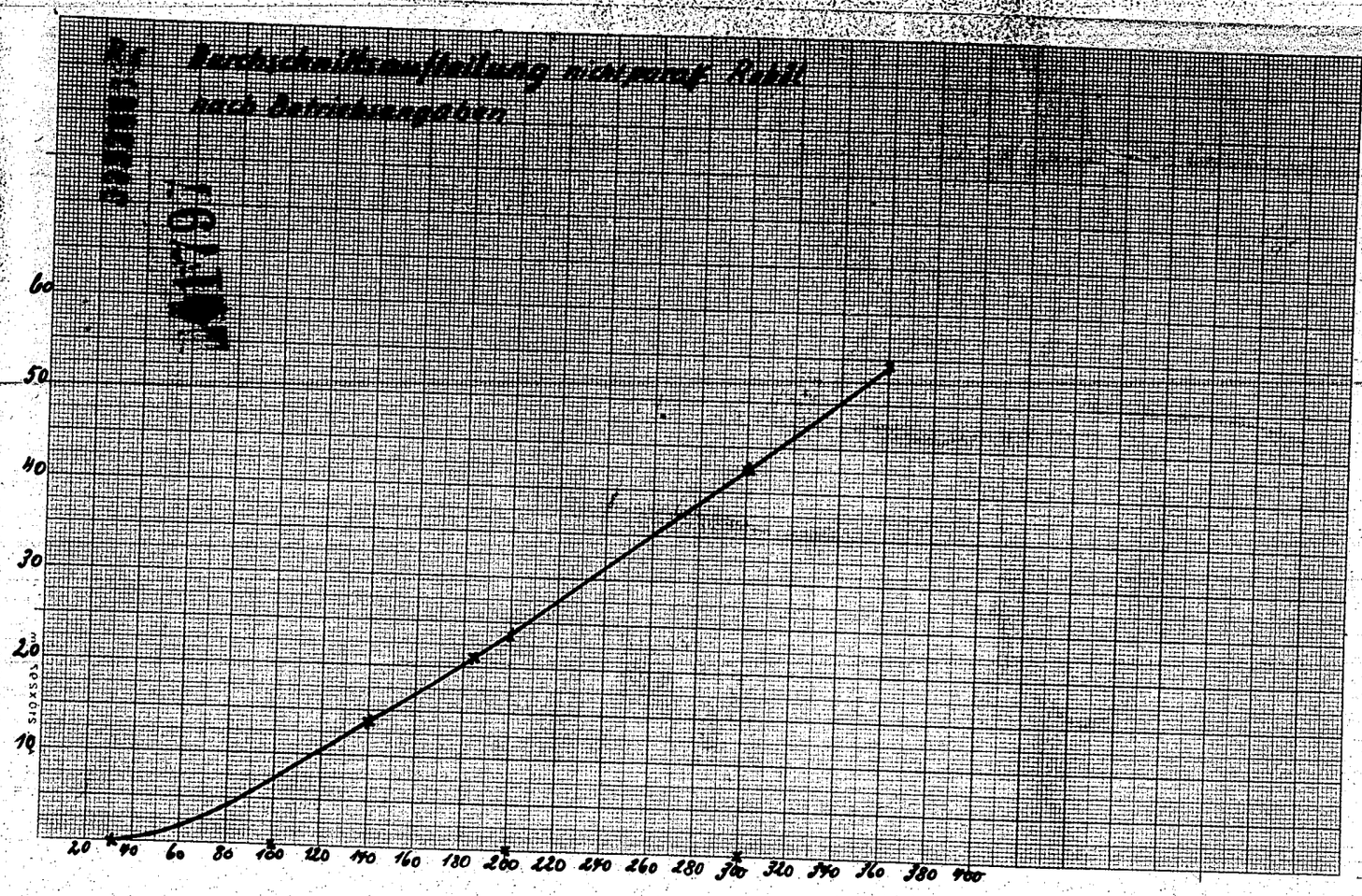
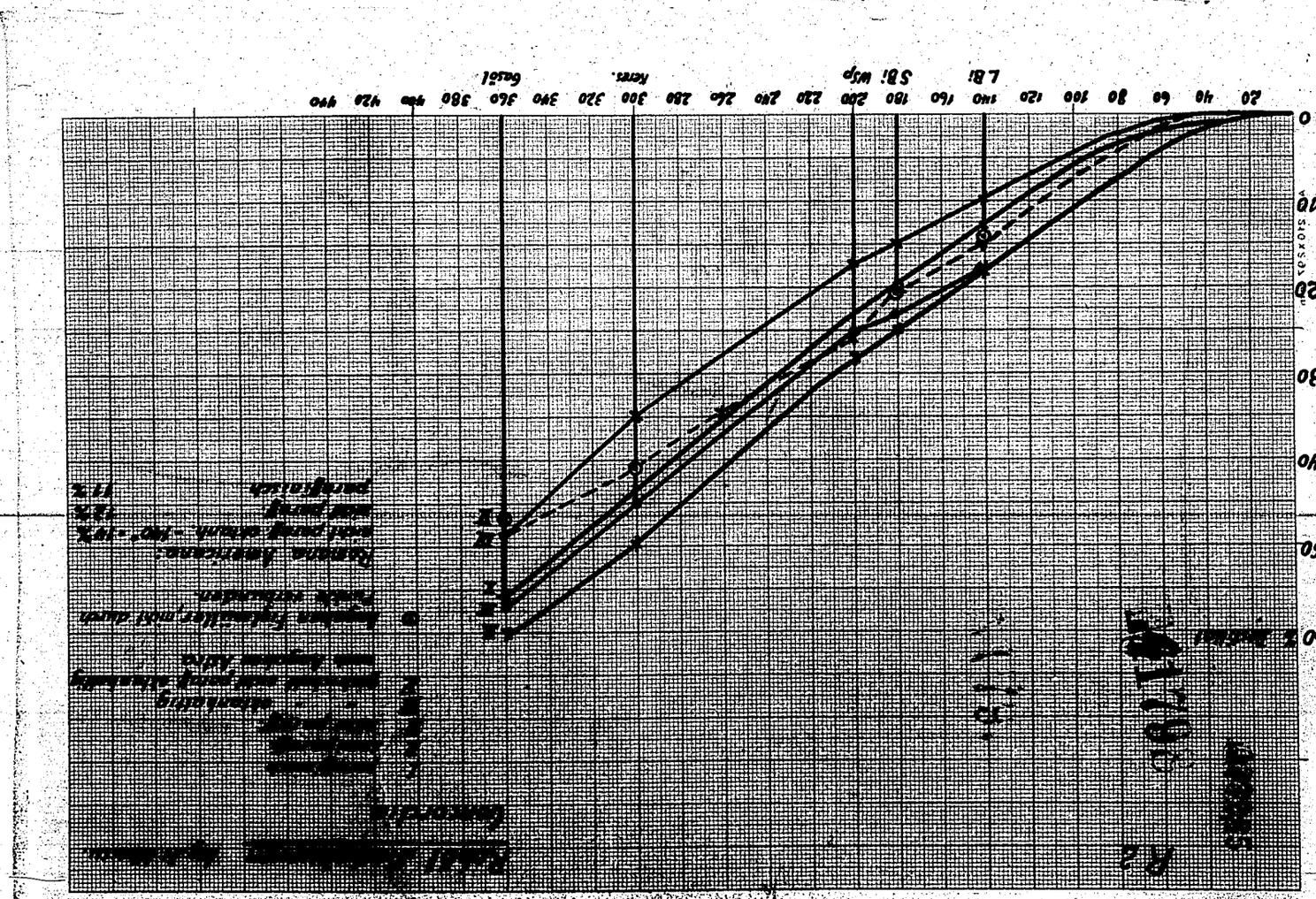


Fig. 8
Siedekurven und Spaltkurven
von paraffinischem Rohöl
Anzeige in Mm Hg.
760
750
740
730
720
710
700
690
680
670
660
650
640
630
620
610
600
590
580
570
560
550
540
530
520
510
500
490
480
470
460
450
440
430
420
410
400
390
380
370
360
350
340
330
320
310
300
290
280
270
260
250
240
230
220
210
200
190
180
170
160
150
140
130
120
110
100
90
80
70
60
50
40
30
20
10
0
10
20
30
40
50
60
70
80
90
100 %
Sieden nach Engler
II
III
I
II = Gemischte Destillationen
gemischt aus 70% I und
30% I
I = Best. der Destillat-Säure
II = Best. der Destillate
der Blasenrückstände
III = o---o Angaben der Acta
0.2-Stunde (mittlere Säure 0)
-72% von 70-92
Resultate nach Angaben d. Acta
von 0-93 0.2 -71
von 93-150 0.1 -52 Säure


Probenbezeichnung: Temperatur-Punkt
Zeit-Temperatur
60
50
40
30
20
10
20 40 60 80 100 120 140 160 180 200 220 240 260 280 300 320 340 360 380 400 420 440 460 480
A4: 210 X 297 mm

Durchschnittsmessung vom prof. Roth
nach Interchangeton





SAFETY FILM

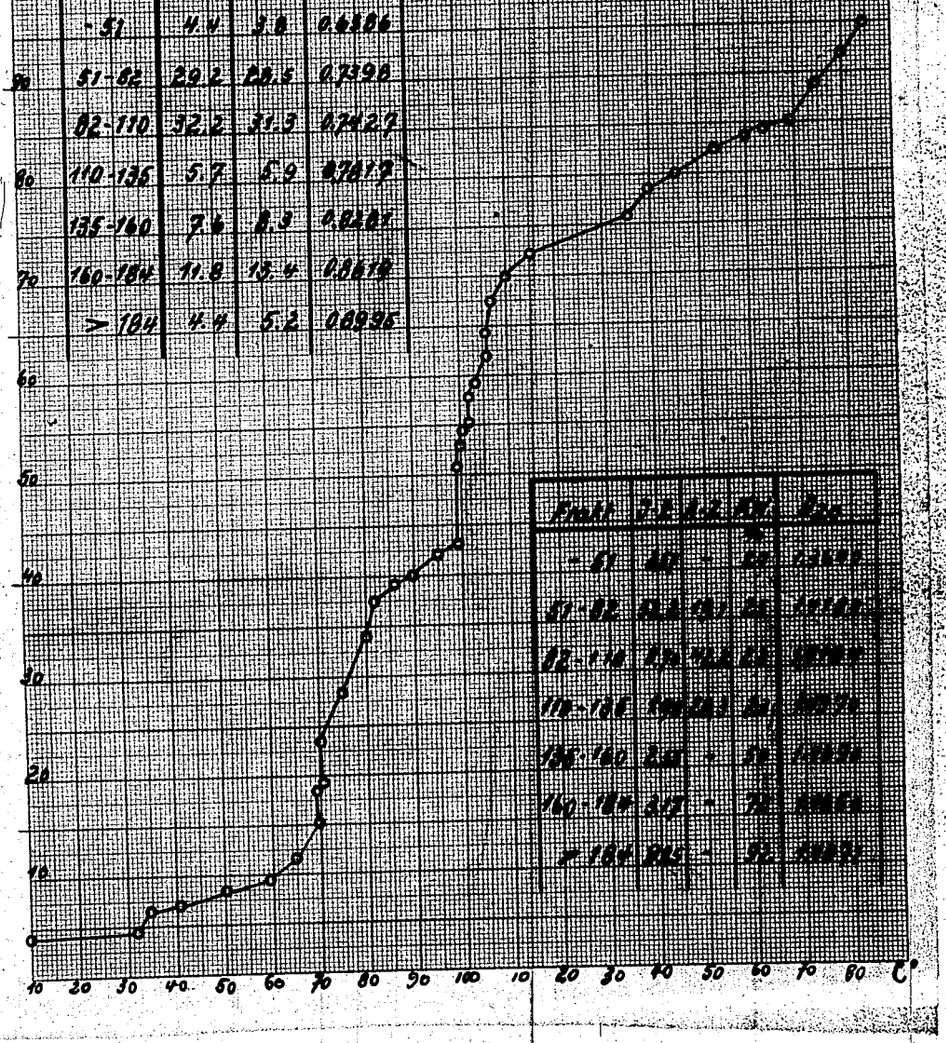
J.6 - Braunsch. 1964 - Fas. 282

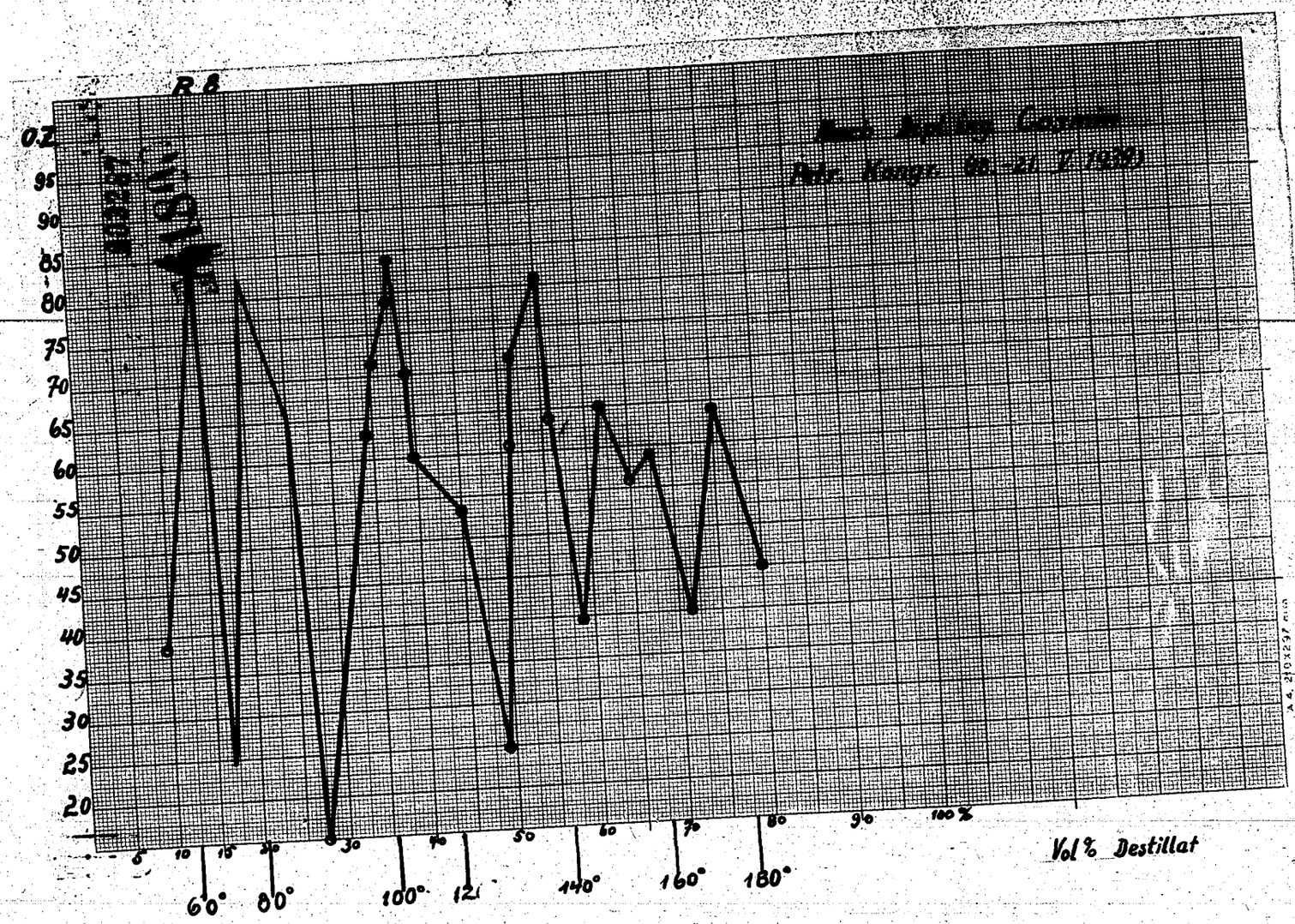
(D_{20} = 0.7206)

C_5

3n793

Frakt.	Gew.%	Gew.%	D_{20}
T.K.	4.6	3.6	0.6000
- 51	4.4	3.8	0.6306
51-82	29.2	28.5	0.7398
82-110	32.2	31.3	0.7427
110-135	5.7	6.9	0.7617
135-160	7.6	8.3	0.8287
160-184	11.8	13.4	0.8618
> 184	4.4	5.2	0.8935




R 6
Vol% Destillat
60°
80°
100°
140°
160°
180°

Ruhrchemie
Aktiengesellschaft
Oberhausen-Holten

Geheim!

Reisebericht Hamburg 10.7. - 6.8.1941

arbeitende 2. Kolonne ein. Als Kopfprodukt wird hier iso-C_5 gewonnen (Analyse unter 3), während das in die Kolonne eintretende Benzine bei einem Druck von 0,7 atü die unter 5 angegebene Analyse hat. Das fertig stabilisierte iso-C_5-freie Benzin fällt aus der Kolonne mit einem Reiddruck von 0,35 atü und die unter 6 angegebene Analyse.

Zur Fertigaufbereitung des Benzins [illegible] noch eine Doktoranlage vorhanden [illegible]. Das unbehandelte Benzine wird durch [illegible] über das Mischgefäss 2 in den [illegible] tole Pumpe 4 wird aus dem Absetz[illegible] das Mischrohr 5 gepumpt. Das Benzin fliesst [illegible] Tank 3 weiter unter Zusatz von [illegible] fäss 6 in das Mischrohr 7 und wird [illegible] gleichen Anordnung mittels der Pumpe 8 [illegible] mit Natriumplumbit gewaschen [illegible] wässche findet in einem dritten gleichen [illegible] gut statt durch Nachbehandeln mit [illegible] behandelte Benzin verlässt bei 10 die [illegible]

Auf der Gemeinde ist ausserdem [illegible] zur Herstellung von Schwefel [illegible] benzin vorhanden. Hier werden [illegible] sogen. Rohöl, 0,2% Schwefel [illegible] die 30000 t paraffinhaltiges Rohöl [illegible] können bei dieser Anlage [illegible] werden. Das ist auch die Menge [illegible] anfällt. Das Oel liegt [illegible] ger, so dass Monate bis zu 110 t [illegible]

Ruhrchemie
Aktiengesellschaft
Oberhausen-Holten

Geheim

Reisebericht Rumänien 16.7. - 6.8.1941

1180?

Inhaltsverzeichnis.

Tagesplan

A) Einleitung
   a) Programm der Reise

B) Besichtigungen
   1.) Astra Romana
   2.) Concordia Vega
   3.) Romana Americana
   4.) Petrolblock
   5.) Columbia
   6.) Unirea, Raff. Orion,
   7.) Creditul Minier

C) Rohölvorkommen

D) Herstellung von Fliegerbenzin

E) Technische Vorschläge

Ruhrchemie
Aktiengesellschaft
Oberhausen-Holten

Gehe i m !

Reiseberichte Rumänien vom 16.7. - 6.8.1941

11803

Punkt 3:

Von Seiten der Ruhrchemie bestand der Wunsch, eine allgemeine Information über die rumänische Situation zu bekommen und von uns eine Frei zu geben, ob irgendwelche der von uns entwickelten Verfahren für die rumänische Industrie anwendbar erschienen.

Punkt 4:

Als Sonderauftrag wurde mir von Herrn Pfleumiller sowohl als vom Herrn Raab noch gesagt, dass es wünschenswert wäre, das Vermögen der Ico-Gesellschaft der Creditul Minier näher zu prüfen.

Ruhrchemie
Aktiengesellschaft
Oberhausen-Holten

Seite 1

Reichsforschungsrat Frankfurt/M. 16.7. - 6.8.1941

0332 1804

benzinversorgungsmöglichkeit Deutschlands um fast 1/5 zu steigern. Durch Zusatz des iso-Oktans zu fertigem anderem Leichtbenzinen und etwas höhersiedenden Kohlenbenzinen vielleicht noch etwas größerer Anteil Fliegerbenzin erzeugt werden. Man hat auch den Eindruck, dass Herr Pfleumer als Vertreter des Reichswirtschaftsministeriums nicht bei, alles daran zu setzen, der Chemie zu helfen, dass die Investierungsmittel, die z.Zt. wegen der Schwefelsäureschwierigkeiten nicht in der Höhe gebaut in Betrieb kommt, so kommt dann, die Pfleumer bekannte, nicht darauf an, die Benzinfrage schnell zu lösen, sondern (?) die Chemie reichsamt Wegen Knight zur Verfügung [illegible] Da die Chemie in jeder Hinsicht [illegible] 1 kg Flugbenzinbasis und 1 kg iso-Oktan hergestellt wird, so würde eine Füllung von 150 kg ausreichen, wo 45 kg iso- Oktan zu erzeugen, die 300 l Flugbenzin ergeben sprechen würden. Da unser Hydrierbenzin nur 150 l 45 kg Blei enthält, ist der Bleigehalt [illegible] schon von einer derzeit möglichen Bleimenge, nur 45 kg pro 300 l oder ca. 150 g/l. Ich habe Pfleumer vorgeschl, dieses Frage unmittelbar bei der Reichsstelle klären zu lassen.

c) Die dritte Möglichkeit zur Verbesserung [illegible] benzin läuft zwar mit [illegible] Petroleumindustrie liefert seit einigen Jahren Cyclohexan. Diese Verbindung von 15 % [illegible] fähigem Leichtbenzin erhöht, um den [illegible] Leichtbenzin auf eine O.Z. von 69 - 70 [illegible] und, da die Bleiempfindlichkeit [illegible] be von Blei einem Maximum mit einer O.Z. [illegible] zu erreichen. Da ca. 75 % des normalen [illegible] kommen, d.h. 3/75 Mill. t paraffinfreies [illegible] und dieses paraffinfreie Rohöl lt. Anlage [illegible] 18 % Leichtbenzin enthält, so

Ruhrchemie
Aktiengesellschaft
Oberhausen-Holten

Oehm!

Reisebericht Rumänien 16.7. - 6.8.1941

4.805

Entsprechende Gasölproben sind vorhanden.

5.) Herr Dr. Meyeringh interessierte sich [illegible] für die Möglichkeit, die schlechten asphaltischen rumänischen Schmieröle durch Zusatz von synthetischen Ölen zu verbessern. Diese Möglichkeit dürfte auch in Kriegszeiten gegeben sein und wird unsere [illegible] sprechenden deutschen Heeresstellen empfohlen.

[illegible]

Ruhrchemie
Aktiengesellschaft
Oberhausen-Holten

Geheim!

Reisebericht Rumänien 18.7. - 6.8.1941

Die jetzt geübte Herstellung von [illegible] durch Zumischung von Oxydationsöl, aber auch die aussichtlich geplante Zumischung von [illegible] eben angeregte Reformierung von Benzinen [illegible] lung von Fliegerbenzin wirken alle in der [illegible] dass der gesamten rumänischen [illegible] entzogen werden, so dass theoretisch [illegible] bleiben, für die keine Absatzmöglichkeiten [illegible] handen ist zwecks Aufstellung auf [illegible] kurve für Autobenzin. Natürlich [illegible] lichkeit eines Reforming-Verfahrens zu [illegible] in dem Bericht unter Berücksichtigung der [illegible] beschrieben, ist bei der Astra eine Reformierungsanlage vorhanden, die z.Zt. völlig unausgenutzt steht, aber einen Einsatz von 500 t/Tag gestattet, mithin eine Jahreskapazität von 150 000 t hätte. Da die verarbeiteten Rohöle bei der augenblicklichen Produktion ca. 300 000 t Schwerbenzin enthalten, so würde die Anlage ausreichen, um etwa die Hälfte des Schwerbenzins zu reformieren. Hierbei würden allerdings [illegible] des Benzins verloren gehen, von denen ca. 1/4 durch Polymerisation der beim Reformingprozess entstehenden Gase als Benzin gewonnen werden könnten. Es wäre zu überlegen, ob an dieser Stelle nicht eine gezielte eingefügte katalytische Spaltung besseres Dienste leistet. Es würde sich lohnen, die Möglichkeit zu prüfen, in die bestehende Reforming-Anlage entsprechende katalytische Spalthammern einzubauen. Bei der katalytischen Spaltung hätte man den Vorteil, dass die Ausbeute an Benzinen höher wird, die Siedelage der Benzine niedriger und die Benzine ausserdem höhere Oktanzahlen haben. Auch die entstehenden Gase sind wesentlich wertvoller, besonders unter Be-

T-013 300 5.41

Ruhrchemie
Aktiengesellschaft
Oberhausen-Holten

Geheim !

Reisebericht Rumänien 18.7. - 6.8.1941

Hauptlaboratorium
15.Aug.1941 Fr/Ma

I 1807
033294

Im Kurvenblatt R 9 sind charakteristische Leichtbenzinsiedekurven wiedergegeben, wobei die Kurve 3 die Siedekurve für das gesamte paraffinöse Leichtbenzin der Concordia und die Kurve 4 die Siedekurve für das paraffinöse Leichtbenzin der Astra darstellt. Man sieht aus den Kurven, dass die verschiedenen Raffinerien recht verschieden schneiden. Ferner habe ich von Herrn Dr.Pamela von der Concordia eine Untersuchung durchführen lassen über die Oktanzahl des bis 90°C und des zwischen 90 und 150° siedenden paraffinösen Leichtbenzins. Die Resultate sind in Kurvenblatt R 10 wiedergegeben. Der bis 90°C siedende Teil hatte eine Oktanzahl von 79, während der zwischen siedende Anteil eine Oktanzahl von 54 hat. Leider ist der Siedeverlauf der Kurve sehr abweichend von den normalen Produkten der Concordia und der Astra.

b) Öle.

Weitere Unterschiede ergeben sich in den Kerosin- und Gasölfraktionen, die aus den verschiedenen Rohölen gewonnen werden. Die Stockpunkte der Gasöle fallen von den paraffinischen bis zu den naphthenisch-oktanhaltigen, ebenso fallen allerdings auch die Dieselindices.

Dieselindex = $\frac{\text{A.P.I.-grade} \cdot \text{Anilinpunkt} \cdot \text{A}}{100}$

Cetanzahl = Dieselindex . 0,8 + 10.

Ich habe diese Verhältnisse in dem Kurvenblatt R 11 nach Angaben der Concordia und der Astra dargestellt. Während der Stockpunkt der paraffinischen Gasöle bei + 5° liegt, sinkt er für die naphthenisch-oktanhaltigen bis auf -20 bis -30° ab. Die Dieselindices fallen

T-Bll. 888 8. 41.

Ruhrchemie
Aktiengesellschaft
Oberhausen-Holten

Geheim!

Hauptabteilung

Reisebericht Rumänien 18.7. - 6.8.1941

15. Aug. 1941 Fr/Bu

003285
41803

1.) Aromatisierung der zwischen 90 und 150° siedenden Paraffinbasen Leichtbenzine, um die O.Z. von ca. 50 auf 74 heraufzusetzen und damit gleichfalls Fliegerbenzinqualitäten zu erreichen.

Es bestehen nur geringe Bedenken technischer Art, dagegen solche, derartige Anlagen überhaupt in Rumänien zu bauen.

2.) Herstellung von Toluol aus dem aus paraffinbasen Leichtbenzinen herausgeschnittenen Heptan.

Die Möglichkeit hängt ab von dem Vorhandensein geeigneter Fraktionen im rumänischen Leichtbenzin, wofür eine eingehende Untersuchung dieser Benzine erforderlich ist.

3.) Katalytisches Reforming der Schwerbenzine zwecks Erhalt ausreichender Mengen Leichtbenzin bei Verwendung des rumänischen straight-run-Leichtbenzins auf eine der infrage kommenden Weisen als Fliegerbenzin.

Zur Beantwortung der Frage, ob dieses Verfahren möglich ist, wären die Schwerbenzine auf ihre Spaltbarkeit nach dem Ruhrchemie-Verfahren näher zu untersuchen. Entsprechende Proben sind bestellt.

4.) In einer Diskussion mit Herrn Dr. Meyerinck wurde von mir vorgeschlagen, in den Gasölstrom bestehender Spaltanlagen entsprechende Reaktionskammern mit Spaltkontakt einzubauen. Hierdurch würde voraussichtlich eine wesentliche Verbesserung der Oktanzahl der Spaltbenzine bewirkt werden. Da die Preisdifferenz zwischen 62 und 69 O.Z.-Benzin ca. 700 Lei beträgt, könnte hier unter Voraussetzung billiger Anlagekosten eine für Rumänien durchaus interessante Verbesserung der Spaltanlagen möglich sein. Die Frage ist, wie das Gasöl sich katalytisch spalten lässt und wie der Blendwert der entstehenden Benzine sowie die Benzinausbeute sich einstellen werden.

Ruhrchemie
Aktiengesellschaft
Oberhausen-Holten

Geheim!

Kennzeichnung

Reisebericht Rumänien 18.7. - 6.8.1941

15. Aug. 1941 Dr/Hm

013296

4180.7

bei einem Siedeverlust von 2 % die Daten etwa folgende

	d_{15}	M.O.Z.
paraffinisch	0,730	60 - 63
semiparaffinisch	0,720	64
nichtparaffinisch	0,735	66 - 68
" oktanhaltig	0,740	71 - 76

Für Schwerbenzin, zwischen 115 und 190°C siedend, mit einem 45 % - Punkt bei 150°, sind die entsprechenden Daten folgende:

	d_{15}	M.O.Z.
paraffinisch	0,765	54
semiparaffinisch	0,760	58
nichtparaffinisch	0,780	60
" oktanhaltig	0,795	60

Für den zwischen 150 und 200° siedenden White Spirit mit einem Flammpunkt von 29° wurden mir folgende Daten gegeben:

	d_{15}	M.O.Z.
paraffinisch	0,771-0,795	24 - 30
semiparaffinisch	0,790	40
nichtparaffinisch	0,800	48
" oktanhaltig	0,808	54

Weitere Daten für die Benzine ergeben sich aus dem Blatt B 7. Hier habe ich eine Reihe von Angaben zusammengefasst, die mir von den Raffinerien gemacht worden sind, und die gleichfalls einige Anmerkungen über Oktanzahlverlauf mit der Siedekennziffer bei den verschiedenen Benzinsorten enthalten. Nach Angaben von Dr. Debis verläuft beispielsweise bei Aufteilung des oktanhaltigen Leichtbenzins in 10 % - Fraktionen die Oktanzahl von 60 bis 62 fast gradlinig.

T-813. 500. 5. 41.

Ruhrchemie
Aktiengesellschaft
Oberhausen-Holten

Geheim!

Hauptlaboratorium

Reisebericht Rumänien 18.7. - 6.8.1941

15.Aug.1941 Tr/Rm

003297
41810

rücksichtigung der Tatsache, dass die Astra Romana eine Anlage zur Alkylation bekommt, für die bekanntlich die Abgase aus der katalytischen Spaltung hervorragend geeignet sind, da sie einen sehr hohen iso-Butan- und iso-Butylen-Gehalt aufweisen.

Die im Programm genannte Frage der Herstellung von Fliegerbenzin durch Aromatisierung der Anteile des Reichbenzines, die zwischen 90 und 150°C siedem, kann endgültig erst entschieden werden, wenn die entsprechenden Leichtbenzinproben vorliegen. Heute kann man aber schon sagen, dass die Aussichten für die Durchführbarkeit gute sind. Wie in dem Kapitel "Erdölvorkommen in Rumänien" ausgeführt und in der Skizze 2 schon dargestellt, enthält ungefähr die Hälfte des Reichbenzines Aromaten. Der die 90° siedende Teil der paraffinischen Leichtbenzine dürfte mit Sicherheit eine O.Z. von 75, wahrscheinlich etwa 77 haben. Die zwischen 90 und 150° siedenden Anteile haben etwa O.Z. von ca. 50. Es würde sich also darum handeln, durch Aromatisierung diesem Anteil eine O.Z. von ca. 90 - 95 zu bringen. Erfahrungen an Deutschen Benzinen zeigen, dass dieses mit guter Ausbeute möglich ist und auch technisch keine besonderen Schwierigkeiten bereitet, wenn auch auf gewisse aufweichende Eigenschaften Rücksicht zu nehmen ist, die eine etwas andere Bemessung der Anlage notwendig machen, als sie bei den reinparaffinischen Fischergemischen erforderlich ist.

SAFE FILM

Ruhrchemie Aktiengesellschaft
Oberhausen-Holten

Abt.HL - Tr/Hm.

J.-Nr. 42/3/2.

Geheim!

14. März 1942.

Herren Professor M a r t i n
Direktor Dr. H a g e m a n n 003298
Direktor A l b e r t s
Direktor von A s b o t h

11811

Betrifft: Bau der LT-Anlage.

In 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 Kohlenwasserstoffe, die niedriger als Heptan sieden, und etwa hälftig aus C_5 und hälftig aus C_6 bestehen, 8,5 Teile Crackgas mit einer Kohlenstoffzahl von ca. 2, das im wesentlichen aus Methan, Äthan 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 einmaligem Durchgang nicht vollständig umgesetzt. Die Umwandlung von 100 Teilen Heptan in einmaligen Durchsatz sieht folgendermaßen aus: Unumgewandelt 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 Mischungsverhältnis von Frischeinsatz zu Gesamteinsatz wie 1 : 1,84 ist. Bei der Herstellung von Reintoluol treten Ver-

76,6 = Ausb. 41,6 (theor.)

Ddr. Kg.
Rg.

A/B 50000 2 42 36539 G/VTDR

11812
003299

luste ein, und zwar wird nach Laboratoriums- und halbtechnischen Betriebsergebnissen damit gerechnet, daß bei der Schwefelsäurebehandlung 2 % des eingesetzten Rohtoluols als Säureharz verloren gehen und bei der darauf folgenden Redestillation 5 % des Destillationseinsatzes als Rückstand verbleiben. Daraus ergibt sich eine Gesamterzeugung an Toluol, gerechnet auf das eingesetzte Heptan, von 76,6 x 98 x 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 Kontaktauswechselung 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 Dauerbelastung 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 C_7 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

- 3 -

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	1 300 t
	19 000 mato

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

Krupp	700 t
Hoesch	4 400 t
	5 100 mato

aus dem Produkt der
mit 7,5 % Heptangehalt. Somit können insdem Druckanlagen 380 t Heptan pro Monat erzeugt werden. Aus der RB-Druckanlage steht infolge der Aufarbeitung zu Ölen praktisch kein C_7 zur Verfügung. In ganzen fallen also an 2 205 t Heptan (Reinmass). Diese werden in den von den einzelnen Anlagen uns zu liefernden Benzinen in einer Konzentration von ca. 18,5 % enthalten sein. Demnach würden jährlich 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 diskontinuierliche, 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.

A/B 42800 11 61 24878 G-0752

M 181

003301

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 m^3, sie kann daher 140 t Produkt aufnehmen. Als Schnitte sind zu erwarten pro Destillation 78 t unter C_7 siedend, 7,5 t Zwischenfraktion zwischen C_6 und C_7, 21 t Reinheptan, 7,5 t zwischen C_7 und C_8, und 26 t C_8 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 Jato, 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 Arbeitsgänge wird leisten können, da bei 8 000 Jahresstunden für den einzelnen Arbeitsgang 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 Std. zur Verfügung stehen, eine Zeit, die sicherlich ausreichend ist. Dr. Bayerl rechnete bei der Rücksprache mit 100 t aufzuteigendem Destillat

pro Stunde in der 2,5 m ϕ 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 Blasennachfüllung 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 C_7 nötig, diese müssen mit einem 1,84-fachen Rücklauf in die Anlage eingesetzt werden. Es ergibt sich eine Gesamtheptanleistung von 44 000 Jato. Bei 8 000 Arbeitsstunden ergeben sich damit 5,5 t Heptan Einsatz/Std. = 8 m^3/Std. Im Gegensatze 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 dadurch trotzdem höher als das früher der Fall war, da

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.

Im Gegensatze 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 Benzin- wie die Luftzeit = 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 Spaltanlage. Dieses Modell hat ein Füllvolumen von 15 m^3 bei 7,5 m^2 Querschnitt und entsprechend 2 m Kontaktfüllhöhe. In jeder der 3 Gruppen sind 5 Reaktoren vorgesehen mit je 15 m^3 Kontaktinhalt = 75 m^3 Kontaktinhalt pro Gruppe insgesamt oder 225 m^3 pro Anlage. Außerdem ist in jeder Gruppe ein Reservereaktor geschaltet, damit immer, auch bei Auswechslung des Kontaktes, 15 Reaktoren im 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 52,5 t Kontakt, die ganze Anlage mt-

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 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 mit der 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 ausgetrieben, 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

den Schaltgang einer Gruppe durch und rechnet mit halbstündiger Schaltzeit, d.h. 1,5 stündiger Gesamtschaltperiode, so ergeben sich folgende Zahlen: Bei 5,5 % Stundenumsatz scheiden sich pro Stunde 82,5 kg Kohlenstoff auf dem Kontakt ab. Da die Reaktion in einer Gruppe 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 to 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 wärmeliefernde 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, 680 WE/100 kg Kontakt oder 355 000 WE pro Gruppe à 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 x 5 500 = 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 weitere Möglichkeit, den Wärmeüberschuß zu beeinflussen. Führt man dieselbe Rechnung, die oben für 30 Min. ausgeführt, wurde, einmal

Durchschrift

A/B 50000 2 48 25539 G/0758

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°, aus der Reaktion unverändert 355 000 WE, insgesamt 555 000 WE, das entspricht einer Temperatursteigerung von 42,4°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°. Die Reaktionswärme 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. Mithin 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 beim garantierten 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 lediglich durch Herabsetzung der Anlage in besonderer Weise auf die halbe Leistung. Die Anlage

- 10 -

A/S 50 800 8 41 24070 G/0753

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 x 0,03 x $\frac{45}{60}$ = 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 Einzelschaltschritte 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 m³ 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

beträgt 25 000 x 0,35 x $\frac{45}{65}$ x 70 = 459 000 WE. Der Abkühlung 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 Kreislaufgas 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°C Temperaturdifferenz. Es bleibt dann eine Temperaturdifferenz von 68,3° übrig. Ca. 50 000 WE werden noch abgeführt durch Kreislaufgas 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 etwa über 3 % 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 Kreislaufschritt und der Wasserstoffschritt ausfällt, so daß auf je einem Kreislauf- 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 % O hereinbekommen kann. So hohe Zahlen sind praktisch noch nie erreicht worden. Damit wäre die Wärmeführung

1822

003309

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 Tabelle 3/ aufgeführten Zeiten für die einzelnen Schaltperioden vorgesehen. Hinter den Zeiten ist jeweils die Geschwindigkeit in 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 geschlossenem 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-

A/S 00000 2 43 25530 G/9750

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 Blasezeit 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 m^3, Trockenwasserstoff zwei à 7 500 m^3, Rauchgas zwei à 5 000 m^3, Spülwasserstoff zwei à 2 500 m^3. 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 m^3. 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 m^3/Std. Es wird vorgeschlagen, die Silikagel-Anlage für 4 500 m^3, d.h. mit rd. 20 % Sicherheit über den maximalen Bedarf, auszulegen. Der Erzeugungsbedarf wurde folgendermaßen errechnet: In einer gesamten Schaltperiode von 90 Minuten werden 6 x 4 Min. Rauchgas gebraucht,

Durchschrift

A/S 3000 3 45 3539 64/58

1824
003311

im ganzen also 24 Minuten Rauchgas = 26,5 % der Zeit. Da die Strömungsgeschwindigkeit des Rauchgases ca. 5 000 m^3/Std. beträgt, beträgt der Rauchgasbedarf 1 330 m^3/Std. Bei den kurzen Schaltperioden ist der Rauchgasbedarf 6 x 2 Min. = 12 Min. in einer Stunde = 20 %, also etwas niedriger. Bei den 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 m^3/Std. auszulegen. Zur Erzeugung der laufend gebrauchten 1 330 m^3 Rauchgas werden 330 m^3 Kokegas gebraucht, die bei 4 500 WE 1,5 Mill. WE liefern. Es wird vorgeschlagen, die Rauchgaserzeugung mit der Silikageltrocknung zu kuppeln 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 vom 19.11.1945 (Ur.344) beschrieben sind, mit der Firma Herrmann festgelegt wurde. Es ist zu überlegen, ob es zweckmäßig sein wird, evtl. Rauchgas aus dem vor der Reaktorengruppe eingeschalteten Wasserstoffrekuperator herauszuziehen, 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, Syntheserestgas anstelle Kokegas einzusetzen, aber gefunden, daß sich keine wesentliche Einsparung an Verbrennungs-

A/B 8000 3 46 8815 0/758

Durchschrift

Kalorien ergibt. 003312

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 Stillsetzungsvorgänge usw. notwendigen Rauchgasvorrates dient, wird vorgeschlagen, ihn 2 000 m^3 groß auszulegen. Um die Silikagel-Anlage klein zu halten und eine gleichmäßige Belastung zu haben, haben wir im Gegensatze 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 Blasung, die 10 bis 15 Minuten dauert, werden ca. 1 200 m^3 Wasserstoff benötigt. Bei dem Normalverbrauch von 2 500 m^3 trockenem Wasserstoff pro Stunde werden 1 250 m^3 Wasserstoff in 15 Minuten entnommen. Bei kontinuierlichem Arbeiten der Silikagel-Anlage die bei normaler Belastung einem Durchsatz von 2 500 m^3 hat, werden in ¼ Std. 625 m^3 Wasserstoff nachgeliefert, so daß die Bewegung des Gasometers 625 m^3 ist. Man sollte den Gasometer 3 000 m^3 groß auslegen, dann würde er um je 20 % seines Volumens in ¼ Std. bewegt werden. Der Gasometer für feuchten Wasserstoff ist genau so berechnet wie der für trockenen, auch mit 3 000 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-

stoff verbraucht wird, würde eine Annäherung der Inserten zwischen den beiden Gasometern Frischwasserstoff und Trockenwasserstoff stattfinden. Es ist daher vorgesehen, daß hinter dem Gebläse, das die Silikagel-Anlage mit Wasserstoff beschickt, eine Abzweigleitung angebracht wird, die Wasserstoff aus diesem Kreislauf heraus in den 4. Gasometer, den Spülwasserstoff-Gasometer, bringt. Der Spülwasserstoff-Gasometer liegt im Nebenschluß zum Spülwasserstoff-Kühlaggregat und im Nebenschluß zum Reaktionswasserstoff-Kühlaggregat. Er dient als Reservoir für den Gaskompressor der Ölmische. Der Spülwasserstoffkreislauf speist dann wieder den Kompressor. Da pro Reduktion ca. 140 m³ Wasserstoff verbraucht, aber pro Reaktion ca. 1 100 m³ erzeugt werden, so ist, wenn man eine Verdoppelung der inerten Gehalten im trockenen Wasserstoffkreislauf zuläßt, die aus dem Trockenwasserstoffkreislauf in den Spülwasserstoffkreislauf herüber zu drückende Menge = 140 m³/Reaktion oder 280 m³/Std., da pro Reduktion ca. 140 m³ Wasserstoff zu Wasser oxydiert werden. Erzeugt werden 2 200 m³ Wasserstoff/Std., außerdem werden erzeugt 190 m³ Crackgas und ferner wird, wie oben ausgeführt, in der Stunde zweimal mit je 200 m³ Spülwasserstoff gespült, so daß die reine Gasleistung des Kompressors ca. 2 800 m³/Stunde beträgt. Dazu kommt noch die Dämpfeleistung bei ca. 300 g Benzinmenge, die dampfdruckmäßig zu erwarten ist. Das Dämpfevolumen beträgt bei einem Molgewicht von 90 21,6 m³. Sämtliche Zahlen sind auf 0° 760 reduziert. Außerdem muß noch die Wasserstoffmenge kompensiert werden, die aus dem Trockenkreislauf in Höhe von stündlich 280 m³ rückgebissen

wird, das ergibt eine Summe von rd. 3 290 m³. Der Kompressor wird also für eine Ansauggleistung von 4 000 m³ und 16 atü auszulegen sein. Entsprechend dieser Gas- und Kompressorgleistung von insgesamt 3 290 m³ sollte der Hydrierwasserstoffgasometer, der die ganzen Unregelmäßigkeiten der Gruppe aufzunehmen hat, mit 3 000 m³ ausgelegt werden.

Wir kommen nunmehr zur Besprechung der eigentlichen Schaltung. Wir sind davon ausgegangen, sämtliche Ventile 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 gebannt ist. Das einzige Heißventil, das dicht absperren muß, ist lediglich das Benzin-Absperrventil. Das Ventil hat rechnerisch ca. 200 mm ϕ. Da wir Erfahrung haben mit 125 mm ϕ Ventilen, die jetzt bereits in mehrjährigem 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 Kühlerbatterien eine einzige Leitung gewählt in Gegensatz zu früheren Entwürfen, bei denen für Benzin und Luft verschiedene Leitungen gewählt wurden. Heute ist die Leitungszahl zwar verringert, die Benzinmenge aber vergrößert. Außerdem haben wir in der Zwischenzeit eine Reihe von Versuchen ausgeführt und die Aufspaltungen in mit Hilfsmitteln gefüllten Rohren

gerne-Rohren gemessen. Es ergab sich für 62 sek. Aufenthaltsdauer bei 460° 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. In leeren Pythagoras-Rohr waren die Aufspaltungen erst bei doppelter Aufenthaltsdauer von 125 Sek. so hoch wie oben für das mit Siliermalsplittern 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 dem oben genannten Aufenthaltsdauern zu rechnen ist. Es ist also durchaus ungefährlich, das Heptan durch dieselbe Leitung zu leiten wie das Benzin. Auch die Austrittsleitung ist ungefährlich, da hier schon die Volumenvermehrung des Heptandampfes auf ungefähr den dreifachen Wert durch den entwickelten Wasserstoff 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 Einzelzuleitungen zu den Reaktoren automatisch bediente Absperrventile vorgesehen, die bei Heptaneinsatz geschlossen

A/G 42000 11 41 24878 G/0753

gefährlich, den Reaktor durch dieselbe Leitung zu betreten, die
die Reaktion. Auch die Austrittsleitung ist ungefährlich, da
hier schon die Volumenvermehrung des Reaktionsgases auf mehr
als das dreifache Wert durch den entstehenden Wasserstoff eingetreten ist und die Leitung ausserdem wirksam
mässig schmal isoliert werden kann, so dass die mittlere
Gastemperatur dort nur noch etwa 40° beträgt und eine
Brandgefahr damit völlig ausgeschlossen ist. Für die Einstellung der einzelnen Reaktoren auf Luft werden Drosselventile vorgesehen, damit eine gleichmässige Beaufschlagung gewährleistet ist. Da diese Drosselventile bei der kleinen Heptanmenge völlig wirkungslos werden, so sind in den Einzelzuleitungen 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 KC-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 Luft-Rauchgas- 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 1500 und 2 500 m^3/Std. haben. Er ist ohne weiteres so auszulegen, 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 Heißgasstrom 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-Rekuperatur Wasserstoff stehen. Es ist vorgesehen, den Wasserstoff gleichfalls durch die Brennkammer gehen zu

A/S 50000 8 41 24079 G/0783

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 Benzinperiode 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.Schnack 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 Sicromal 8 auf die Dauer Temperaturen von 650°C nicht gewachsen ist, im Gegensatze zu dem, was Dr.Schiffler und seine Mitarbeiter bei den Deutschen Röhrenwerken uns immer wieder mitteilen. Wir messen nämlich an 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 1½-jährigen Betrieb sehr bedenkliche Veränderungen zu beobachten. Bemißt man den Reaktor klein, muß man bekanntlich mit der Rohrwandtemperatur sehr heraufgehen und die

Durchschrift

A/S 50600 2 43 25539 G/OTH

093319

1832

Gefährung des Reaktors wird groß. Da in der Katerfabrik Beobachtungen gemacht wurden, daß bei Wasserstoff-Rekuperatoren die Wasserstoff-Eintrittsseite infolge Korrosion beschädigt wird, die dadurch zustande kommt, daß infolge der guten Wärmeleitfähigkeit des Wasserstoffs der eintretende Wasserstoff die Rohrwände so stark kühlt, daß auf der Rauchgasseite 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, sämtliche 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 einseln ausgebildet werden. Im Nachfolgenden geben wir eine Tabelle, in der wir die Gasgeschwindigkeiten und die Ventildurchmesser festgelegt haben (vgl. 1844). Es 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 gestattet, 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 ungewöhnlich hoher Kohlenstoffabscheidung, um die Anlage

A/B 50000 2 42 36139 6/0726