liegt bei den deutschen Anlagen, wo nur ein Teil des n-C_4 in die Iso-Anlage geht, im Rahmen der Betriebsreserven, bei der Anlage Ruat dagegen ergibt sich für die Butantrennung eine Mehrbelastung von 25 - 30 %, was neben einem höheren Energieverbrauch eine Vergrößerung des Kolonnendurchmessers von 2,4 m auf 2,9 m bedeutet. Die dadurch auftretenden Mehrkosten können, wie durch Herrn O.I. Keinke nachgewiesen wird, durch Kontaktersparnis auch bei den rumänischen Preisen für $AlCl_3$ nicht ausgeglichen werden. Eine Senkung des Umsatzes auf 30 % wird aber für zwecke mäßig gehalten und deshalb vorgesehen. Die Iso-Anlage wird also ausgelegt für 3 t/h i C_4 - Ausbeute im Ausbau B bei 30 Umsatz und die Butantrennung entsprechend bemessen.

3.) Trocknung des Einsatzbutans.

Es wird festgestellt, dass die von der "Astra" vorgeschlagene Trocknung des Einsatz- nC_4 nicht erforderlich ist und dass bei dem Wassergehalt von 0,02 % keine Korrosion zu befürchten ist.

4.) Kontaktofen.

Zu der Wahl des Ofendurchmessers von 1100 mm statt 1700, wie ursprünglich für Ruat vorgesehen, wird folgendes festgestellt. Wenn tatsächlich, wie von der Astra befürchtet wird, schädliche Nebenreaktionen mit hoher Wärmetönung auftreten sollen, kann die Temperatur auch im 1100er Ofen nicht mehr beherrscht werden. Bei der hohen Ausbeute von 95 % und mehr können aber keine wesentlichen Nebenreaktionen mehr auftreten, und die Umwandlung von nC_4 in i C_4 selbst kann auch keine hohe Wärmetönung haben. Gegen die diskutierten Ofendurchmesser bestehen weder von chemischer noch von thermodynamischer Seite Bedenken. Wesentlich für die Wahl des 1100er Ofens ist aber die Tatsache, dass 1700er Öfen wegen den erforderlichen großen Wandstärken mit erträglichen Lieferzeiten augenblicklich nicht zu bekommen sind.

Eine Verringerung der Ofenzahl dadurch zu erreichen, dass man die Reaktionsschicht im Ofen erhöht und die Gasgeschwindigkeit und damit den Ofendurchsatz steigert, wird für unzweckmäßig gehalten. Es besteht die Möglichkeit, dass dann in der untersten Zone nur noch wirkungsloser Schlamm sitzt. Außerdem soll über der Kontaktschicht noch ein genügend großer freier Raum für die Nachreaktion des mitgerissenen $AlCl_3$ vorhanden sein.

5.) Ofenbelastung.

Die Ofenbelastung beträgt 220 N m^3/h Gas auf 1 m^3 Kontaktraum. Die Kontaktbelastung beträgt 1 : 3, bezogen auf die eingesetzte Kontaktmenge.

6.) Kontaktlieferung

Der Kontakt wird von der I.G. geliefert.

7.) Kontaktverluste durch Sublimation.

Bei den Versuchen in Leuna treten nur sehr geringe Sublimationsverluste auf. An Stelle des Filters hinter dem Kondensator wird jetzt in die Abgasleitung ein weiterer Ofen geschaltet. Dieser ist mit Raschig-Ringen gefüllt, die zu Beginn des Betriebes mit Kontaktschlamm benetzt werden. Dem subliniertem $AlCl_3$ wird hier Gelegenheit zur Nachreaktion gegeben. Um ein Absetzen des $AlCl_3$ in den Leitungen und damit ein Verstopfungen zu vermeiden, werden die Abgasleitungen beheizt.

8.) Anordnung des Kontaktes auf Trägern.

Versuche mit $AlCl_3$ auf Trägern in Leuna haben ergeben, dass diese
*) gar *) ks

Anordnung keine betrieblichen Vorteile bringt und dazu unwirtschaftlicher ist. Da nur die Oberfläche reagiert, hat das reine $AlCl_3$ den Vorteil, dass sein Korn einen großen Kontaktmmmx-vorrat bildet, was bei der diskontinuierlichen Füllung des Ofens eine längere Betriebszeit ergibt. Der sich bildende Schlamm ist noch bis zum Schluss wirksam. Das Abschlammen bereitet keine Schwierigkeiten. Bei Trägerkontakten besteht größere Gefahr, dass unerwünschte Nebenreaktionen auftreten.

9.) H Cl - Kreislauf.

Der große Anteil an Propan und Butan im HCl-Kreislauf war durch die Arbeitsweise der Destillation bedingt, weil ursprünglich das ganze Kopfprodukt verflüssigt wurde. Jetzt wird das HCl gasförmig abgezogen und es ergibt sich dadurch eine erhebliche kleinere Kreislaufmenge. Am Ofeneingang wird jetzt mit folgender Gaszusammensetzung gerechnet:

15 % HCl; 81 % nC_4H_{10}; 1,5 % iC_4H_{10}; 2,5 % C_3H_8 .

Der Rückfluß der Kolonne beträgt jetzt 1:2,3 . Bei den Versuchen wird mit einem Rückflußverhältnis von 1:1 noch ein guter Reinheitsgrad erreicht. Das theoretische Rückflußverhältnis liegt bei 1:0,4 .

10.) Verflüssigung des Reaktionsgemisches.

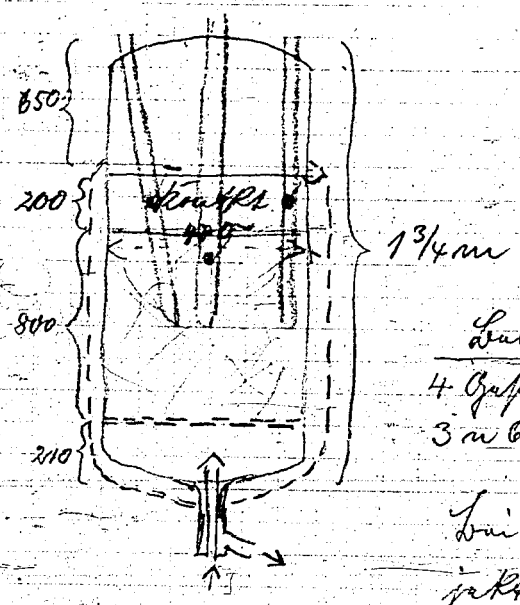
Der von der Astra vorgeschlagene Verzicht auf die totale Verflüssigung des Reaktionsgemisches hat vor allem den betrieblichen Nachteil, dass die Fahrweise der Anlage sehr unelastisch wird. Die bei einem HCl-haltigen Gas von Leuna befürchteten Schwierigkeiten an den erforderlichen Kompressoren, sind in den Herrn Jaberg bekannten Anlagen nicht aufgetreten.

Reinfuss

00001282

7.5.42

„500 mm" Spaltofen Me 52



40 l Lst HCl_3 - Fe haltig

z.z. 160 l Gasgemisch - Flüssigk.

= 136 l Butan mit 15% C_4, 4% C_3

Temper. 91 – 96°

Lsl.	~~Umsatz~~	~~Ausbeute~~	~~Umsetzzeit~~
4 Gasgemisch 3 m C_4H_{10}	30-35	98	~~1 Tag~~ dunkel

Bei besserer C_4-Trennung (Flüssigkeit: 85% m C_4H_{10} ein Fingerzeig = C_4

Füllkörperhöhe: Jetzt 1:4

im 250 mm Ofen:
2 m Füllk. 1 m Kl
und
2 m Füllk. 20 mm Kl
Kürzer Unterschied

Zu Kogiftkam: 1 m Kl + 2 m Füllk.

00001283

FRIEDRICH UHDE
Ingenieurbüro
und Fabrik für chem.Apparate
Zweigbüro Leuna Werke

VERFASSER: Dr.Oldenhage

Durchdruck an: die Herren
OI Keinke
Dr.Pohl
Ing.Kröger — Herrn Dr. Kaufmann
Dir.Dr.Köhler
DI Palzer
DI Griephan
DI Reichardt
DI Stanjek
DI Ewald
Ing.Liebscher
Ing.Kirmsse
Ing.Altheide
Dr.Oldenhage
1 x Akte

AKTENNOTIZ

über die Besprechung mit:

Herrn OI Keinke
" Dr.Pohl
" Ing.Kröger

in Leuna am 28.u.29.7.42

Anwesend: die Herren:
OI Keinke
Dr.Pohl vom Ammoniakwerk
Ing.Kröger

DI Palzer Ing.Altheide
DI Griephan Dr.Oldenhage
DI Reichardt
DI Stanjek
DI Ewald
Ing.Liebscher

AT 244/Allg. 16.Aug.1942
Dr.Kö/Pz/sta

Isomerisierungsanlagen

1) Zweck der Besprechung
Um die endgültige Berechnung und Konstruktion der Iso-Anlagen durchführen zu können, sollen alle noch bestehenden Unklarheiten beseitigt werden. Dabei sollen die in der Versuchsanlage Leuna gemachten Betriebserfahrungen verwertet werden.

2) Unterlagen
Als verbindliche Unterlagen haben zu gelten:
1) Mengenschema Ruat III
2) Messinstrumentenschema M 5016
Eine Aktennotiz mit den Messgeräten wird uns von Leuna eingereicht. Für alle deutschen Anlagen beträgt der Umsatz 25 %, für die rumänischen Anlagen 30 %, bezogen auf nC_4H_{10}.
Die Ausbeute = 95 %.
Der HCl-Anteil beträgt 18.6 Mol % der Eingangsbutanmenge.
Die über Kopf der HCl-Kolonne gehenden Produkte sind 76 Mol % HCl und 24 Mol % Kohlenwasserstoffe. Der Rücklauf am Kopf der Kolonne steht im Gewichtsverhältnis 1:2,5.
Die Produktanteile betragen 30 Mol % HCl, 32 Mol % C_3H_8 und 38 Mol % C_4H_{10}.

3) Grösse der Anlagen und Anfahrtermine
In Leuna kommen Kontaktöfen mit einem Durchmesser von 1000 mm und einer Leistung von je 250 kg/h iC_4H_{10} zur Aufstellung. Die Öfen in allen übrigen Anlagen haben einen Durchmesser von 1700 mm und eine Leistung von 500 kg/h iC_4H_{10}.
Die Ofenzahl und Leistung ist:

Anlage	iC_4H_{10}-Erzeugung in kg/h Soll-Leistung	Kann-Leistung	Ofenzahl Betr.		Reserv.
Leuna	200	500	2	+	1
Scholven	1610	1500	3	+	2
Böhlen	1360				
"	1404	1500	3	+	2
Blechhammer	940	1000	2	+	2
Rumänien I	1670	2000	4	+	2
Rumänien II	2600	3000	6	+	2

Mit allen Anlagen liegen wir reichlich genug.
Die für die deutschen Anlagen vorgesehenen Anfahrtermine sind:

Leuna	1.11.42
Scholven	1. 2.43
Böhlen	1.10.43
Blechhammer	1.12.43

4) Produkt-Eingang
Das aus der Trennanlage bezw. dem Tanklager kommende n-Butan (20°C) wird durch n-Butan-Pumpen (von 4 auf 23 atü) den Verdampfern zugeführt. Menge wird durch Ovalradzähler (Kopp & Reuther) gemessen. Widerstandsthermometer und Manometer werden auf die Messtafel gezogen. Menge wird von Hand eingestellt. Bedienung von der Messtafel aus.

5) Verdampfer
Für die Verdampfung der Eingangsbutane sind Einheitsverdampfer mit einer Heizfläche von 2,9 m² / Element vorgesehen. Produktseitig ist mit einer Temperaturspanne von 20°C auf 120°C zu rechnen. Es ist eine Hochdruckdampfheizung von 16 atü zugrundegelegt. Wir verlangen 18 atü.
In Rumänien steht als Heizmittel Warmöl zur Verfügung. Der Wärmeübergang ist etwas schlechter aber nicht wesentlich. Man kann deshalb mit demselben Wärmedurchgang rechnen. Öl-Temperatur = 350°C.
Die vorgesehene Anzahl der Verdampferelemente ist festgelegt

für Scholven = 7
für Böhlen = 6
für Blechhammer = 5
für Rumänien = 6 oder 8 Elemente.

Die genaue Zahl für Rumänien wird von Herrn Griephan noch geprüft. Ein in die n-Butan-Dampfleitung eingebauter Widerstandsthermometer wird auf die Messtafel gezogen.

6) Mischeinrichtung
Für das Mischen der Butandämpfe mit dem Kopfprodukt aus der HCl-Kolonne waren eine Düse und ein Orifice-Mischer vorgesehen. Da Schikanenmischer jedoch nicht zum Mischen von Dämpfen geeignet sind, soll der Orificemischer entfallen. Herr Keinke macht den Vorschlag, entweder Düse oder Propeller zu wählen. Es genügt schon, 2 Rohre zusammenzuführen und dann die Gase durch einen feststehenden Propeller (Winkelstellung= ca.50°) zu leiten. Hinter dem Propeller muss eine gerade Strecke von 2 m vorgesehen werden.

Vorschläge und Angebote für Düsen sollen von den Firmen Körting A.G., Hannover, und Wiegand, Merseburg, angefordert werden. Anfrage unter "Geheim".
Für Rumänien ist zunächst bei der jetzigen Auslegung der Anlage mit einer Geschwindigkeit von 85 m/sec. in der Düse zu rechnen. Bei höherem Ausbau ist auf 1[illegible] m/sec. zu gehen.
In Rumänien schwanken die Mengenangaben in weiten Grenzen. Deshalb soll der für normale Mengen ausgelegten Düse eine zweite, kleinere Düse oder ein Propeller parallel geschaltet werden.

7) Kontaktöfen
Die Zu- und Abgangsleitung der Ofenanlage erhält je ein Manometer. Ausserdem einen Differenzdruckmesser . Jeder Ofen erhält vor den Regelventil angeordnet 1 Grafometer und 1 Widerstandsthermometer. Alles auf Messtafel. Ausserdem werden in jedem Ofen 4 Widerstandsthermometer für Wentemperaturmessung eingebaut - je 2 auf Multi, 2 auf Taster (6-fach Schreiber). Da noch nicht einwandfrei geklärt ist, ob der Ofen Reaktionswärme nach aussen freigibt oder ob Wärme zugeführt werden muss, kann noch nicht gesagt werden, ob der Ofenmantel zu heizen oder zu kühlen ist. Nach amerikanischen Erfahrungen muss Wärme abgeführt werden. Die Ofenraumtemperatur soll 100°C betragen. Leuna sieht vor, den Ofenmantel zunächst nur zu beheizen. Es wird mit entspanntem Dampf geheizt. Das Kondensat wird in eine Tauchung geleitet, um einen geringen Gegendruck zu haben. Dampf vor jedem Ofen wird reguliert (auch auf Messtafel gezogen).
Leuna gibt die Wärmeabstrahlung des Ofens mit 36 WE/m²h an. Es soll jedoch mit 100 WE/m²h gerechnet werden.
Für Rumänien soll Dampf zum Heizen und Wasser zum Kühlen gewählt werden. Für alle Anlagen ausserhalb Leuna soll ebenfalls Gemischfahrweise vorgesehen werden. Der Kontaktraum wird mit Raschigringen aus Glas oder Porzellan gefüllt (10 mm). Porzellan ist am besten. Über den Bezug der Raschigringe ist näheres beim Einkauf I Leuna zu erfragen.
Der Schlammsammelbehälter steht durch 2 Ventile, die während des Betriebes offen sind, mit dem Ofen in Verbindung.
Das Ablassen des Schlammes in Entleerungsgefässe erfolgt diskontinuierlich. Die Entleerungsgefässe sollen mit Griffen zum Tragen versehen werden und einen Inhalt von 50 l haben. Es sollen etwa 10 Stück davon in Vorrat gehalten werden. Der Verschluss wird in der Art der Milchkannenverschlüsse ausgeführt. Konstruktionszeichnung wird von uns hergestellt.

Einen Standanzeiger am Schlammsammelbehälter hält Dr.Pohl nicht für notwendig, da der Betrieb nicht gefährdet wird, wenn der Zeitpunkt für die Entschlammung einmal überschritten wird. Leuna rechnet damit, jeden Tag einmal abzuschlammen. Bei anderen Anlagen evtl. in jeder Schicht. Die vollen Schlammfässer sollen mit Elektrokarren abgefahren werden.
Das Entschlammen geschieht unter Druck. Der Schlamm hat ungefähr eine Konsistenz wie Getriebeöl. Verstopfungsgefahr ist nicht vorhanden. Von den Ablassventilen unter dem Schlammsammelbehälter ist das obere Ventil 2" und das untere 1" zu wählen. Es kommen normale Ventile zur Anwendung. Die Zerstörung durch Korrosion geht nur langsam vor sich.

Ventile müssen gut isoliert werden und mit Dampfschlangen zum Heizen ausgerüstet werden.
In Leuna sind am Kontakt alle 3 Wochen 700 l $AlCl_3$ erforderlich. Das Schüttgewicht von $Al\,Cl_3$ beträgt 1,2 kg/l.
Der Kontaktabzug beträgt stündlich 5,6 kg.

Nach jeder Charge (3 Wochen) wird der Ofen vollkommen entleert. Der Kontaktschlamm ist vorerst nicht zu verwerten. Er wird auf die Halde geschüttet. Es soll noch geprüft werden, ob er evtl. zum Imprägnieren von Holz verwendet werden kann.
Die Stickstoffsperrung an den Ventilen soll entfallen. Das Spülen des Ofens mit Stickstoff bleibt bestehen. (Gase sollen über HCl-Vernichtungsbehälter in Gasometer geleitet werden.) Über das Entschlammen und Einspannen werden von Leuna Vorschriften bezüglich der dabei zu beachtenden Sicherheitsmassnahmen ausgearbeitet. Diese Unterlagen werden uns nach Fertigstellung zugeleitet.
Da in Rumänien kein Stickstoff zur Verfügung steht, ist die Frage des Ofenleerens und Füllens noch nicht geklärt.

c) <u>Kondensation</u>
Es ist damit zu rechnen, dass bei 30°C kondensiert werden muss. Bei höheren Temperaturen bestünde Gefahr, dass infolge Druckerhöhung Flüssigkeit in den Ofen käme und der Kontakt verschlammt würde. Es muss bei einem Druck von 16 ata im Ofen bleiben. Die Festlegung der endgültigen Temperatur steht noch aus.
In Leuna beträgt die Gesamtwärmeleistung 245 000 W./h. Nur da, wo genügend tiefgekühltes Kühlwasser in ausreichender Menge nicht zur Verfügung steht, ist evtl. mit Kühlbutan zu arbeiten.
In Rumänien steht Brunnenwasser von 18°C zur Verfügung. Damit liesse sich eine Kreislaufwasser-Temperatur von 25°C erreichen. Man könnte dann bei 35°C kondensieren. Schlesien hat kein Frischwasser. Die Wasserfrage der Einzelwerte muss noch geklärt werden. Das Durchhalten der Kontaktöfen geschieht durch Regeln der Kühlwassermenge. Deshalb sind Nachkühler unzweckmässig. Sie entfallen. Die Pufferbehälter hinter der Kondensation erhalten Standregelung. Dadurch wird die Förderleistung der Pumpen zur HCl-Kolonne geregelt. (Also Abhängigkeit von der Ofeneingangsmenge) Eine Umgehungsleitung ist nicht nötig, da sich Kreiselpumpen in weiten Grenzen der Fördermenge anpassen.
Die Pufferbehälter müssen ausser Stickstoffanschluss auch Pressluftanschluss haben.

9) <u>HCl-Kolonne</u>
Der Wärmeaustauscher vor der HCl-Kolonne besteht genau wie der Eingangsverdampfer aus Einheitselementen mit je 2,9 m² Heizfläche. Beim Vergleichen der für die Anlagen in Leuna und Rumänien vorgesehenen Gesamtheizfläche der Wärmeaustauscher wurde festgestellt, dass der für Rumänien gewählte Wärmeaustauscher zu klein ist. Die Zahlen sind nochmals zu prüfen. (Infolge der grösseren Flüssigkeitsmengen bei Rumänien sind die Durchflussgeschwindigkeiten grösser und damit die K-Werte wesentlich günstiger.)

Die Konstruktion der HCl-Kolonne wird durchgesprochen. Die für Rumänien gewählte 1200-er Kolonne soll bestehen bleiben, obwohl eine 1000-er Kolonne ausreichen würde.
Mit 59 Glocken wird der Glockenquerschnitt noch grösser als bei Leuna, der Druckverlust noch geringer. Die Kolonne wird nach Ansicht von Herrn Dr Reinke gut arbeiten.
Der Abstand zwischen Oberkante Schlitzende der Glocken und Wehr soll maximal 50 mm betragen.
Das Überlaufwehr an der Bandseite soll 5 mm tiefer gehalten werden, damit die Flüssigkeit auch an dieser Seite gut über das Wehr läuft.

Es ist vorgesehen, an der Kolonne einen Umlaufverdampfer zu montieren. (2 Verdampfer auf Lager). Wenn von Rumänien jedoch 2 für unbedingt notwendig gehalten werden, dann sollen auch beide angeschlossen werden. (Bleibt endgültig noch zu klären.)
An den Kolonnen-Rücklaufkondensatoren befinden sich Dampfeintritt und Flüssigkeitsaustritt an einer Stelle. Herr Reinke hat gegen diese Anordnung keine Bedenken. Es sollen möglichst viel Schikanen eingebaut werden, um grosse Wassergeschwindigkeiten (1 m/sec ist gut) und damit gute K-Werte (400 - 500) zu erreichen.
Zur Messung der Rücklaufmenge aus dem Kondensator in die Kolonne soll auf Vorschlag von Herrn Reinke ein Staugerät Verwendung finden, bei dem durch die Öffnung im Boden eines Behälters die Flüssigkeit abfliesst. Die jeweilige Flüssigkeitshöhe zwischen Ausflussöffnung und Flüssigkeitsspiegel im Gefäss und der Querschnitt der Bodenöffnung sind ein Mass für die abfliessende Menge.
Die Flüssigkeitsmenge ist:

$$Q = F \cdot 0{,}63 \cdot \sqrt{2 \cdot g \cdot h}$$

Wesentlich bei dieser Messeinrichtung ist, dass zwischen den Räumen oberhalb und unterhalb der Ausflussöffnung eine Druckausgleichsleitung gezogen wird.
Eine Konstruktionszeichnung über diese Messeinrichtung wird von Leuna hergestellt. Im Schlusskühler braucht die Produkttemperatur nicht unter 40°C gebracht zu werden.

10) HCl-Gehalt im Endprodukt
Zur Frage, wie der HCl-Gehalt im Endprodukt am zweckmässigsten zu indizieren und zu überwachen ist, sagt Herr Dr.Kohl, dass eine Automatik zu kompliziert sein würde. Ein pH-Messer ist nicht zu empfehlen, da er nur in Verbindung mit Wasser arbeitet.
Die beste Methode ist, durch regelmässiges Titrieren den evtl. vorhandenen HCl-Gehalt im Produkt festzustellen.

Mitteilungen

616

00001288

z. K. 18.2.43

I.G.Farbenindustrie Akt.Ges.
Stickstoff-Abteilung
Herrn Dir.Dr.Müller-Cunradi

Ludwigshafen (Rhein)

Ø Herrn Dir.Dr.Goldberg
Ø Herrn Dir.Dr.Schneider
" Dir.Dr.v.Staden
" Dir.Dr.Herold
AWP Me
AWP Bln/A

MG/Bn 29.I.1943 AWP Dr.Kä./Me./ 16.Febr.1943

Isomerisierungs-Arbeiten.

In Ihrem an Herrn Dir.Dr.Schneider gerichteten Schreiben erwähnen Sie Isomerisierungsarbeiten, die in Oppau durchgeführt sind und über die auf verschiedenen Besprechungen über "Verarbeitung von Kohlenwasserstoffen" berichtet worden ist, wobei betont wird, dass es nach den Oppauer Versuchen möglich erscheint, mit dem Umsatz erheblich höher zu kommen und die Bildung von Propan und Pentan zurückzudrängen. Da unsere Sachbearbeiter sich nicht mehr entsinnen können, dass ausser gelegentlichen Andeutungen, insbes. auf den letzten beiden Besprechungen am 29./30.I.42 in Leuna und 16./17.III.42 in Ludwigshafen, von Oppau hierüber berichtet wurde, so wären uns nähere Mitteilungen über den Stand der Oppauer Versuche sehr erwünscht. In dem Protokoll der letztgenannten Besprechung befindet sich über Isomerisierung nur ein Referat von Dr.Pohl, Leuna. Wir möchten in diesem Zusammenhang darauf hinweisen, dass Sie offensichtlich auch im Mai vor.J. anlässlich des Projektes der Butandehydrierung mittels Chlor zur Herstellung von BT 100 das Leunaer Isomerisierungsverfahren für besser durchgearbeitet gehalten haben als das Oppauer Verfahren. Denn nach Ihrer Mitteilung bei der Besprechung im Reichsamt gingen die Isomerisierungszahlen, die Ihrer Projektierung zugrunde lagen, auf Angaben von Dr.Wietzel zurück, der Ihnen seine Zahlen aus dem Gedächtnis auf Grund des Referates unseres Herrn Dr.Pohl mitgeteilt hatte. Während der Verhandlungen haben Sie auch stets die Angaben Leunas über die Isomerisierung als Rechnungsgrundlage benutzt.

Wenn die Oppauer Isomerisierungsversuche neuerdings Ergebnisse zeigen, die über die in Leuna bekannten hinausgehen, so hätten wir es begrüsst, die Ergebnisse der Oppauer Arbeiten möglichst schnell zu erhalten, um sie, falls irgendmöglich, für das Gesamt-AT-Treibstoffprogramm noch mit einzusetzen, besonders für unsere Leunaer Isomerisierung, die im Rahmen der Alkylatanlage erstellt wird, und zwar deshalb, weil die Isomerisierung Leuna, die zunächst nur als Versuchsanlage geplant war, für die jetzige Fabrikation unter Umständen etwas zu klein dimensioniert ist.

AMMONIAKWERK MERSEBURG
Gesellschaft mit beschränkter Haftung

Antw.a. 30968
Betr.: 30800

4

I. G. FARBENINDUSTRIE AKTIENGESELLSCHAFT LUDWIGSHAFEN A. RH.
Ammoniaklaboratorium Oppau

Eingang: Stickstoff-Abt.
25 FEB 1943 00473

Ammoniakwerk Merseburg G.m.b.H.
z.H.,

Leuna Werke (Kreis Merseburg)

Dr.Kü/Be./Nr.31214 16.2.43

Dr.GR/Si. 23. Febr. 1943

Betr.: Isomerisierungs-Arbeiten.

In dem Schreiben des Rechtsunterzeichneten an Herrn Dir. Dr.Schneider vom 29.1.43 ist darauf hingewiesen, daß unsere in Fortsetzung der Isomerisierungsarbeiten, über welche in den von Herrn Dr.Ringer geleiteten Besprechungen berichtet worden ist, ausgeführten Versuche so aussichtsreich erscheinen, daß ihre Weiterführung in etwa halbtechnischem Maßstab für zweckmäßig angesehen wird. Da es sich noch nicht um ein fertig ausgearbeitetes Verfahren handelt, haben wir davon Abstand genommen, die gewonnenen Resultate zu verwenden. Bei unserer Planung haben wir deshalb Ihre durch Versuche im größeren Maßstab gesicherten Zahlen eingesetzt. Die von uns im Laboratorium erzielten durchschnittlichen Umsätze liegen zwischen 40 und 50%. Die Nebenprodukte gehen nach den Analysen bis auf etwa 2%, bezogen auf erhaltenes Isobutan, zurück.

Dem Vorschlag Ihres Herrn Dir.Dr.Herold x) entsprechend, halten wir es für zweckmäßig, wenn die Angelegenheit im einzelnen vor der Spartensitzung in Oppau zwischen den Beteiligten besprochen wird, was wir Herrn Dr.Herold bereits zugesagt haben.

I.G.FARBENINDUSTRIE AKTIENGESELLSCHAFT

ppa. Wiegel ppa. Müller-Cunradi

Ø Herrn Dir.Dr.Goldberg, Op.
Ø " Dir.Dr.Schneider, Leuna
Ø " Dir.Dr.v.Staden, Leuna
Ø " Dir.Dr.Herold, Leuna

x) (Brief vom 13.2.43)

5455-10M-4121
P 8207

Durchschlag

2896

00001290

Ø Herrn Dir. Dr. von Staden
" Dir. Dr. Giesen/Dr. Hanisch
Hauptlabor. (Versuche) (2832)
AMP

Herrn Dr. Ringer, Berlin.

I.G. Ludwigshafen

Ammoni klabor. Oppau

Dr.GN./Ho. 2. 9. 43 G.-B./Hd/Kfm. 13. 9. 1943 Bl.

Austausch C_4-Isomerisierung

Für die Übersendung eines Exemplars des Berichtes von Herrn Dr. Vogel vom 28.7.43 danken wir Ihnen. Wir stellen doch im wesentlichen Übereinstimmung der Versuchsergebnisse hier und in Oppau fest. Die unsrigen und insbesondere deren Weiterführung bis zum fertigen technischen Verfahren (im Rahmen der AT-Projekte) sind Ihnen ja schon zuvor durch die Referate unserer Fachbearbeiter anläßlich der Tagungen über C_3 - C_4 - Verwertung bekannt gewesen. Leider ist übrigens durch ein Versehen ("Geheim-Bericht") ein abschließender Bericht unserer Herren Dr. Pohl II und Dr. Nowotny vom 22.2.43 - wie wir nun wohl annehmen müssen - nicht zu Ihrer Kenntnis gelangt, der in obigem Bericht nicht erwähnt ist. Wir legen diesem Schreiben ein Exemplar bei.

Aus diesen Gründen halten wir eine nochmalige Aussprache nicht für erforderlich, zumal der im Gang befindliche Ausbau der Isomerisier-Anlagen durch eine solche wohl kaum beeinflußt werden würde. Sollten Sie dennoch Wert auf eine Zusammenkunft der Fachbearbeiter legen, so halten wir uns selbstverständlich gern bereit. Nur schlagen wir als Ort dafür Leuna vor, da der Kreis der dann beteiligten Leunaer Herren der erheblich größere sein dürfte. Wir bitten Sie dann um Vorschläge für den Termin.

1 Anlage

An
Co
Hy.
Ku.
KW.
Ph.
Wa.
Pat.
Ing.

den Akten

Herrn Dr. Nowotny NMT.
Herrn Dr. Pohl II z. K.

Akten 14.9.

00001291

Methylated butadiene
(production and polymerization)

Bug 3043 - 11

Target 30/4.02

00001292

HAUPTLABORATORIUM
Abtlg.Versuche
A.N. 111/42c

Leuna Werke, 3. Dezember 1942
Ba.

Bag Target 3043, -30/4.02

Aktennotiz

Dehydratisier - Kontakte für Butadien - Erzeugung

Besprechung in Schkopau am 26.11.1942

Anwesend die Herren Dr. Breuers, Dr. Kleine, Dr. Broich (Schkopau); Dir.Dr.Herold, Dr.Nowotny (Leuna)

- - = -

Bei den Versuchen zur Spaltung von Dimethyldioxan zu Isopren, CH_2O und H_2O treten in Leuna insofern erhebliche Schwierigkeiten auf, als die Kontakte durch Verkohlen schon nach sehr kurzer Zeit völlig inaktiv werden und sich die Öfen durch die Harzabscheidung verstopfen. Da Schkopau auf diesem Gebiete durch die Arbeiten über die Dehydratisierung von 1.3-Butylenglykol und Butadien langjährige Erfahrungen besitzt, sollten die dortigen Arbeitsmethoden für die Leunaer Versuche benutzt werden.

Kontakt: Es zeigte sich auch in Schkopau, daß nur phosphorsäurehaltige Kontakte verwendet werden können; andere Kontakte verhalten sich völlig inaktiv. Die Phosphorsäure-Kontakte in Schkopau sind nicht regenerierbar. Sie bestehen aus Graphit als Träger, der 5 bis 10 % Natriumpyrophosphat, 3 % freie Phosphorsäure und 30 % dimeres Natriummetaphosphat und etwas Butylamin enthält. Nach Schkopauer Erfahrungen darf der Kontakt nicht mehr und nicht weniger als 3 bis 4 % freie H_3PO_4 enthalten. Er muß möglichst feinkristallin sein. Eine Probe dieses Kontaktes wird in Leuna zur Dioxanspaltung ausgeprüft werden. Außerdem wird Schkopau der Leunaer Kontaktabteilung seine Erfahrungen in der Analyse solcher komplexer Phosphorsäure-Kontakte zur Verfügung stellen.

Betriebsweise: In Schkopau wird das Glykol mit H_2O (1:1 Gew.-Teile) bei 270° über den Kontakt geleitet. Auf 1 l Kontakt werden 20 bis 30 ccm Glykol eingespritzt. Bei höherer Belastung klingt der Kontakt zu schnell ab und die Ausbeute wird schlechter, da der verbrauchte Kontakt zu Nebenreaktionen führt. Aus diesem Grunde wird im technischen Betrieb das Glykol durch seitliche Stutzen in verschiedener Höhe der Kontaktschicht eingespritzt, um die Berührungszeit mit dem verbrauchten Kontakt abzukürzen.

Bei der Glykolspaltung muß auf 100%igen Umsatz gefahren werden, da die Abtrennung von H_2O und Glykol zu teuer ist. Bei der Dioxanspaltung dagegen kann man sich mit einem Teilumsatz begnügen, was sich für die Ausbeute günstig auswirken dürfte. Die Verharzungsgefahr dagegen ist bei der Dioxanspaltung größer, da neben dem Isopren auch noch das äußerst reaktionsfähige CH_2O anfällt. Diese Beobachtung machte man auch in Schkopau bei Versuchen zur Spaltung von Butylenglykol-Acetaldehyd-Acetal, wo auch schon nach wenigen Tagen der Kontakt verharzt war.

Da unter diesen Umständen der Weg zum Isopren durch Spaltung des Dioxans vorläufig noch als sehr schwierig zu betrachten ist, machte Herr Dr. Breuers den Vorschlag, das Dioxan unter Druck zu Methanol und 1.3-Amylenglykol hydrierend zu spalten, welche Reaktion schon mit ähnlichen Verbindungen zu befriedigenden Resultaten führte. Falls dies möglich wäre, könnte dann das 1.3-Amylenglykol genau so weiterverarbeitet werden, wie das 1.3-Butylenglykol, was heute ein technisch gesichertes Verfahren ist. Die Schkopauer Herren übernehmen es, Versuche zur hydrierenden Spaltung des Dioxans durchzuführen. Zu diesem Zweck werden laufend Dioxanproben nach Schkopau gesandt.

Neben den üblichen Öfen werden in Schkopau zu Kontaktausprüfungszwecken vor allem mit Salpeter beheizte ringförmige Eisenöfen mit 2,5 l Inhalt benutzt, die eine gleichmäßige Temperaturführung gewährleisten und durch ihre Größe auch eindeutige

Aussagen über die Ausbeute zulassen. Ein solcher Ofen soll auch in Leuna aufgestellt werden.

Isopren-Reinheit: Zur Polymerisation verwendbares Isopren muß sich vor allem durch größte Reinheit auszeichnen. Während Kohlenwasserstoffe bis zu 1 bis 2 % noch keinen merklich schädigenden Einfluß haben, muß die Anwesenheit von Verbindungen mit aktiven Gruppen, wie Alkohole, Aldehyde und Ketone peinlichst vermieden werden. Beim Isopren kommen als solche im wesentlichen Methanol und Formaldehyd in Betracht. Methanol soll zu nicht mehr als 0,01 und CH_2O nicht mehr als 0,001% anwesend sein, was neben der Fraktionierung außerdem noch eine kombinierte Wasser- und Alkaliwäsche erfordern würde.

Verteiler:
Herrn Dor
Herrn Dir.Dr.von Staden
Dir.Dr.Harold
Dr.Kaufmann
Dr.Nowotny

465

00001294

Ø Herrn Dr.Herold

Buna Werke
G.m.b.H.
z.H.von Herrn Dr. Breuers

Schkopau
Krs. Merseburg

Stickstoff-Abt.
S.-B./Hd/Now.

8. Februar 1943 -Ul.

Dehydratations-Katalyse

Bei der Besprechung in Schkopau am 26.11.42 erboten Sie sich in dankenswerter Weise, Versuche mit unserem Dimethyl-1.3-Dioxan zu dessen hydrierender Spaltung zu Amylenglycol durchzuführen, da bei uns bei der direkten Spaltung zu Isopren große Schwierigkeiten durch Verharzen des Kontaktes und dessen kurzer Lebensdauer aufgetreten waren.

Inzwischen gelang es uns aber, einen regenerierbaren H_3PO_4-haltigen Kontakt aufzufinden, womit die oben angeführten Schwierigkeiten als behoben gelten dürften. Der Kontaktverbrauch, auf Isopren bezogen, beläuft sich in kleinen Versuchsöfen auf 1,3 - 2 %. Unter diesen Umständen erscheint es uns nicht mehr nötig, den Umweg über das Amylenglycol weiter zu verfolgen und Sie mit den in dieser Richtung übernommenen Versuchen weiter zu bemühen. Wir wären Ihnen für eine Mitteilung Ihrer bisherigen Ergebnisse über die hydrierende Spaltung dankbar, damit wir nochmals die beiden Reaktionswege überprüfen und vergleichen können.

Auf Ihren Wunsch werden wir Ihnen demnächst eine Probe unseres Kontaktes zuschicken. Mit dem von Ihnen erhaltenen "Acetal-Kontakt" hatten wir keinen Erfolg.

Gleichzeitig fragen wir an, ob wir Ihnen wieder 3 - 4 kg Isopren zu dessen Nachprüfung übersenden sollen, das außer durch Destillation auch noch durch Wasser- und Laugenwäsche von Formaldehyd und Methanol gereinigt wurde.

Schließlich bestätigen wir noch den Empfang des nunmehr rückstandfreien butadienhaltigen Butens. Nach Beendigung der damit durchzuführenden Alkylierversuche werden wir Sie von dem Ergebnis sofort verständigen.

Heil Hitler!

An	
Co	
Hy.	
Ku.	
KW.	
Ph.	
Wa.	
Pa.	
Ing.	

BUNA-WERKE

GESELLSCHAFT MIT BESCHRÄNKTER HAFTUNG

Eingang: Stickstoff-Abt.
27.FEB.1943 00508

POSTANSCHRIFT DES ABSENDERS Buna-Werke
Gesellschaft mit beschränkter Haftung, Schkopau b. Merseburg

DRAHTWORT
Werk Schkopau

FERNRUF
Merseburg 3871

Ammoniakwerk Merseburg
G.m.b.H.
Stickstoff-Abteilung

Leuna-Werke /über Merseburg

SCHKOPAU
über Merseburg

Ihre Zeichen	Ihre Nachricht vom	Unsere Nachricht vom	Unsere Zeichen	
S.-B./Hd/Now.	8.2.1943		K-Abt.Dr.Brs/R.	23.2.1943

Betreff

Dehydratations-Katalyse.

Sie teilten uns mit, daß es Ihnen gelungen ist, einen regenerierbaren phosphorsäurehaltigen Kontakt aufzufinden, mit dem die Spaltung Ihres Dimethyl-1.3-Dioxans zu Isopren gut verläuft. Wir begrüßen diese Feststellung besonders, weil es uns nicht gelungen ist, mittels hydrierender Spaltung einen brauchbaren Weg zum Isopren aus Ihrem Dioxan zu finden. In einigen wenigen Versuchen haben wir versucht, uns über die Gründe hierfür ein Urteil zu verschaffen. Wir stellten fest, daß das Formaldehydacetal des 1.3-Butylenglykols quantitativ zum 1.3-Butol bzw. Methanol spaltbar ist, allerdings schwerer als das entsprechende Acetaldehydacetal. Bei der spaltenden Hydrierung Ihres Dioxans unter den gleichen Bedingungen wurde praktisch kein Methylbutylenglykol, sondern in der Hauptsache ölige Produkte mit einem sehr weiten Siedebereich festgestellt. In einem gesonderten Versuch wurde ein Ringacetal der hydrierenden Spaltung unterworfen, das wir durch Synthese aus 3-Methyl-Butandiol-1.3 und Formaldehyd gewonnen hatten. Im Reaktionsaustrag wurde neben öligen Produkten und teilweise unverändertem Ringacetal eine beträchtliche Menge von 3-Methyl-Butandiol-1,3 wieder erhalten. Wir schließen aus diesen Ergebnissen, in einem gewissen Widerspruch stehen zu den Spaltergebnissen mit Ihrem Dioxan, daß das von Ihnen gelieferte Dimethyl-1.3-Dioxan noch Verunreinigungen enthielt, die in irgend einer Form die Freisetzung von 3-Methyl-Butandiol-1.3 stören. Nach diesen Ergebnissen beabsichtigen wir, an dieser Aufgabe nicht mehr weiterzuarbeiten.

In dem oben-genannten Schreiben sagten Sie uns zu, eine Probe des von Ihnen benutzten regenerierbaren phosphorsäurehaltigen Kontaktes uns zuzuschicken. Da das Muster bis heute noch nicht bei uns eingegangen ist, fragen wir an, ob es bei Ihnen bereits zum Versand gekommen ist.

Buna-Werke
Gesellschaft mit beschränkter Haftung

(106)

Abschrift

2/38,71,73,99,137

Labor-Mitteilung

00001296

des Herrn Dr.Pannwitz
Labor Technikum B 30
Abteilung P

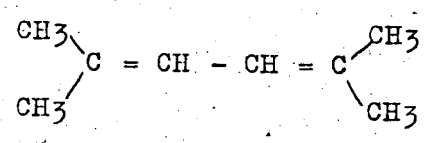
Lfd. Nr. 23
Diktatzeichen P-Abt.Dr.Pa/M.
Schkopau, den 5. Januar 1942

Polymerisationsfähigkeit von 2,5-Dimethylhexadien-1,5 und Tetramethylbutadien

Wir erhielten von Leuna 2 Umwandlungsprodukte des Isobutylens zur Prüfung auf Polymerisationsfähigkeit unter folgenden Bezeichnungen:

1.) 2,5-Dimethylhexadien-1,5 $H_2C = \overset{CH_3}{C} - CH_2 - CH_2 - \overset{CH_3}{C} = CH_2$

2.) Tetramethylbutadien (durch Isomerisierung aus 1 erhalten)



Die vorläufige Beurteilung erfolgte in den Monatsberichten von August und September. Als zusammenfassendes Ergebnis der Untersuchungen, die im P-Labor und auch von den Herren Dr.Meyer und Dr.Johne durchgeführt wurden, kann folgendes berichtet werden: Das Dimethylhexadien wurde vor den Versuchen nochmals genau destilliert. Kp 113° unkorr., geringer Vorlauf, 10 % Rückstand. Zur Bestimmung der Jodzahl (Dr.Johne) wurde die Substanz mit Wijs'scher Jodlösung titriert. Pro 100 g Substanz wurden 1,84 Mol. Doppelbindung gefunden, entsprechend 2,02 Doppelbindung pro Mol. Substanz.

Die Benzopersäuretitration (Dr.Meyer) ergab ziemlich genau dieselbe Kurve wie bei Diisobutylen. Man kann daher annehmen, daß die Stellung der Doppelbindungen im wesentlichen endständiger Art $-\underset{CH_3}{C}=CH_2$ ist.

Daneben kann aber, wie im Diisobutylen zu einem gewis en Prozent-Satz die Gruppierung $-CH=\underset{CH_3}{C}-CH_3$ vorhanden sein. Eine Ozonspaltung steht noch aus.

Mit Natrium trat keine Reaktion ein. Gemäß dem oft von uns festgestellten Befund, daß Mischpolymerisationen mit Butadien wenn überhaupt, dann im Molverhältnis 1:1 infolge besonderer Aktivierungszustände am besten polymerisieren, wurde der Ansatz mit Emulgator A in Emulsion im Phasenverhältnis 100:115 bei 50° innerhalb 48 Stdn. geprüft. Die Anwesenheit des Leuna-Kohlenwasserstoffes bremst die Polymerisation. Die Ausbeute, bezogen auf eingesetztes Butadien, betrug 100 % d.Th., das Hexadien konnte durch Wasserdampfdestillation zu 80 % wiedergewonnen werden. Es war also keine Mischpolymerisation des Hexadiens eingetreten.

Das Tetramethylbutadien ~~wurde~~ ohne vorherige Destillation verwandt. Mit Wijs'scher Jodlösung wurden pro 100 g Substanz 1,1 Mol. Doppelbindung gefunden (Dr.Johne), entsprechend 1,2 Mol. pro Mol. Substanz.

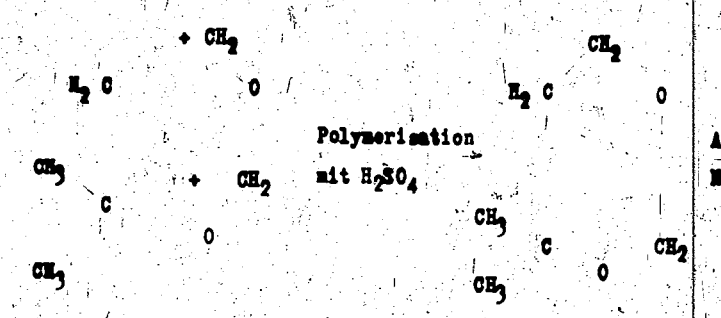
Mit Maleinsäureanhydrid trat keine Diels-sche Reaktion ein, sondern nur eine geringe Verharzung.

Die Titration mit Benzopersäure (Dr.Meyer) sollte nur eine Doppelbindung anzeigen infolge wahrscheinlicher sterischer Hinderung durch die primär gebildete Äthylenoxydgruppe. Es trat aber eine ganz andersartige Umsetzung ein.

00001297.

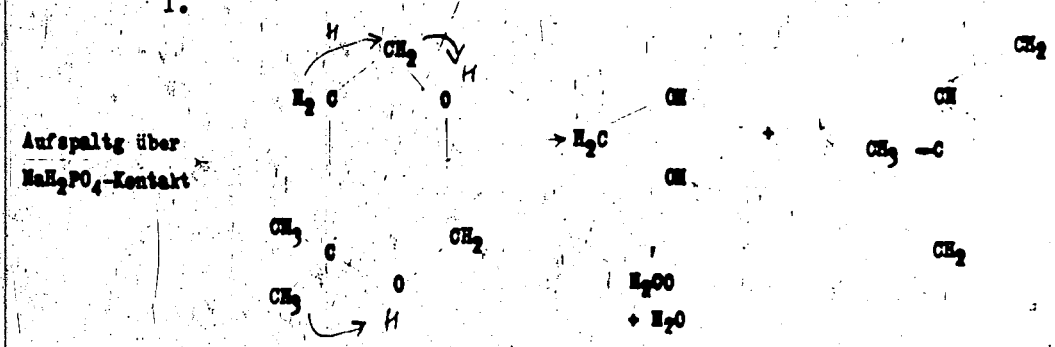
Bag Target
043 -30/4.02

Reaktion:

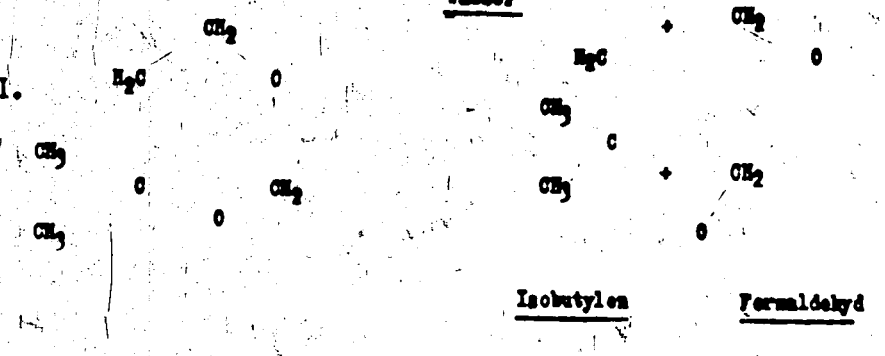


Isobutylen + 2 Formaldehyd → Dimethyl-m-Dioxan

I.



II.



Ausbeuten:

1) Polymerisation. Isobutylen: 85-90 % des eingesetzten Isobutylens werden zu m-Dioxan umgesetzt,
10-15 % " " " " " höheren Polymerisaten umgesetzt.

Formaldehyd: 80 % " " Formaldehyds " " m-Dioxan umgesetzt
20 % " " " sind Verlust.

2) Spaltung. Von 100 T eingesetzten Dioxans werden

40 T gespalten
60 T bleiben unumgesetzt.

Von den 40 T gespaltenen Dioxans sind

95 % auf Isopren + Formaldehyd + Wasser nach I. gespalten
5 % " Isobutylen + Formaldehyd " II. "

Bereits nach 15 Min. wurden 112 % d.Th. an Doppelbindung erhalten. Der Wert blieb nicht stehen, sondern veränderte sich nach 23 Std. auf 176 %, um beim Endwert auf 182 % d.Th. zu steigen. Man kann aus diesem Verhalten also keine Schlüsse auf die Konstitution des Kohlenwasserstoffes ziehen.

Mit 1/2 und 1 % Natrium war zwischen 35 und 50° nach 14 Tagen noch keine Polymerisation zu beobachten. Im Gemisch mit Butadien polymerisierte nur dieses allein.

Mit Borflorid-Ätherat wurde nur eine Viscositätserhöhung festgestellt und zwar erst beim Erwärmen der beiden Substanzen.

In Emulsion wurde der analoge Ansatz, wie vorher beim Hexadien beschrieben, bei 55° polymerisiert. Nach 48 Std. waren nur 5 % vom Butadien polymerisiert. Der Kohlenwasserstoff wurde zu 97,5 % wiedergewonnen. Es hatte durchaus den Anschein, daß in der Substanz noch eine Verbindung enthalten war, die die Polymerisation hemmt. Auf eine Unheitlichkeit deuten auch die wechselnden Ergebnisse mit der Jodanlagerung und Benzopersäuretitration.

gez.Kl gez. Pannwitz

00001302

Toluene from xylene

Day 3043 — 12

Total 39/400

27

Bag Target
043 -30/4.02

00001303

Geheim!

1. Dies ist ein Staatsgeheimnis im Sinne des § 90 R. St. G. B.
2. Weitergabe nur verschlossen, bei Postbestellung als Einschreiben!
3. Aufbewahrung unter Verantwortung des Empfängers unter verschlossenem Verschluß

00001304

[illegible] v. [illegible] gez. Herolt

00001305

Anlage z.Schrb.v.14.1.45
AKP/Dr.Lgh /K./30 453

Geheim!
1. Das ist die Staatsgeheimnis im Sinne des StGB.
2. Informiere nur Berechtigte, bei Bedarf nur die Gleichstellen!
3. Aufbewahrung unter Verantwortung des Empfängers unter gesichertem Verschluß

Verfahrens-Beschreibung

[illegible] Xylol-Prakt[illegible] im Siedebereich 11[illegible] [illegible] einem Ofendurch[illegible] bei 460-480° über [illegible] -unter 200 [illegible] zwischen 0.5 und [illegible] des [illegible] verschiedene Stellen des [illegible] zende Gemenge betr[illegible]

[illegible] Dampfen bildeten [illegible] Dampfmische [illegible]

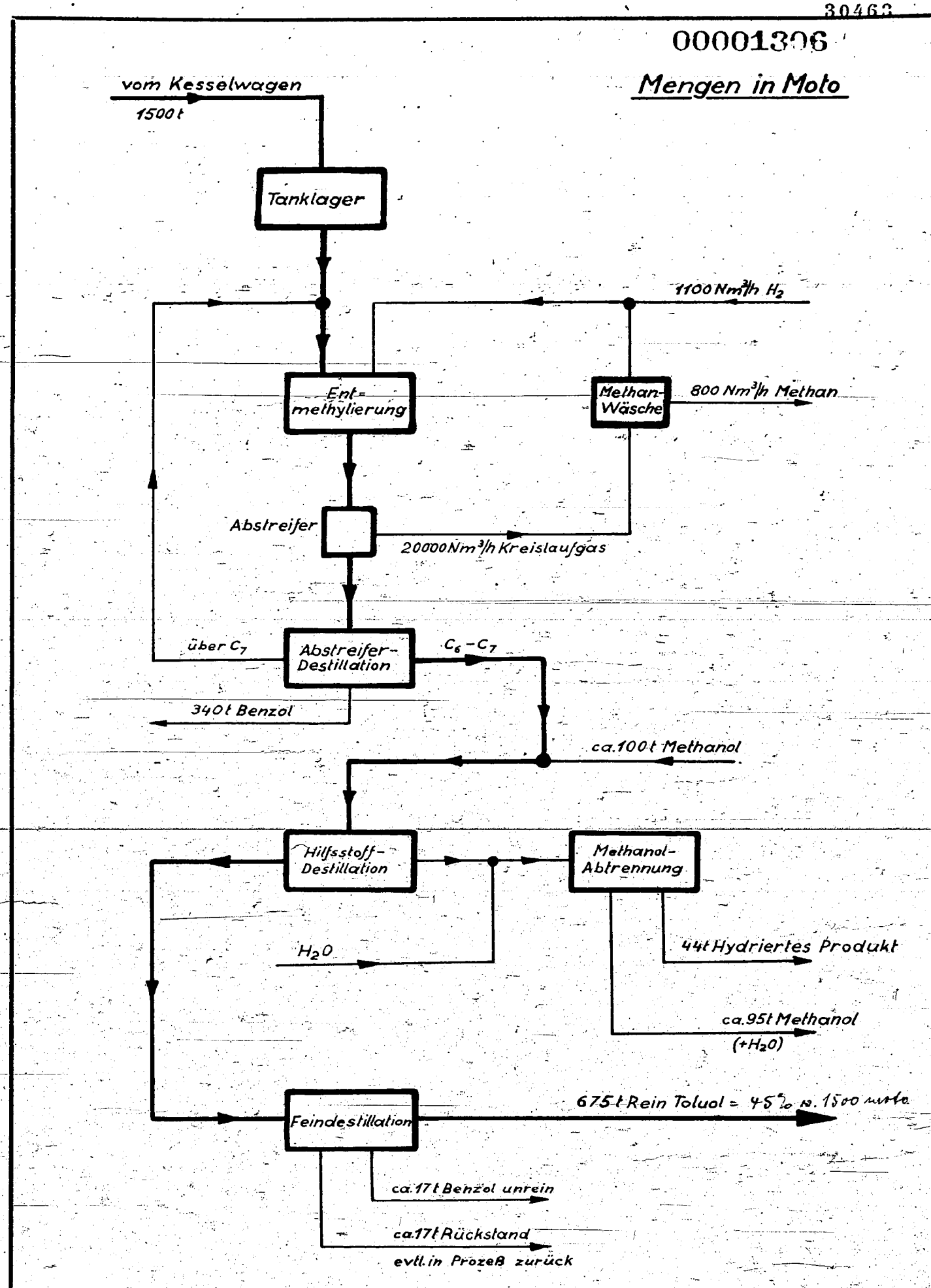
[illegible] verbleibende Dampfprodukt wird [illegible]

[illegible] mit dem geeigneten Lösung [illegible]

[illegible] flüssige Dampfmischung von [illegible] (5-Propanol) zufreien. Dieses geht in den Pro-[illegible] noch vorhandenen nichtkondensierbaren [illegible] eine Fraktionierkolonne vorgeschaltet, [illegible] einer weiteren Destillation entzogen [illegible] wird. Das [illegible] anfallende Destil[illegible] zur Verfügung für die Filmherstellung [illegible]

30463

00001306



LeutolII-Anlage

Einsatz 1500 Moto Witol-Rückstand

Ammoniakwerk Merseburg
Konstr. Büro Mta.

Dat. 14. 1. 43
Gez.
Gepr.

B. Sk. 52

DIN-Format A 4

397/2476

00001307

27

I. G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft
Büro Dr. Langheinrich
BERLIN NW 7, Dorotheenstraße 35

Berlin NW.7, den 29.I.1943
Dr.Lgh/m.AN.Nr.440 Exempl: 5.

Geheim!

A k t e n n o t i z.

Betr.: L e u t o l II Leuna.

Besprechung am 29.Januar 1943 im RWA

Teilnehmer: Herr Dr. Sorg, RWA
Herr Dr.Langheinrich, I.G.

1) Projektierung, Rohstoffeinsatz und Erzeugung.

Zur Erleichterung der Deckung des Toluolbedarfs wird neuerdings auch vom Reichsamt bei der Toluol-Planung mit dem Einsatz von Xylol für die Nitrierung gerechnet. Herr Dr.Sorg wurde gefragt, ob unter diesen Umständen noch ein Interesse an dem Einsatz der T 52-Hydrierung für die Toluol-Gewinnung bestehe. Herr Dr.Sorg stellte sich auf den Standpunkt, dass mit Rücksicht auf die noch bestehende Unsicherheit in der Toluol-Planung und den verhältnismässig geringen Eisenbedarf für das Projekt Leutol II das Amt sich weiterhin für dieses einsetze. Da die Verwendung der Ludwigshafener DHD-Anlage zur Toluol-Herstellung letzten Endes eine Schwächung des Flugtreibstoffsektors bedeuten würde, bestehen Zweifel, ob es praktisch zu einem Einsatz dieser Anlage für die Toluol-Erzeugung kommen wird. Andererseits ist es noch nicht klar, welche Menge Xylol in die Nitrierung eingesetzt wird und ob diese in der notwendigen Reinheit geliefert werden können.

Wenn also die Projektierung der Leutol-II-Anlage in Leuna weitergetrieben werden soll, so ist doch nicht damit zu rechnen, dass für ihren Betrieb später Xylol zur Verfügung gestellt wird. Dr.Sorg hatte etwa an den folgenden Rohmaterialeinsatz gedacht:

500 moto	Rohxylolrückstand[1] Waldenburg
300 moto	Schwerbenzol[2] Waldenburg
200 moto	Solventnaphtha aus Kokereien
500 moto	DHD-Rückstand
1 500 moto	insgesamt

Herr Dr.Sorg wurde darauf aufmerksam gemacht, dass die Verwendung des DHD-Rückstandes letzten Endes auf Kosten des Flugtreibstoffsektors gehen werde und dass daher auch für seinen Einsatz mit Schwierigkeiten zu rechnen sei.

Er wurde ferner darauf hingewiesen, dass beim Einsatz dieses Rohmaterials unter keinen Umständen mit einem Anfall von 1.000 moto Toluol gerechnet werden könne, wie er es in seinem Toluolplan eingesetzt hatte, sondern höchstens etwa 700 moto, wahrscheinlich aber weniger.

---

1) Rückstand der Herstellung von Reinxylol aus Rohxylol 1. P. 2
2) über Rohxylol siedend

Nachdem Xylol in die Nitrierung eingesetzt werden soll, hält auch das Reichsamt es für richtig, das in der Leutol-Anlage anfallende Xylol herauszuziehen und damit die Ausbeute wieder zu verbessern. Angaben über die voraussichtlichen Ausbeuten wurden nicht gemacht und auf die Notwendigkeit neuer Versuche für diese Zwecke hingewiesen.

2) Xylol Waldenburg.

Die destillative Herstellung von Reinxylol aus dem Waldenburger Rohxylol bei Rütgers hat folgende Ausbeuten ergeben:

10 % Toluol
50 % Reinxylol
40 % Rohxylolrückstand.

Dr. Sorg war von dem Ergebnis von Rütgers noch nicht befriedigt und bat darum, dass Leuna -wenn irgend möglich- eine genaue Fraktionierung des Waldenburger Rohxylols vornehmen möchte, um dessen einzelne Komponenten, insbesondere auch den ortho-, meta - und para-Gehalt, festzustellen. Nach Rütgers soll verhältnismässig viel Orthoxylol darin enthalten sein, welches für die Nitrierung wenig geeignet ist.

3) Toluol aus Innenabsaugung.

Bei Röchling in Völklingen sollen nach dem Innenabsauge-Verfahren ca. 300 moto gereinigtes Toluol anfallen, mit einem Gehalt von ca. 70 % Toluol. Herrn Dr. Sorg wurde zugesagt, daß Leuna prüfen wolle, ob dieses gereinigte Toluol durch eine Hilfsstoffdestillation in Reintoluol übergeführt werden könne; er wolle veranlassen, dass sich Röchling mit uns wegen der Übersendung eines Probefasses in Verbindung setzt.

4) Toluol aus dem Lacksektor.

Der Vorschlag von Herrn Richstein, Reichsstelle für Mineralöl, 400-500 moto Toluol aus dem Lacksektor für Sprengstoffzwecke herauszuziehen, wird von Dr. Sorg skeptisch beurteilt. Da der Einsatz des Toluols für die verschiedenen Verwendungsgebiete nach seinen Qualitäten erfolgt, ist anzunehmen, dass das dem Lacksektor zur Verfügung gestellte Toluol gesättigte Kohlenwasserstoffe enthält und nicht ohne weitere Reinigung für die Nitrierung eingesetzt werden kann.

5) Toluol aus Steinkohlen- und Braunkohlenschwelbenzinen.

Herr Dr. Sorg fragte nach der Möglichkeit, aus den etwa 50 % Aromaten enthaltenden Steinkohlen- und Braunkohlenschwelbenzinen Toluol zu gewinnen. Es wurde ihm gesagt, dass ohne vorherige Extraktion etwa mit SO_2 und allein mit einer Hilfsdestillation es wahrscheinlich nicht möglich sein werde, Reintoluol herzustellen.

D.: H. Dir. Dr. v. Staden, Me.
H. Dir. Dr. Giesen, Me.
H. Dir. Dr. Herold, Me.
H. Dr. Hanisch, Me.
H. Dr. Neufeann, Me.
AWP Me., AWP Leu.

00001309

HF-process and cracking
at Moosbierbaum

Bag 3043 - 13

Target 30/4.02

1. Katalytisches Kracken

Bearbeiter: Dr.Kaufmann, Dr.Hartmann, Dr.Welz, Dr.Hilberath (ab 15.6.41)

Die gute Qualität des bei der katalytischen Krackung entstehenden Fliegerbenzins und die demzufolge in Aussicht genommene Planung einer grosstechnischen "K.K."-Anlage (in Moosbierbaum) liessen es seit etwa Mitte des Jahres erforderlich erscheinen, alle apparativen Durchführungsmöglichkeiten des katalytischen Krackens eingehend zu prüfen. Es wurden deshalb folgende drei Verfahrensmöglichkeiten in die Untersuchungen einbezogen.

1. Katayltisches Kracken mit festangeordnetem Kontakt
2. " " mit zu Kugeln verformten Kontakt im Schleusofen
3. " " mit staubförmigem Kontakt in Gasphase

1. Die früher nur im Kleinen aussenbeheizten 2 l-Öfen durchgeführten Versuche wurden durch solche in grösseren unbeheizten Öfen von 10, 50 und 100 l Inhalt ergänzt. D rch

Durch systematische Kontaktversuche (Dr.Kosterhon) wurde eine wesentliche Verbesserung des Spaltkatalysators (Kluminiumhydrosilikat) erreicht, der jetzt nicht nur einwandfrei reproduzierbar ist, sondern auch eine ausserordentliche früher nicht erreichbare Formfestigkeit besitzt. Die aus paraffinbasischem rumänischen Mittelöl bei einem Durchgang und bei einer Belastung von 0,6 v/v/h und 20 Min. Reaktionszeit erzielbaren Ausbeuten an Fliegerbenzin betragen bis zu 30 Gew% vom Einsatz.

2. Die ungewöhnlich hohe Formfestigkeit des neuen Spaltkatalysators und die leichte Verformbarkeit waren die Veranlassung zur Aufnahme von Schleusversuchen. Eine komplette Schleusofen-Anlage, in welcher der Kontakt hintereinander Wiederbelbung in Krackzone durchwandert, kommt im Januar 1942 zum Anfahren.

3. Nach Durchprüfung verschiedener Arbeitsmethoden wurde schliesslich eine solche entwickelt ("Wellrohr"), die aussichtsreicher als bisher bekannte (amerikanische), erscheint. Die Versuche befinden sich noch im Anfangsstudium.

Arbeiten für 1942

Eingehende systematische Bearbeitung aller drei Verfahrensmöglichkeiten. Inbetriebnahme der statt in Pressburg jetzt in Leuna im Bau befindlichen 1 cm^3-Versuchsanalage.

2. HF-Verfahren (Hydroformung)

Bearbeiter: Dr.Kaufmann, Dr.Welz, Dr.Treuge, Dr.Müller (bis 31.8.41)

Im Hinblick auf den weiteren Ausbau der HF-Anlage in Moosbierbaum (3 Ausbaustufen mit einer Gesamtproduktion von 250 000 jato) und der DHD-Anlage Leuna wurden die Versuche im halbtechnischen Massstab (Grossraumofen, Röhrenofen) besonders stark vorangetrieben.

1. Unbeheizter Grossraumofen

Dem Wärmeverbrauch der HF-Reaktion wurde durch eine günstige Verteilung von 3 Katalysatoren abgestufter Aktivität vorteilhaft Rechnung getragen. Bei dieser Kontaktanordnung, die auch in Moosbierbaum I angewandt wird, sind bei gemischtbasischem rumänischem Benzin folgende Ergebnisse erzielbar: bei einem Durchsatz von 0,6 v/v/h und einer Reaktionszeit bis zu 15 Stunden ergibt sich eine HF-Benzinausbeute von 75-76 % (Aromatengehalt 50 Vol%)

2. Röhrenofen

Die zahlreichen Versuche in diesem wärmetechnisch günstigeren Öfen lieferten die Unterlagen für Konstruktion und Bau der zweiten Ausbaustufe Moosbierbaum. Die im Röhrenofen erforderlichen Bedingungen und die dabei erzielbaren Ergebnisse sind annähernd denen im elektrisch beheizten Einrorhofen gleichzusetzen.

Die Kontakt- und Produktstufen in den Kleinöfen wurden vervollständigt. Viele Versuche erforderte die richtige Auswahl und Herstellungsmethode der Tonerdebasis für den HF-Kontakt. Diese Arbeiten gehen weiter.

Die Überladbarkeit der HF-Benzine bei einem Aromatengehalt von 55 Vol% liegt im Luftüberschussgebiet bereits über, im Luftmangelgebiet und im C3-Band.

Arbeiten für 1942

Weitere abschliessende Versuche zur Verbesserung der Ergebnisse im Röhrenofen und Kontaktstudien.

3. Herstellung von höheren Olefinen

Bearbeiter: Dr.Kaufmann, Dr.Hilberath

Die Olefinkohlenwasserstoffe im Bereich von etwa C_{12}-C_{20} haben als Ausgangsmaterial für verschieden neue Synthese, z.B. für das Oxoverfahren in zunehmendem Masse Bedeutung erlangt. Es besteht daher ein Anreiz, derartige Olefine auf Erdölbasis herzustellen. Durch Dehydrierung bzw. Endspaltung von paraffinischem Erdölraffinat würde bei der Möglichkeit einfacher Durchführung ein wissenschaftlich tragbares Verfahren zu erwarten sein.

Versuche dieser Art befinden sich z.Zt. im Anfangsstadium.

4. Versuche zur Herstellung von testgerechten Treibstoffen aus dem Primärprodukt des Synol-Verfahrens

Bearbeiter: Dr.Kaufmann, Dr.Hilberath

Die im Benzin- und Dieselölbereich siedenden Anteile des Synols erfüllen in verschiedener Hinsicht nicht die an einem normgerechten Treibstoff zu stellenden Anforderungen.

Als zuverlässigster Weg zur Gewinnung eines verkäuflichen Benzins erwies sich die katalytische Umwandlung der Primärfraktion (z.B. < 200°) über Bleicherde, die durch Dehydratisierung der höheren Alkohole zu einem nahezu sauerstoffreien, olefinreichen Produkt führt. Durch diese Behandlung wird gleichzeitig eine Erhöhung der Oktanzahl und der Lagerbeständigkeit, sowie eine wesentliche Verbesserung des Geruches erreicht. Nach Zusatz eines Inhibitors ist das Benzin normgerecht.

Das unterhalb 160° siedende Synol besitzt auch ohne eine solche katalytische Verarbeitung eine ausreichende Klopffestigkeit. Die korrodierenden und zur Harzbildung neigenden Bestandteile lassen sich durch Einwirkung von Lauge in der Wärme weitgehend entfernen. Hemmt man durch Zusatz eines Inhibitors (z.B. Trikresol) ihre Neubildung, so ist das Produkt als Benzin verwendbar.

Auch durch eine Wäsche mit Natriumbisulfit-Lösung kann die Lagerbeständigkeit des Originalmaterials verbessert werden.

Durch die Wahl geeigneter Siedegrenzen (160-320°) und die Entfernung der Fettsäuren u. Ester mittels Lauge erhält man ein den üblichen Anforderungen entsprechendes Dieselöl.

Von dem flüssigem Rohanfall des Synols würden etwa 44 % auf Benzin (<160°) und 31% auf Dieselöl (160-320°) verarbeitet werden können.

Die Arbeiten sind vorerst abgeschlossen.

1941.

00001314

Herstellung von extrem klopffesten Triebstoffen auf Basis von Hy-Gasfraktionen

Bearbeiter: Dr.Kaufmann, Dr.Strätz (bis Mitte März), ~~DrxKühnx~~ Dr.Pohl II, Dr.Kühn, Dr.Nowotny, Dr.Hilberath (1.2.-15.6.41)

1. Dehydrierung von Isobutan

Die halbtechnischen Versuche wurden abgeschlossen. Die Versuchsergebnisse werden in den inzwischen in Betrieb genommenen T52-Produktionsanlagen praktisch ausgewertet.

2. Dehydrierung von n-Butan

Die Entwicklung spezifischer, aktiver und auch formfester n-Butan-Dehydrierkontakte wurde ~~synthe~~ systematisch fortgeführt (Dr.Hula). Der bisher beste Kontakt iat auf Basis peptisierter Aluminattonerde mit 7-12 % Cr_2O_3 und 1-2 % K_2O hergestellt und erreicht in Kurzversuchen n-Butan-Umsätze bis zu 40 % bei Ausbeuten von87-93 %, im Dauerversuch über 500 reine Dehydrierstunden 33 %.

Die Kontakterfahrungen, sowie alle übrigen bei den zahlreichen Dehydrierversuchen gewonnenen Erkenntnisse bilden die Unterlagen zur Ausgestaltung der Dehydrierstufe des AT 244-Verfahrens.

Für i-Butan sund die beschriebenen Kontakte ebenfalls geeignet und liefern entsprechend höhere Werte als der jetzige Betriebskontakt 5063.

3. Butadien durch Dehydrierung von Butylen

Die weiter unten beschriebene Möglichkeit der Reindarstellung von Butylen aus Butan-Dehydriergas lässt eine Wiederaufnahme der Butylendehydrierung als Butadien-Herstellungsverfahren als zweckmässig erscheinen. Die erst vor kurzer Zeit begonnenen Versuche beschäftigen sich im wesentlichen mit der Auffindung der optimalen Fahrbedingungen und günstigsten Kontakte.

4. Gewinnung von Isopren über 4.4'-Dimethyldioxan 1.3.aus Butylen und Formaldehyd

Die schon erwähnte Reindarstellungsmöglichkeit der Butylene einerseits, sowie gewisse Vorteile des Isopren-Kautschuks für Sonderzwecke lassen es geboten erscheinen, obige Darstellungsmöglichkeit (s.Übersicht) zu bearbeiten. Die erst vor kurzer Zeit aufgenommenen Versuche haben vorerst die Gewinnung des Diotans

aus Butylen und Formaldehyd zum Ziel.

5. Isomerisierung von n-Butan

Die WS_2-Hochdruck-Isomerisierung wurde abgeschlossen. Die Isomerisierung mit $AlCl_3$-Kontakten wurde eingehend bearbeitet. Nach sorgfältiger Ausprüfung von Schmelz- und Sublimationskontakten mit verschiedenen Trägern ergaben die handelsüblichen, technischen $AlCl_3$-Stücke die besten Resultate: Bei einer Belastung von 2 , wurden Umsätze von 35-40% erreicht, bei Ausbeuten von ca. 95 %. Der Kontaktverbrauch schwankte zwischen 0,6-0,8 % $AlCl_3$ auf hergestelltes i-Butan.

Die halbtechnische Anlage in Me 52 (120 l-Ofen mit 40 l Kontakt, Ø 250 mm, Fliessschema im Jahresbericht 1940) reproduzierte mit solchen ~~MX~~ $AlCl_3$ als Kontakt. Nach anfänglichen Schwierigkeiten (Korrosion durch nicht absolut trockne Apparateteile), die im Kleinen erzielten Ergebnisse. Fahrbedingungen und Zusatzapparatur wurden weiter entwickelt. Die erzielten Ergebnisse und gewonnenen Erfahrungen dienen jetzt als Unterlagen zum Bau der technischen Isomerisieranlagen im Rahmen der AT 244-Projekte.

6. Alkylierung von Isobutan mit Butylenen, mittels Schwefelsäure

Zwecks Auffinden des für die Alkylierung günstigsten Reaktionsraumes wurden mehrere Apparaturen in Me 244 und Me 52 gebaut, in denen die Emulgierung von H_2SO_4 mit den Kohlenwasserstoffen nach verschiedenen Prinzipien (Rührer, Düsen, ~~/~~ Orofice-Kol.) durchgeführt wurden. Der Rührbehälter erzielte bei günstigster Wirtschaftlichkeit die besten Produkte und geringsten Schwefelsäureverbrauch. Ein Grossversuch (7 to Alkylat/Tag) bestätigte die in kleineren Apparaturen erzielten Ergebnisse. ~~zur Konstruktion der AT 244-Projekte~~

Zur Konstruktion der AT 244-Projekte konnten nach Abschluss obiger Versuche folgende Unterlagen für die Alkylierung von Isobutan mit n-Butylen angegeben werden.

1.) Reaktionsraum: Rührbehälter mit Plattenrührer. Verhältnis von Rührbehälterdurchmesser zur Höhe der Emulsionsschicht = 1:1 + 1:2

2.) Wärmeabfuhr: Butanverdampfung im Reaktionsraum

3.) Reaktionstemp.: um 0°

4.) Verweilzeit der Kohlenwasserstoffe im Reaktionsraum: 40÷60 Mi.

5.) Schwefelsäureverbrauch: 6÷ 10 % bez. auf hergestelltes Alkylat

6.) Zusammensetzung der Emulsion im Reaktionsraum: H_2SO_4:Kohlenwasserstoffe =1:1

7.) Absitzzeit der Emulsion im Abscheider: 2-3 Std.

8.) Günstigste Zusammensetzung der Kohlenwasserstoffe im Reaktionsraum (bei ca.22% Butylen im Dehydriergas): Alkylat: 15-20 Vol%
Isobutan: mindestens 45 Vol%
n-Butan u. Propan: höchstens 40 Vol%

9.) Ausbeute: 220 % bezogen auf eingesetztes Olefin.

10.) Eigenschaften des unter diesen Bedingungen erzielten, stabilisierten und auf 1-2 % Rückstand redestillierten Alkylates

a. Siedeanalyse nach Engler:

S.A. 97°	101°	104	107	108	109	111	112	115	120	170	S.E. 185°	R
0	5	15	25	35	45	55	65	75	85	95	98,8	1

b. Bromzahl: 0,0
c. Dampfdruck n. Reid b. 38,7°: 0,2
d. Glasschalentest: 1,0
e. Dichte :0,709
f. S-Gehalt : Spuren
g. Korrosion : keine
h. Dichte bei 15° : 0,709
j. Oktanzahl (Motormethode): 94-95
k. Überladbarkeit : 1/2-1 Atm. unter T 52

Verschiedene Alkylate aus β-, α- und i-Butylen, sowie Polymerbenzin und Butylen-Propylengemischen wurden hergestellt und auf ihre Eigenschaften geprüft. Alkylate aus α- und β-Butylen sind gleichwertig. Die Alkylierung von Isobutylen erfordert höhere Isobutan-

konzentrationen(70 % statt 45 %), um ähnliche Produkteigenschaften zu erzielen. Die Alkylierung mit Polymerbenzin (Rußland) benötigt einen Schwefelsäureverbrauch von 25 %. Die Oktanzahl (M.M. der bis 170° siedenden Anteile des Rohalkylates (87 %) beträgt 88.

Bei der Alkylierung von Butylen -Propylengemischen ist ein Gehalt von 10-15 % Propylen ohne wesentliche Verschlechterung der Alkylatqualität zulässig. Der Schwefelsäureverbrauch beträgt bei 15 % Propylen im Butylen-Propylengemisch 15 %.

7. Konzentrierung von Butylen aus Butandehydriergas mit 50 %iger Silbernitratlösung

Anreiz für diene Konzentrierung insbesondere für eine Reindarstellung von Butylen lag 1. in der erheblichen Verminderung der Destillationskosten bei der Alkylierung, 2. in der Verbesserung der Alkylatqualität (höherer Isobutanspiegel) und 3. in der Schaffung einer neuen Basis für organische Synthesen (Butadien, Isopren, Alkylchloride usw.). Als bestes Absorptionsmittel für Butyle erwies sich eine 50%ige Ag NO_3-Lösung, deren Anwendung durch die Möglichkeit einer Extraktion des Butylens aus der $AgNO_3$-Lösung mit Isobutan oder höhere Kohlenwasserstoffe besonders vorteilhaft erschien. Auf Grund der an zahlreichen Laborversuchen ermittelten Absorptions- sowie Extraktionsgleichgewichten und der besonders hohen Absorptions- und Extraktionsgeschwindigkeit wurde eine halbtechnische Anlage für 100 l/h (flüssig) Butan-Butylengemisch erstellt, die jetzt in Betrieb genommen wird.

8. Trocknung von Butan

Da die Verarbeitung von nassem Butan in der Alkylierung den H_2SO_4-Verbrauch stark erhöhen würde, war es notwendig, die wirtschaftlichste technische Trocknungsmethode für Butan zu ermitteln. Von den prinzipiell möglichen Trockenmittel (NaOH, KOH, $CaCl_2$, $CaCl_2$-Lösung, SiO_2-Gel und Ausfrieren) zeigte sich, wenn auch nicht als intivste, so doch als praktischtes eine $CaCl_2$-Lösung. Das in letzter Zeit festgestellte Azeotrop Propan-H_2O wird wahrscheinlich bei geschickter Anwendung dieses Befundes jedes Trockenmittel überflüssig machen.

9. Versand von reinen Kohlenwasserstoffen
Der Versand an hochprozentigen C3- und C4-Kohlenwasserstoffen an verschiedene Stellen innerhalb und ausserhalb der I.G. betrug vom 1. Januar 1941 bis zum 15.11.41 für Propan 961 kg, für i-Butan 1 807 kg und für n-Butan 2 566 kg, also insgesamt oder 6 t auf das Jahr gerechnet. Die Destillation und Abgabe erfolgt in Me 225.

Zu 1. Abgeschlossen. T 52-Anlage ist in Betrieb.

Zu 2. Weiterentwicklung hochaktiver u. formfester Betriebskontakte.

Zu 3. Fortführung der erst begonnenen Arbeiten.

Zu 4. Fortführung der erst begonnenen Arbeiten.

Zu 5. Versuche mit einem Ofen von 500 mm Druchmesser und noch notwendigen Arbeiten für die weitere technische Ausgestaltung.

Zu 6. ~~Bxix~~ Bilanzversuche und weitere Produktstudien (Abschliessende Arbeiten.

Zu 7. Silbernitratwäsche. Versuche in halbtechnischer Apparatur (Kaskade)

Zu 8. ~~Vexxxxxxxxxxxxxxxxxxxxxxxxxxxxxxxx~~ Abschlussarbeiten für AT 244-Anlage.

00001321

[redacted]

Der Reichsminister für Bewaffnung und Munition
Oberbefehlshaber der Luftwaffe

Berlin, den 6. Aug. 41
22. Sept. 41
AM/Nr. 316/28

Bag Target
3043 -30/4.02

Anderungen auf P 2/3 lt. Rücksprache mit Hr. Beyer am 24.6.42.!

Geheim!

1. Dies ist ein Staatsgeheimnis im Sinne des § 88 RStGB.
2. Weitergabe nur verschlossen, bei Postbeförderung als „Einschreiben".
3. Aufbewahrung unter Verantwortung des Empfängers unter gesichertem Verschluß.

Firma
Ammoniakwerk Merseburg G.m.b.H.
Leuna-Werke (Kreis Merseburg)

Sehr geehrte Firma Merseburg folgendes Anbrauen:

I. Lieferungen:

Sie verpflichten sich, die gesamte in Ihrer HF-Anlage Moosbierbaum anfallenden Mengen an hochleistungsfähigen HF zu liefern.

Unter ersten Angaben werden sich, je nach der Beschaffenheit des zu verarbeitenden straight-run-Benzins und des zu liefernden HF-Benzins bei einem Durchsatz von voraussichtlich jährlich ca. 60 000 - 87 000 t rumänischem straight-run-Benzin

monatlich voraussichtlich ca. 4200 - 6 000 t HF-Benzin

liefern.

Im Hinblick auf die noch ungeklärte Lage der Rohstoffversorgung, insbesondere bei Beginn der Produktion, werden Sie in noch bei Bedarf [illegible] vorzugsweise straight-run-Benzins und des zu liefernden HF-Benzins bei einem durchschnittlichen Durchsatz in der Gesamtanlage von voraussichtlich jährlich ca. 110 000 - 165 000 t straight-run-Benzin

monatlich voraussichtlich ca. 7 500 - 11 000 t HF-Benzin

liefern.

Durch [illegible] ist die ausreichende Bezugsmöglichkeit von rumänischem straight-run-Benzin in einer für das Ziel [illegible] HF-Benzin geeigneten Zusammensetzung.

Betriebsstörungen, Verkehrsstörungen, Verfügungen von hoher Hand und sonstige Fälle höherer Gewalt befreien Sie von Ihrer Lieferpflicht nach Massgabe der jeweiligen Auswirkungen.

X) Sie verpflichten sich, zur teilweisen Deckung Ihres straight-run-Benzin-Bedarfes von der Wifo monatlich 6 000 t rumänisches straight-run-Benzin zu Bedingungen zu beziehen, die zwischen Ihnen und der Wifo vertraglich festgelegt werden. Die Wifo ist berechtigt, diese Option der Kontinentalen Öl A.G. abzutreten.

00001320

Gl. 5 [illegible] Eisenbahnwaggons oder an die Wifo. Die Lieferung erfolgt [illegible] in deren Kesselwagen ab Werksstation [illegible] oder in deren Tankschiffen ab Donauhafen Moosbierbaum, wo sie [illegible] und fertig bereitgestellt werden.

Die Fertigstellung der Anlage sowie die erfolgte erstmalige Lieferung des in ihr hergestellten Flugtreibstoffes hat mir besonders [illegible]

00001323

Sollte in der Anlage in der vorgesehenen Lieferzeit jährlich eine größere Menge HF-Benzin erzeugt werden, als in Absatz I (Liefermenge) genannt ist, so verpflichte ich mich, nach mir vorher erfolgender entsprechender Mitteilung, die erzeugte Menge HF-Benzin ebenfalls in der genannten Zeit abzunehmen.

Für die Bereitstellung einer vierwöchigen Produktion ist in der Anlage ein Pufferbehälter erforderlich; doch soll tunlichst eine gleichmässige Abnahme angestrebt werden.

00001322

Da die Beschaffenheit des HF-Benzins von der Zusammensetzung des als Ausgangsstoff dienenden Straight-run-Benzins abhängig ist, ist eine endgültige Festlegung der Beschaffenheit des HF-Benzins nicht möglich.

Innerhalb der Grenzen der Schwankungen der Benzine, die praktisch verarbeitet werden, sind nach ~~dem derzeitigen technischen Stand~~ je nach Beschaffenheit des Ausgangsmaterials und je nach Beschaffenheit des HF-Benzins die unten stehenden Durchsätze an straight-run-Benzin bezw. Prozentsätzen an HF-Benzin zu erwarten.

Eigenschaften
von Straight-run-Benzin

	I	II
spez. Gewicht (20°)	0,75	0,7[illegible]
Siedebeginn	20 [illegible]	[illegible]
Siedeendpunkt	95 [illegible]	95 [illegible]
Dampfdruck n. Reid bei 37,8°	10[illegible]	[illegible]
Aromatengehalt	4[illegible]	[illegible]
Gum	Nicht über 50	50 - 12
Bleiboberest	unter 0,1 Gew.%	unter 0,1 Gew.%
Schwefelgehalt		
Überladbarkeit (vereinfachtes Verf. 130° Ladelufttemp.) bei 3		
mittl. erzielt. Ansaugdruck ~~= kg/cm²~~		
Ausbeute (2 Ausbauchargen)		
HF-Produktion		

Eigenschaften
des HF - Benzins

	Ia	Ib	2
spez. Gewicht (20°)	0,785 - 0,800	0,770 - 0,785	0,770 - 0,785
Siedebeginn	ca. 45°	ca 45°	ca 45°
Siedeendpunkt	165°	165°	165°
Dampfdruck n. Reid bei 37,8°	unter 0,4 at	unter 0,4 at	unter 0,4 at
Aromatengehalt	ca 63 Vol.%	ca 50 Vol.%	ca 55 Vol.%
Gum	unter 5 mg/100 ccm	unter 5 mg/100 ccm	unter 5 mg/100 ccm
Bleiboberest	höchstens ~~10~~ mg/100 ccm	höchstens ~~10~~ mg/100 ccm	höchstens ~~10~~ mg/100 ccm
Schwefelgehalt	unter 0,05 Gew.%	unter 0,05 Gew.%	unter 0,05 Gew.%
Überladbarkeit (vereinfachtes Verf. 130° Ladelufttemp.) bei 3	0,8 1,1	0,8 1,1	0,8 1,1
mittl. erzielt. Ansaugdruck ~~= kg/cm²~~	~~23~~ 13,5-14,5	17-18,0 10,5-11,5	~~13,5~~-19,5 12,0-13,0
Ausbeute (2 Ausbauchargen)	ca 71 %	ca 81 %	ca 72 %
HF-Produktion	ca 33 000 t	ca 59 000 t	ca 37 500 t

00001324

x) vorläufig

Aus den besten zur Verfügung stehenden gemischtbasischen straight-run-Benzinen (Benzin I) ~~entsteht~~ x) in der Anlage Moosbierbaum als Benzin bester Beschaffenheit mit 71 % Ausbeute das HF-Benzin 1a, ~~[illegible]~~ aus demselben Ausgangsbenzin als unterer Grenzfall mit ca 81 % Ausbeute HF-Benzin 1b ~~[illegible]~~. Das paraffinöse Ausgangsbenzin II ~~ergibt~~ vorläufig bestenfalls mit ca 72 % Ausbeute das HF-Benzin der Beschaffenheit 2 ergeben.

Die in § I (Liefermenge) genannten Durchsätze an straight-run-Benzin und die Produktionen an HF-Benzin ergeben sich für die bisher geplanten Ausbaustufen je nach Beschaffenheit des Ausgangsbenzins und des verlangten HF-Benzins folgendermassen:

1. Ausbaustufe				2. Ausbaustufe				Gesamtproduktion
Aromat. (Vol.%)	Anilinpunkt d. Rohbi.	Rohbi.-Durchs.	HF-Bi.-Prod.	Aromat. (Vol.%)	Anilinpunkt d. Rohbi.	Rohbi.-Durchs.	HF-Bi.-Prod.	
50	48°C	ca 87 500	ca 66 500 (76%)	50	48°C	ca 73 000	ca 59 000 (81%)	125 500
55	"	" 87 000	" 55 500 (72%)	55	"	" 68 000	" 48 000 (72,5%)	103 500
60	"	" 82 000	" 42 000 (66,7%)	60	"	" 47 000	" 33 000 (70,2%)	75 000
50	51°C	" 80 500	" 56 000 (70,2%)	50	51°C	" 63 500	" 45 000 (75,7%)	101 500
55	"	" 70 000	" 47 000 (67%)	55	"	" 58 000	" 37 500 (72,2%)	84 500

Vorläufig wird für Moosbierbaum der Aromatengehalt des fertigen HF-Benzins auf 50 - 55 Vol.% Aromatengehalt festgelegt. Sollte sich die Festlegung eines anderen Aromatengehaltes als wünschenswert erweisen, so wird sich meine Dienststelle GL 5 mit Ihnen in Verbindung setzen.

IV. Qualitätsprüfung:

Die Abnahme (Güteprüfung) und Freigabe erfolgt durch meine Untersuchungsstelle für Flugtreibstoffe; in Zweifelsfällen entscheidet die Analyse der Erprobungsstelle der Luftwaffe Rechlin, wobei Ihnen Gelegenheit zu geben ist, sich an der Nachuntersuchung zu beteiligen.

Für besondere Fälle, die nicht als Regelfälle anzusehen sind, behalte ich mir das Recht vor, durch einen Prüfchemiker sofort an Ort und Stelle in den Laboratorien Ihres Werkes in Moosbierbaum Prüfungen des Fertigerzeugnisses vornehmen zu lassen. Die Einrichtungen sind kostenlos zur Verfügung zu stellen. Im Regelfall soll jedoch davon kein Gebrauch gemacht werden.

V. Übernahme:

Die endgültige Abnahme (Übernahme) geschieht, nachdem die Lieferung als bedingungsgemäß anerkannt worden ist, bei der Empfangsstelle. Erst mit der Abnahme der Ware durch den Empfänger geht die Gefahr auf den Auftraggeber über.

00001326

00001325

VI. Preise und Preisprüfung:

Der vorläufige Preis ist nach den Grundsätzender anliegenden Vorauskalkulation (Anlage 1), die einen Bestandteil dieses Auftrages bildet, zu errechnen. Er enthält eine Amortisation von 20 % auf die voraussichtlich neu zu investierenden 7,05 Mill. RM eigenes Kapital und 10 Mill RM fremdes Kapital. Die Wertansätze dieser Vorauskalkulation sind vorläufig und unterliegen der Preisprüfung.

[illegible]

[illegible] 30,88 [illegible] kg LF-Benzin

[illegible]

Durchsatzmöglichkeit der HF-Anlage jährlich 120 000 bis 140 000 t straight-run-Benzin nach dem 2.Ausbau beträgt und dass diese Durchsatzmöglichkeit voll ausgenutzt ist. Dieser Zustand wird voraussichtlich im Laufe des zweiten Betriebsjahres eintreten.

[illegible]

Die [illegible] und Verlustrechnungen für den HF-Betrieb [illegible] und die Wechselkurs [illegible] nach der [illegible] Preisprüfungen

00001327

Wird während der Dauer des Vertrages die Erzeugung auf meinen Wunsch eingestellt, so vergüte ich Ihnen die dadurch entstehenden Verluste, insbesondere den vertragsmässigen Kapitaldienst auf das gesamte neuinvestierte Kapital (20% Amortisation, effektive Verzinsung des fremden und angemessene Verzinsung des eigenen Kapitals) in vierteljährlichen Raten.

Werden die Anlagen auf meinen Wunsch betriebsbereit gehalten, so vergüte ich weiter die Instandhaltungskosten einschliesslich der auf der Anlage ruhenden Steuern und Lasten, soweit eine anderweitige Erwirtschaftung dieser Kosten nicht möglich ist. Die Zahlungen beginnen jeweils sofort nach Einstellung der Abnahme. Ein Anspruch auf entgangenen Gewinn ist ausgeschlossen.

Ergänzung zu Ziff. unserem Schreiben an RMM/Gwl vom 20.9.1941

Unter Gewinn in diesem Sinne ist nur der eigentliche Unternehmergewinn zu verstehen, aber nicht der im Posten E der in der Anlage befindlichen Voraushalkulation enthaltene kalkulatorische Gewinn nach LSÖ, insbesondere nicht, soweit er Unkosten, wie Kapitalverzinsung, Ertragssteuer, Umsatzsteuer u. sonstige Kosten enthält.

Verwenden Sie jedoch in diesem Falle Teile der Anlage zu anderen Zwecken, so werden die hieraus erwirtschafteten normalen Amortisations- und Verzinsungsbeträge auf die Zahlungen angerechnet.

Nach Ablauf des I. Lieferjahres wird auf Grund einer Preisprüfung der endgültige Preis für das erste Betriebsjahr- auf Grund des Ergebnisses des ersten Betriebsjahres und der geltenden LSÖ-Vorschriften- errechnet. Gleichzeitig wird für das zweite und dritte Betriebsjahr ein Festpreis im voraus vereinbart, unter der Voraussetzung, dass die betrieblichen Verhältnisse einen solchen zu diesem Zeitpunkt festzusetzen erlauben. Sollte das nicht der Fall sein, so soll zu dem frühestmöglichen Zeitpunkt die Festlegung eines Festpreises für das zweite und dritte Betriebsjahr erfolgen. Nach dem dritten Betriebsjahr wird auf Grund einer Preisprüfung der Festpreis im voraus für das vierte und fünfte Betriebsjahr vereinbart.

Bei zwangsläufiger Verteuerung des HF-Benzins, z.B. durch Rohstoffverteuerung, Mindererzeugung, Gestehkostenerhöhung oder Minderabnahme, wird der geltende Jahresfestpreis auf Grund einer Preisprüfung nachträglich entsprechend erhöht. Kostensteigerungen, die von Ihnen zu vertreten sind, gehen zu Ihren Lasten.

Nach Ende des ersten Betriebsjahres vergüte ich Ihnen ferner die Anlaufkosten einschliesslich Zinsen für die Bauzeit.

Bei Produktionseinstellung, an der ein Verschulden Sie nicht trifft, vergüte ich Ihnen die dadurch entstehenden Verluste, insbesondere den vertragsmässigen Kapitaldienst auf das gesamte neu investierte Kapital (20 % Amortisation, effektive Verzinsung des fremden und angemessene Verzinsung des eigenen Kapitals) in vierteljährlichen Raten.

Werden die Anlagen auf meinen Wunsch betriebsbereit gehalten, so vergüte ich weiter die Instandhaltungskosten einschliesslich der auf der Anlage ruhenden Steuern und Lasten. Die Zahlungen beginnen jeweils sofort nach Einstellung der Abnahme. Ein Anspruch auf entgangenen Gewinn ist ausgeschlossen.

Verwenden Sie jedoch in diesem Falle Teile der Anlage zu anderen Zwecken, so werden die hieraus erwirtschafteten normalen Amortisations- und Verzinsungsbeträge auf die Zahlungen nach Abs. 11 und 12 angerechnet.

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

Die Rechnungen werden von Ihnen an jedem Monatsende [illegible]

Die Zahlung erfolgt nach Vorlage prüfbarer Rechnungen durch die Wista mit 98 % innerhalb von 14 Tagen nach Rechnungsdatum, Rest innerhalb weiterer 14 Tage, ohne Abzug.

Bei Vorlage der Rechnungen ist folgendes zu beachten:

Über jede Lieferung sind 3 Lieferscheine (Teil 1, 2 und 3) sowie 7 Versandanzeigen (Teil 4-10) mit Angabe der Kilogramm und des spezifischen Gewichts auszustellen. Sie sind wie folgt zu verwenden:

Lieferschein Teil 1	bleibt bei der Empfangsstelle
" " 2 und 3	sind dem Empfänger mit dem Ersuchen zu übermitteln, auf ihnen den Empfang der Ware zu bestätigen und dabei genau anzugeben, unter welcher Nummer (Seite, Abschnitt, Titel usw.) des Bestandsbuches bezw. der

Partei die Ware vereinbart worden ist.
Diese Scheine sind an Ammoniakwerk Merseburg zurückzugeben.

Versandanzeige	4, 5 und 6	gehen an die Wirtschaftliche Forschungsgesellschaft m.b.H., Berlin W-8, Mohrenstrasse 36/37, Ab. L und V.
Versandanzeige	7	an Ammoniakwerk Merseburg G.m.b.H. Abt. Öle, Berlin NW 7, Unter den Linden 24.
Versandanzeige	8 bis 10	verbleiben in Ihrem Besitz.

X. Geheimhaltung:

Der Flugtreibstoff HF-Benzin und die Tatsache seiner Grosserzeugung sind auf Grund der §§ 88 ff. des Reichsstrafgesetzbuches geheimzuhalten, auch wenn gegen eine Veröffentlichung des Patents sowie etwaiger weiterer Patente oder Anmeldungen, soweit solche freigegeben werden, keine Bedenken bestehen. Der Flugtreibstoff HF-Benzin darf nur für Zwecke meines Ministeriums Verwendung finden. Jede Abgabe an eine mir nicht unterstehende Dienststelle oder an Firmen bedarf von Fall zu Fall meiner Genehmigung.

Ich bitte um sofortige Bestätigung dieses Auftrages.

Im Auftrag

Anlage

286
3169

00001331

Abteilung für
Wirtschaftlichkeitsprüfung
Dr.Kä./Me./1923 g

Leuna-Werke, den 4. 9. 1941

Bag Target
3048 -30/4.02

Aktennotiz.

Besprechung in Ludwigshafen am 25. 8. 1941.

Teilnehmer:

Herr Dr. Simon
" Dr. Becker
" Dr. v. Hochstetter
" Dr. Free
" Dr. Hartmann
" Dr. Schneider
" Dr. Lang
} Ludwigshafen

Herr Dr. Herold
" Dr. Ober
" Dr. Welz
" Dr. Käding
} Leuna.

Betr.: Hydrierung von Erdöl-Destillationsrückständen (Projekt Moosbierbaum).

Für Moosbierbaum ist die Destillation von russischem Erdöl geplant. Der dabei anfallende Rückstand (160 000 jato) soll durch Hydrierung in Benzin übergeführt werden, das als Rohprodukt für die HF-Anlage geeignet ist. Da in Ludwigshafen einerseits die Planung für die Hydrierung von Erdölrückständen für Pölitz durchgeführt wurde und andererseits von Herrn Direktor Dr. Pier die Druckdestillationsanlage anstelle der Sumpfphase-Hydrierung vorgeschlagen worden ist, sollten durch eine Besprechung in Ludwigshafen die entsprechenden Unterlagen für die Planung Moosbierbaum bezw. die Gegenüberstellung Hydrierung-Sumpfphase und Druckdestillation durchgesprochen werden.

Für die Hydrierung bestehen folgende Möglichkeiten:

I) Der Rückstand wird in einer Sumpfphase aufhydriert, das dabei entstehende Mittelöl wird in einer Gasphase in ein Benzin bis 165° umgewandelt.

II) Der Rückstand wird in einer Sumpfphase zu Mittelöl und Benzin abgebaut und das A-Mittelöl und Sumpfphase-Mittelöl in die katalytische Krackanlage geschickt. Anschliessend wird das dabei anfallende R-Öl (Dieselöl) über Kontakt 6434 in Benzin bis 165° umgewandelt und als Rohmaterial für die HF-Anlage eingesetzt.

Wa.
Ku.
Ö
An.
Pu.
Ly.
AW.

III) Der Rückstand wird in einer Druckdestillationsanlage (~ 30 at !x)) verarbeitet, das Destillat über festen Kontakt (7846) in Benzin und Mittelöl umgesetzt, das entstandene Mittelöl in einer Gasphase weiter verarbeitet.

Al_2O_3 + 7% MoO_3 + 3% Ni

Zur Verarbeitung der Rückstände wurden 2 extreme Fälle betrachtet:

A) Ein paraffinbasisches (wasserstoffreiches) Öl
über 350° Siedendes $D_{20°}$ = 0,94
0,7 % Asphalt
5 % Paraffin
5 % - 350° Siedendes.

B) Ein naphthenbasisches (wasserstoffarmes) Öl
über 350° Siedendes $D_{20°}$ = 0,99
3 % Asphalt
1,2 % Paraffin
5 % - 350° Siedendes.

Es wurde vorgeschlagen, das Produkt in eine Sumpfphase bei 700 at (Fall I) einzusetzen. Dabei ergeben sich folgende Daten:

Sumpfphase: Eisenkontakt 2,5 % (bezogen auf Frischeinsatz)
Leistung : 0,5 - 0,55
Abstreifer-Konzentration bis 350° siedend: 50 %
Vergasung : 12 % (bezogen auf Mittelöl bis 350° + Vergasung).

Je t Ausgangsmaterial werden erhalten bei

Fall A: 315 kg Benzin bis 165°
653 kg Mittelöl (165° - 350°).

In Fall B werden erhalten:
213 kg Benzin bis 165°
651 kg Mittelöl (165° - 350°).

Das entstandene Mittelöl wird in einer Gasphase bei 300 at. eingesetzt (unter Umständen muss das Mittelöl vor dem Einsatz in die Gasphase mit Schwefelsäure gewaschen werden, um vorhandene Stickstoffverbindungen zu entfernen).

---

x) früher wurden 5 - 6 at. genannt.

Kontakt : 6434
Leistung : 0,5
Abstreifer-Konzentration bis 350° Siedendes: 50%
Vergasung : 15 % (bezogen auf Mittelöl bis 350° + Vergasung).

Endprodukt ist ein Benzin mit einem Siedeende von 165°.

Die Gasverteilung ist folgende:

Sumpfphase je t Ausgangsmaterial 127 kg Kohlenwasserstoffe mit folgender Verteilung:

H_2	70	m^3
C_1	27	Gew.%
C_2	23	" "
C_3	30	" "
iC_4	4	" "
nC_4	16	" "

Gasphase je t Mittelöl 157 kg Kohlenwasserstoffe mit folgender Verteilung:

H_2	55	m^3
C_1	1	Gew.%
C_2	1	" "
C_3	18	" "
iC_4	60	" "
nC_4	20	" "

Die Qualität der anfallenden Produkte wurde folgendermassen genannt:

A-Mittelöl

Fall A. Anilinpunkt: 60 - 65°
disponibler Wasserstoff: 15 %

Fall B. Anilinpunkt: 55 - 60°
disponibler Wasserstoff: 15,5 %.

Sumpfphase-Mittelöl

Anilinpunkt: 44 - 45°
(naphthenbasisches Öl, das im A-Mittelöl einen Anilinpunkt von 57° besitzt.)

Straight-run-Benzin x)

(bis 200° siedend, naphthenbasisch)
Oktanzahl: 50 (Res.)

---

x) Daten bis 165° waren nicht vorhanden.

00001334

Sumpfphase-Benzin - 180° x)

Anilinpunkt: 53 - 55°
Oktanzahl : 54 (Res.)
2 - 3 % ungesättigte.

Für Fall II) (Sumpfphase, katalytische Krackung, Gasphase) sind die Betriebsdaten in Bezug auf die Hydrierung gleich. Die Produktverteilung ist ebenfalls gleich. Die Oktanzahlen sind um etwa 2 Punkte höher anzunehmen.

Es wurden uns noch die Oktanzahlen für Benzine der Fälle A + B über 6434 bei 165° abgeschnitten angegeben:

	Wasserstoffreich		Wasserstoffarm	
Einsatz:	A-Mittelöl +Sumpfphase	R-Öl KK	A-Mittelöl +Sumpfphase	R-Öl KK
OZ:	69	71	71	72

Der Wasserstoffverbrauch in der Sumpfphase beträgt

Fall A: 450 m³ Wasserstoff / t Rückstand
" B: 485 m³ " " "

~~Der Wasserstoffverbrauch in der Gasphase~~ beträgt für A-Mittelöl

Fall I A: 400 m³
" I B: 460 m³

für Sumpfphase-Mittelöl

Fall I A: 460 m³
" I B: 513 m³

Für Mittelöl Fall II 550 m³.

Der benötigte Kochraumraum für ein Projekt von

400 000 Jato Rohöl (benzinfrei),

von den 200 000 Jato in der Sumpfphase eingesetzt sind, ist wie folgt:

Sumpfphase eine 2-Fach-Kammer
eine 3-Fach-Kammer

mit einem Inhalt von durchschnittlich 8,8 m³ je Ofen. (44 ohne)

---

x) Daten bis 165° waren nicht vorhanden.

Gasphase (Fall I)

drei 3-fach-Kammern (Ofeninhalt wie oben).

Für Fall II tritt an die Stelle der drei 3-fach-Kammern eine 2-fach- und eine 3-fach-Kammer.

Zu Verfahren III (Druckdestillation) ist folgendes zu sagen:

Grundsätzlich erklärten die Ludwigshafener Herren, dass sie eine Druckdestillation noch nicht ohne weiteres empfehlen könnten, da Erfahrungen mit Grossversuchen hierüber noch nicht vorliegen, dass sie vielmehr eine Druckdestillation zunächst für Ludwigshafen bauen würden.

An Rückständen fallen bei der Druckdestillation in Fall A

19 000 t Rückstand mit 25 - 30 % Asphalt,

in Fall B etwa

42 000 t Rückstand an.

Diese Rückstände sind nur sehr schwierig aufzuhydrieren, sodass Ludwigshafen vorgesehen hat, die Rückstände als Strassenasphalt oder Elektrodenkoks zu verkaufen.

Ein Vergleich des Hochdruckraum-Bedarfs zwischen Hydrierung (Sumpfphase u. Gasphase) und Druckdestillation einschl. Hydrierung ergab folgendes:

Einsatz 1 000 kg Rohöl

Druckdestillation	Sumpfphase u. Gasphase
n.d. Destill. entstehen:	n.d. Destillation entstehen:
575 kg Mittelöl	500 kg Mittelöl
365 kg Schweröl	+ 500 kg Rückstand.
+ 21 kg Schweröl (aus Rückstandschwelung).	Einsatz des Rückstandes in Sumpfphase Leistung 0,55, 700 at
900 kg Schweröl.	= 435 kg Benzin + Mittelöl
Letzteres ergibt über fest angeordneten Kontakt (7846) (500 at), Leistung 0,3 = 290 kg Mittelöl, die 1 m³ Kontaktraum benötigen.	mit einem Hochdruckraumbedarf von 0,8 m³ Kontaktraum.
Gasphase über 6434 (300 at) Einsatz 865 kg, Leistung 0,5, Ausbeute 85,5 % = 740 kg Benzin, entsprechend einem Hochdruckraumverbrauch von 1,5 m³, sodass bei der Druckdestillation für die Verarbeitung von 1 000 kg Rohöl 2,5 m³ Kontaktraum benötigt werden.	Die 435 kg Benzin + Mittelöl teilen sich auf in 109 kg Benzin + 326 kg Mittelöl. Einsatz von 326 kg Mittelöl + 500 kg A-Mittelöl = 826 kg Mittelöl in Gasphase über 6434, Leistung 0,5 500 at ergeben 700 kg Benzin, die 1,4 m³ Kontaktraum benötigen.

Insgesamt entstehen bei Druckdestillation

aus 1.000 kg Rohöl = 740 kg Benzin, + 50-100 kg Asphalt + Gas

die

2,5 m³ Hochdruckraum

gebrauchen, bei Sumpfphase und Gasphase

803 kg Benzin, + Gas

die

2,2 m³ Hochdruckraum

benötigen.

bei 400000 Rohöl 28000 jato bei mafo (x 200 M = 5,6 Mio M)

Der Bedarf für eine Anlage für 150 000 jato benzinliefernde Menge, der Einsatzmenge 180 000 jato in Sumpfphase, ist folgender:

Sumpfphase	2	t	Hochdruckdampf
	26	t	Niederdruckdampf
	34 000 000	WE	Heizgas
	2 000	m³	Wasser
	8 250	kW	Strom.
Gasphase	35	t	Hochdruckdampf
	37	t	Niederdruckdampf
	17 000 000	WE	Heizgas
	3 500	m³	Wasser
	6 000	kW	Strom.
Wasserstoffverbrauch in beiden Stufen	30 000	m³	Wasserstoff / h.

Ein Vergleich des Energieverbrauchs Sumpfphase + Gasphase-Hydrierung mit zwischengeschaltetem KK-Benzin (Fall II) und dem Energieverbrauch einer Druckdestillation mit anschliessender Hydrierung ergibt folgendes Bild:

Sumpfphase + Gasphase	30	t	Hochdruckdampf
	72	t	Niederdruckdampf
	46 000 000	WE	Heizgas
	6 500	m³	Wasser
	27 100	kW	Strom mafo: 900 kW/h ≅ 120 M/h ≅ 1 Mio M/Jahr
Druckdestillation	47	t	Hochdruckdampf
	46	t	Niederdruckdampf
	48 000 000	WE	Heizgas
	8 400	m³	Wasser
	18 200	kW	Strom,

H_2 = Verbrauch (Verglich)?

d.h. dass der elektr. Energieverbrauch bei der Druckdestillation geringer ist als bei der Sumpfphase + Gasphase-Hydrierung, während die übrigen Energien ungefähr gleich sind.

Die Anlagekosten für die Gasphase + Sumpfphase-Hydrierung bei einer Verarbeitung von 400 000 jato Rohöl betragen:

Tanklager 150 000 m³ (Ölleitung, Rohöl-Destillation)	9 500 000 RM
Hydrierung-Sumpfphase	16 000 000 RM
Hydrierung-Gasphase	22 000 000 RM
Nebenanlagen etwa	12 000 000 RM
ungefähr 55 %	60 000 000 RM.

Die Kosten einer Druckdestillation wurden mit etwa 15 % niedriger angegeben.

Die Ludwigshafener Anlagen(DHD, SS-Öl, AT 244) sollen nach einem Schreiben des Gabechem vom 12. 8. 41 aus luftschutztechnischen Gründen nicht gebaut werden. Wie wir inzwischen Herrn Dr. Krane-puhl mündlich dargelegt haben, ist die Deckung der für Ludwigshafen vorgesehenen Mengen durch Hydrierung des Rückstandes der Topp-Destillation im Moosbierbaum ohne weiteres möglich. Für die SS-Öl- und AT 244-Anlagen ergeben sich sogar noch etwas grössere Mengen, als für Moosbierbaum und Ludwigshafen zusammen geplant waren.

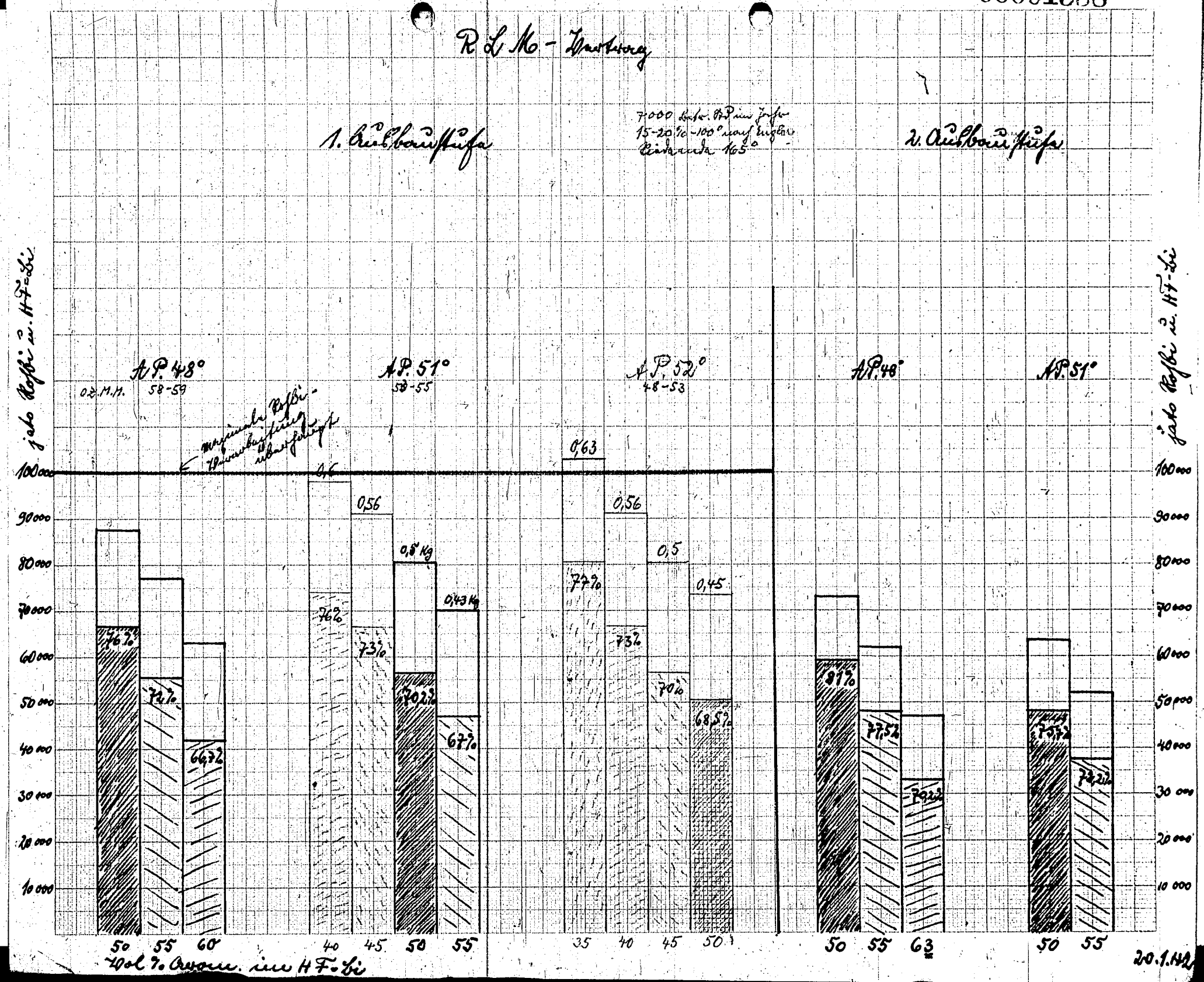
Ludwigshafen plant jetzt, um etwas von den vorgesehenen Anlagen noch zu retten, Verlegung der für Ludwigshafen geplanten Druckdestillation in die Lobau und Transport des entstandenen Destillats in die zu errichtende Hydrierungs-, DHD- usw. Anlagen nach Ludwigshafen. Herr Dr. Becker, Lu, schlug vor, falls dieses neue Ludwigshafener Bauprojekt durchgeführt werden kann, für die Verarbeitung der Rückstände, die im Moosbierbaum anfallen, keine Hydrierung in Moosbierbaum zu erstellen, sondern diese in die Lobau zu führen, dort in der Ludwigshafener Druckdestillation zu hydrieren und die anfallenden Destillate zusammen mit den Destillaten von Ludwigshafen hier zu verarbeiten.

Wie wir inzwischen von Herrn Dr. Kranepuhl hörten, hat das Ludwigshafener Projekt wenig Aussicht, verwirklicht zu werden.

Dir. Dr. v. Städen
" Dir. Dr. Strombeck
" Dir. Dr. Schunck
" Dr. Herold
" Dr. Kaufmann
" Dr. Ober
" Dr. Walz
AWP

00001338

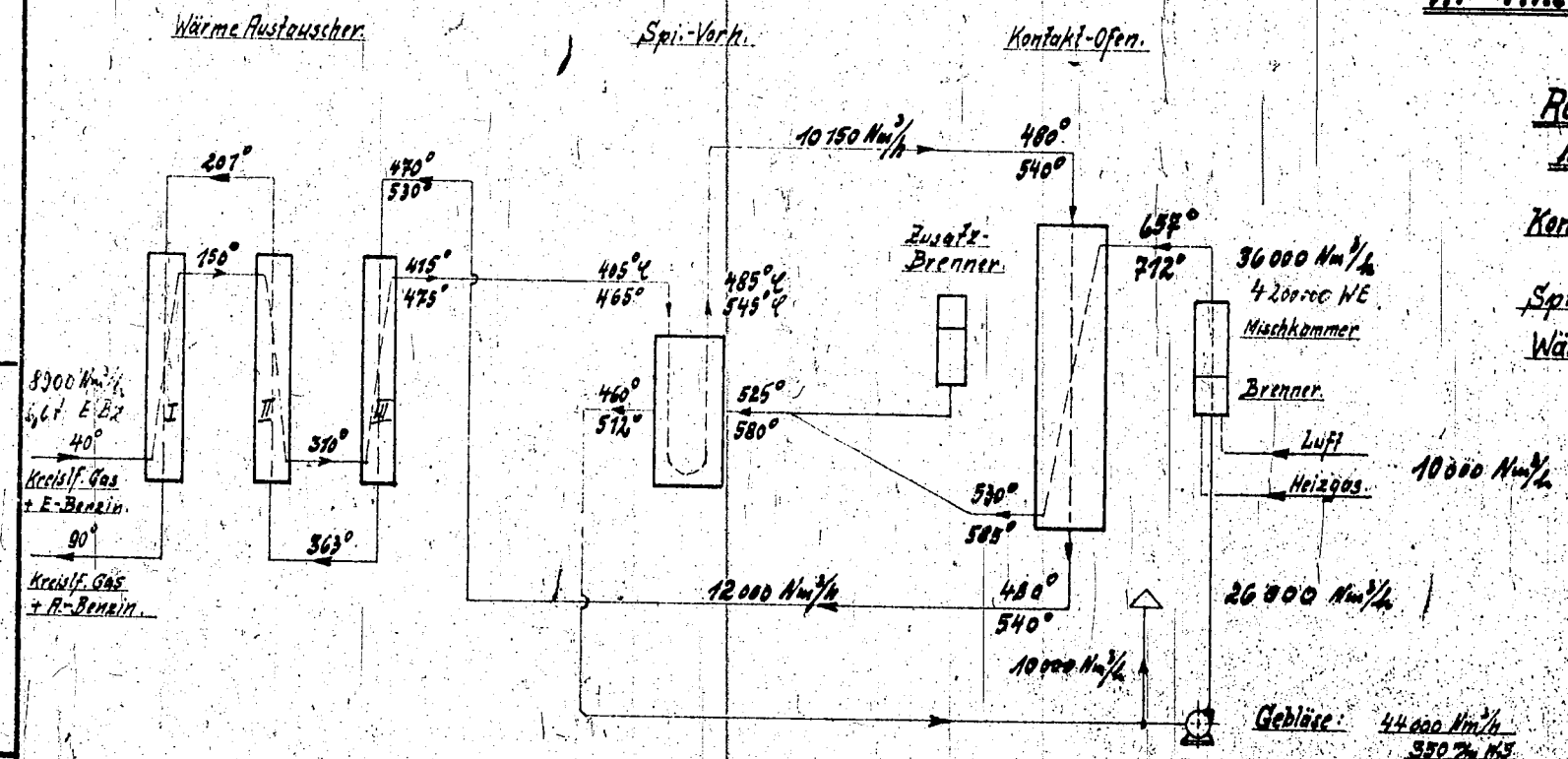
RLM - Versuchsreihe



Schema der HF-Anlage Mbb. II

Reaktions Periode.
Normalbelastung.

Kontaktofen: 500 m² Heizfl.
11 m³ Kontakt.
Spi.-Vorhz.: 320 m² Heizfl.
Wärmeaust.: 3×84=250 m²



Spitzen-Vorheizer.

Aufheizung: 405° 465°C + 485° 545°C
Wärmemenge: 110 115 kcal je kg E-Benzin

	6600 × 110 = 726000 WE/h	6600 × 115 = 760000 WE
Abstrahlg.	72600 "	76000
Insgesamt:	798 600 WE/h.	836000 WE

Kontaktofen:

Wärmemenge: 200 kcal je kg E-Benzin
0,6 kg E-Benzin je ltr. Kontakt
6600 × 200 = 1 320 000 kcal
Abstrahlung: 280000 "
Insgesamt: 1 600 000 kcal/h

Ammoniakwerk Merseburg G. m. b. H.

DIN-Format A 4

M 4832-16

Me 22 Kur 0561

00001339

Ammoniakwerk Merseburg
Gesellschaft mit beschränkter Haftung
Leuna Werke (Kreis Merseburg)

A.W.P.
0265919 -1 JUL 1942
Beantwortet: Ablage:

Reg. Träger
3.043.-8074.02

Geheim! 00001340

1. Dies ist ein Staatsgeheimnis im Sinne des § 88 RStGB.
2. Weitergabe nur verschlossen, bei Postbeförderung als „Einschreiben".
3. Aufbewahrung unter Verantwortung des Empfängers unter gesichertem Verschluß.

Reichsluftfahrtministerium
Abteilung LF 1 II c
z. Hd. des Herrn Siebert
Berlin W 8

für Kaufmann
Walz

Leuna Werke
(Kr. Merseburg)

AWP Dr.Lgh/m/4945 26.6.1942

g. R.
4.7.42

Betreff:
Liefervertrag HF-Anlage Moosbierbaum.

In einer Besprechung, welche wir heute mit Herrn Dr. Beyer, ALAG-Halle, sind über die in unserem Schreiben vom 27.5. an Sie vorgesehene diesbezügliche Änderung an den § 3, Beschaffenheit, hinaus eine weitere Anzahl von Änderungen vereinbart worden. Da diese sich über den gesamten Paragraphen erstrecken, geben wir im folgenden diesen noch einmal in der vollständigen Formulierung, wobei wir die Änderungen gegenüber der alten Fassung durch rote Unterstreichung kenntlich gemacht haben.

III. Beschaffenheit:

Da die Beschaffenheit des HF-Benzins von der Zusammensetzung des als Ausgangsstoff dienenden straight-run-Benzins abhängig ist, ist eine eindeutige Festlegung der Beschaffenheit des HF-Benzins nicht möglich.

Innerhalb der Grenzen der Schwankungen der Benzine, die voraussichtlich praktisch vorliegen werden, sind nach den vorliegenden Versuchsergebnissen je nach Beschaffenheit des Ausgangsmaterials und je nach Beschaffenheit des HF-Benzins etwa die unten stehenden Durchsätze an straight-run-Benzin bzw. Produktionen an HF-Benzin zu erwarten.

Eigenschaften
von straight-run-Benzin

	I	II
Spez. Gewicht (20°)	0,75	0,74
bis 100° siedend	25 %	20 %
bis 185-190° siedend	95 %	95 %
Endsiedepunkt	165°	165°
Anilinpunkt	45°	51°
Oktanzahl (Motormethode)	meist unter 58	50-55
Schwefelgehalt	unter 0,1 Gew.%	unter 0,1 Gew.%

Irgendschriften
des HF- Benzins .

	1 a	1 b	2
Spezifisches Gewicht (20°)	0,785 - 0,800	0,770 - 0,785	0,770 - 0,785
Siedeverlauf	ca. 45°	ca. 45°	ca. 45°
Endpunkt	165°	165°	165°
Dampfdruck Reid	unter 0,4 at	unter 0,4 at	unter 0,4 at
Gehalt	ca. 55 Vol.%	ca. Vol.%	ca. 55 Vol.%
Oxin	unter 5 mg/ 100 ccm	unter 5 mg/ 100 ccm	unter 5 mg/ 100 ccm
Jodzahl	höchstens 1 mg/ccm	höchstens 1 mg/ccm	höchstens 10 mg/100 ccm
Schwefelgehalt	unter 0,05 Gew.%	unter 0,05 Gew.%	unter 0,05 Gew.%
Bleigehalt (Bleitetraäthyl)	0,8	1,1	0,8 1,1
Siedeverlauf	25	17,5 10,0 13,0 11,5	18,5 10,0 15,5 15,0
Ausbeute (Benzin)	ca. 71 %	ca. 63 %	ca. 75,5 %
	ca. 54 000 t	ca. 59 000 t	ca. 57 500 t

Aus den Daten zur Verfügung stehenden konventionellen Benzin-zum-Benzin (Benzin I) wird voraussichtlich das Benzin in der Anlage Pöchelbaum als Benzin bester Beschaffenheit mit ca. 71 % Ausbeute das HF-Benzin Ia erhalten, aus schlechterem Ausgangsbenzin als unterer Grenzfall mit ca. 62 % Ausbeute HF-Benzin Ib. Das paraffinische Ausgangsbenzin II dürfte voraussichtlich bestenfalls mit ca. 72 % Ausbeute das HF-Benzin der Beschaffenheit 2 ergeben.

Die [illegible] (Motorenprüfungen) [illegible] an einzelnen Benzinen zu den Produktionen aus HF-Benzin ergeben sich [illegible] Ausbeuten für [illegible] der Ausgangsbenzine [illegible] etwa folgendermassen:

1. Ausbaustufe				2. Ausbaustufe				
Aromatengeh. (Vol.%)	Anilinpunkt d. Rohbl.	Rohbl.-Anf. Jato	HF-Bi-Prod. Jato	Aromatengeh. (Vol.%)	Anilinpunkt d. Rohbl.	Rohbl.-Anf. Jato	HF-Bi-Prod. Jato	Gesamt-Prod. Jato
ca. 50	48°C	87 500	[illegible]	ca. 50	48°C	75 000	50 000	125 500
ca. 55	"	77 000	55 500	ca. 55	"	62 000	48 000	103 500
ca. 60	"	63 000	42 000	ca. 60	"	57 000	33 000	75 000
ca. 50	51°C	[illegible] 500	[illegible] 500	ca. 50	51°C	60 500	43 000	104 500
ca. 55	"	7[illegible] 000	[illegible]	ca. 55		52 000	37 500	94 500

Vorläufig wird für Moosbierbaum der Aromatengehalt des fertigen HF-Benzins auf 50-55 Vol.% Aromatengehalt festgelegt. Sollte sich die Festlegung eines anderen Aromatengehaltes als wünschenswert erweisen, so wird sich meine Abt. Mineralöl (GL/A-M) mit Ihnen in Verbindung setzen.

Wir möchten die Bitten, bei Benennung endgültigen Fassung des HF-Vertrages diese Formulierung einzusetzen.

Heil Hitler !

AMMONIAKWERK MERSEBURG
Gesellschaft mit beschränkter Haftung

gez. Silcher gez. Langheinrich

Dr.: RLM GL/A-M, z.H. Herrn Dr. Beyer
Herren Dir. Dr. Fiek, Lu.
~~Dr. Hanshelmann~~
Kraestel, Bln.
Dir. Dr. Gütefisch, Me.
Dir. Dr. v. Staden, Me.
Dr. Henning, Abbt.
Dr. Harold, Me.
AWP Leuna
AWP Bln.

HAUPTLABORATORIUM
Versuchsgruppe Me 219

Leuna Werke, den 11.8.42
Dr.Wlz./Ei.

Bericht über die Anfahrperiode der HF-Anlage Moosbierbaum

Beide Ofengruppen wurden über den Reaktionsweg (Hauptvorheizer, Zwischenvorheizer I und II) aufgeheizt. Die Aufheizung erfolgte mit Heizöl. Temperaturen 125/123, Zwischenvorheizer I 12,5/12,7, II 12,2 (Cr-Ni).

Am 15.7.42, 14.45 Uhr Beginn der Einspritzung. Bedingungen: 0,15 kg/v/h (4,8 m³/h = 3,6 to/h), 9300 cbm Kreislaufgas/h, Druck zunächst 5 atü bei einem H_2-Gehalt von 60 %. Die Anlage wurde vor dem Anfahren auf 2 atü entspannt und dann der in Moosbierbaum vorhandene Wasserstoff aufgepreßt. Dadurch konnte nur ein Druck von 5 atü erreicht werden. Die weitere Drucksteigerung erfolgte durch die Einspritzung. Der volle Druck (14,5 atü Saugseite) konnte erst nach ca 1,5 Stunden erreicht werden.

Mit dem Heizölbrenner ließ sich jedoch im Hauptvorheizer nicht die gewünschte Reaktionstemperatur erzielen. Die max. Temperatur am Hauptvorheizer-Austritt betrug 11,2 mV (Cr-Ni). An den Zwischenvorheizern wurden folgende Durchschnittstemperaturen erreicht. I 11,5, II 11,3. Das unter diesen Bedingungen erhaltene Anfallprodukt (A.P. + 10° bis + 15°) war zu schlecht und wurde deshalb wieder in das Rohbenzin zurückgegeben.

Es stellte sich heraus, daß der Abhitzekessel nicht einwandfrei arbeitete. Durch Absinken des Wasserstandes wurde der Flansch am Abhitzekessel-Ausgang und der am Regenerator Saugseite Eingang undicht. Die Anlage wurde bis auf 5 atü entspannt und die Flanschen nachgezogen. Die Störung dauerte von 17.40 - 21.45. Es wurde bei 5 atü mit der Einspritzung wieder begonnen. Der Kompressor mußte abgestellt werden, da sich beim Auffüllen mit Kreislaufgas scheinbar einen Teil der Kohlenwasserstoffe bereits im Zylinder verflüssigte.

Bereits um 22.50 gab es eine zweite Störung, durch einen Heizölbrand am Produktregenerator. Es wurde wieder die Einspritzung abgestellt.

Beginn der Reaktion mit der alten Einspritzung am 16.7. um 6.15. Da bei der Reaktion die Ofenmanteltemperaturen teilweise bis auf 20 mV gestiegen waren, wurde an jedem Ofen eine Lage Isolierung entfernt. Später zeigte sich, daß auch die Maßnahme nicht ausreichte. Es wurde deshalb am oberen Teil der Ofen die Isolierung vollkommen entfernt.

Auftretende Undichtigkeiten an der Drosselklappe des Abhitzekessels 3 konnten nicht beseitigt werden. Die Fackel wurde gezündet. Bei Entspannung großer C_3/C_4-Mengen an der Stabilisierung ist die Fackel zu stark belastet.

Beim Umstellen der Vorheizer von Heizöl auf Heizgas mußte das Wasser aus der Heizgastauchung entfernt werden, da sonst zu starke Druckschwankungen in der Heizgasleitung auftreten. Mit Heizgas ließen sich in den Vorheizern die jeweils gewünschten Temperaturen ohne weiteres erreichen. Leider traten durch die ungleichmäßige C_3/C_4-Entspannung am Regler in der Stabilisierung starke Schwankungen im Heizwert des Gases auf, durch die die Regulierung der Vorheizer sehr erschwert wurde.

Am 16.7.42, 8.30 wurde die Einspritzung auf 5 m^3 h = 4,5 to/h = 0,25 kg/v/h erhöht. Die Ausgangstemperaturen an den Vorheizern betrugen 12,0 mV (CrW) 11,5 und 11,0. Vorheizer wurden sehr unregelmäßig gefahren. Durch hohe Temperaturen stieg die Vergasung (Dichteanstieg von 0,4 auf 0,6) stark an.

Während die Ofengruppe I auf Reaktion lief, wurde die Ofengruppe II mit Inertgas aufgefüllt und über den Aufheizer am 16.7.42 mit der Aufheizung der Regenerationsseite begonnen. (Regenerationsstellung bei geschlossenem Ventil 28 und geöffnetem Ventil 37). Das durch die Undichtigkeiten des Wälzgasgebläses entweichende Inertgas wurde mit dem Gaskompressor wieder in die Anlage befördert und so der Druck gehalten. Um zu große Verluste zu vermeiden, wurde später auf den Kreislauf über H_2 umgestellt.

Am 17.7.42, 14.32 Umstellung der Ofengruppen Ofengruppe II in Reaktion, Ofengruppe I in Regeneration. Schaltung laut Automatik. Aus Regenerationsschaltung über den Aufheizer. Die Ofengruppe I war 36,2 h auf Reaktion gewesen. Die Anilinpunkte schwankten auch zum Schluß noch stark (zwischen -10° und +5°). In der zweiten Periode konnte die A.P. dagegen schon meist auf unter 0° gehalten werden, wenn auch auch starke Temperaturschwankung am Austritt der Vorheizer nicht vermieden ließen. Regulierung des Abhitzekessels 3 erwies sich weiter als äußerst schwierig. Bessere Regulierung durch Einbauen eines Umganges mit Überströmventil in die Wasserzugangsleitung. Der Kessel verbraucht ca 7 to Wasser statt 1½ bis 2 to. Das zusätzliche verbrauchte Wasser wird wahrscheinlich mit dem Wasserdampf übergerissen.

Die Regeneration wurde über dem Aufheizer durchgeführt. Diese Art der Regeneration erwies sich jedoch als unzweckmäßig. Die Verluste durch Undichtigkeiten des Wälzgasgebläses waren größer als die zugeführte Luftmenge, wodurch ein ziemlich schneller Druckverlust eintrat. Der saugseitige Druck am Wälzgasgebläse betrug zeitweilig [illegible] atü. Durch den niedrigen Druck und den kleineren Leitungsquerschnitt (125 ⌀) am Aufheizer konnte nur eine geringe Wälzgasmenge umgewälzt werden. Dadurch nahm auch die Regeneration eine sehr lange Zeit in Anspruch.

Auf der Reaktionsseite wurde die Einspritzung langsam um 4 mm Diagramm stündlich bis auf 1 m^3/h erhitzt.

Nach 20 Stunden Reaktionszeit in der Ofengruppe II wurde am 18.7.42, [illegible] umgeschaltet. Ofengruppe I in Reaktion (3.Periode), während dieser Periode wurde die Einspritzung weiter um stündlich [illegible] auf 8,8 m^3/h erhöht. (0,6 to = 0,3 kg/v/h). Da die Öfen [illegible] der Regenerationsperiode nur eine Temperatur von 400 - 450° [illegible], blieben die nach dem Umschalten im Reaktionsteil aufgeheizt wurden. Um während dieser Aufheizperiode ca ½ h nicht ein Produkt mit niedrigem Aromatengehalt zu erhalten, muß die Temperatur im Reaktionsteil am Schluß der Periode um 10 - 20° erhöht werden. [illegible] Umschalten wird beim Erreichen der gewünschten Temperaturen [illegible] an den Vorheizern wieder zurückgenommen.

[illegible] am Eingang- und Ausgangsflansch des Aufheizers, die Kreislaufgasspülung, treten kleinere Brände auf, [illegible] gelöscht werden konnten. Die Flanschen blieben

Ein weiterer Brand ereignete sich am SK-Schieber 809 durch Undichtigkeiten an der Schweißnaht von Sperrdampfeingang.

Durch Versagen des Vakuumbrechers am Gaskompressor füllte sich der Inertgasgasometer teilweise mit Kreislaufgas. Der Gasometer wurde daraufhin entleert und mit frischem Inertgas aus Propan hergestellt, gefüllt.

Infolge einer Versetzung der Abstreiferleitung an der UP III mußte die UP III abgestellt und statt dessen die UP II hereingenommen werden. Während der Umstellung traten starke Temperaturschwankungen auf. Die Reduzierung des Kreislaufgases auf die halbe Menge muß also sehr langsam erfolgen. Beim Wiederanfahren der UP III und Hereinnehmen in den Kreislauf, stieg die Gastemperatur auf 35° und wurde vorübergehend Anfall in die Kreislaufgaswäsche übergerissen.

Durch unregelmäßiges Entspannen vom C_3/C_4 in der Stabilisierung wurde die Fackel teilweise stark überlastet.

Die Regeneration der Ofengruppe II erfolgte wie vorher über den Aufheizer.

Am 19.7.42, 2.15 Umschaltung der Ofengruppen: Ofengruppe II in Reaktion. Die Regeneration bereitete wieder durch den starken Druckverlust im Wälzgasgebläse viel Schwierigkeiten. Der Druck mußte während der Regeneration mehrmals mit Inertgas wieder aufgepreßt werden.

Am 20.7., 3.05, 5. Reaktionsperiode. Aromatengehalt des Anfalles ausreichend. Es lassen sich ohne weiteres A.P. von -20° erzielen. Durch entsprechende Temperatursteigerung konnte der A.P. über 25 h auf ca -20° gehalten werden. (Es sind jedoch noch längere Reaktionsperioden möglich.)

Wiederholte Störungen am Abhitzekessel III. Der große Flansch am Ausgang des Kessels wurde wieder stark undicht. Nachdem der Kessel jedoch wieder ordnungsmäßig in Betrieb war, wurde der Flansch allmählich von allein wieder dicht.

Das Wälzgasgebläse fiel einmal während der Regeneration aus. Diese Störung kann durch Netzschwankungen z.B. beim Versagen des Reglers im Umgang um den Gebläse verursacht sein.

Weiterführung von Reaktion und Regeneration, siehe Akten über den Reaktions- und Regenerationsverlauf.

Störungen an den Kompressoren durch Überreißen von Wasser aus der Tauchung beim Kreislaufgas spülen. Es wurde eine Entwässerung in der Kreislaufgasleitung (zu knapp bemessen) angebracht. Mehrmalige Prüfung beim Kreislaufgasauffüllen auf Wasserfreiheit erforderlich.

Am 21.7. wurde die erste Regeneration ohne Aufheizer gefahren. Zu Beginn der Reaktion muß zunächst viel Luft (ca 1 - 2 % O_2) auf jeden Ofen gegeben werden, um den zunächst einsetzenden starken Temperaturabfall an den Ofeneingängen dadurch zu kompensieren, daß am Ofeneingang der Luftzutritt gemindert wird. Es werden beide Kompressoren gefahren. Zumischen des Inertgases über SK-Schieber 41 und über die Stopfbüchse des Wälzgasgebläses. Regeneration vorläufig sehr ungleichmäßig durch wechselweises Zünden und Erlöschen der Brennzonen im Koks. Der dritte Ofen hat den größten Prozentsatz an Koks. Eine Nachregeneration ist vorläufig unmöglich, da während dieser Zeit die Temperaturen in den Öfen zu stark abfallen würden. Der größte Gefahrenpunkt liegt beim Sauerstoffdurchbruch durch 1. und 2. Ofen in den 3. Ofen. Beim Sauerstoffdurchbruch durch den letzten Ofen wird die Regeneration beendet.

Der Vakuumbrecher wurde nach nochmaligem Versagen vorläufig ausgeschaltet.

Die kleinen SK-Schieber im kalten Teil und zwar Nr. 39, 40 und 44 versagten mehrmals. Ursache wahrscheinlich Luft im Steueröl.

Undichtigkeiten im heißen Teil der Anlage bis auf den Abhitzekessel III geringfügig. Die handbetätigten Dampfventile an den SK-Schiebern wurden ab und zu an der Stopfbüchse undicht. Im kalten Teil Undichtigkeiten an den Reduzierstationen 37 und 6.

Beim Umschalten der Ofengruppen wird außer starken Temperaturschwankungen auch ein rasches Ansteigen und Absinken des Standes im Benzinsammler beobachtet.

Am 24.7., 10.00 fiel erstmalig der Strom aus. Einspritzventil 871 wurde geschlossen und der Vorheizer auf Rauchgastemperaturen von 400 - 450° gehalten. Die Anlage blieb unter Druck stehen und konnte nach 1/2 h wieder angefahren werden. 3.X

Um 15 Uhr wurde eine Undichtigkeit im Dampfrohrbündel des Abhitzekessel II festgestellt. Der Abhitzekessel II wurde vom System abgehängt und entspannt. Bei der Entspannung vergrößerten sich die Undichtigkeiten. Der Kessel wurde neu eingewalzt. Während der Reparatur wurden die Öfen Gruppe I und II bei Belastung 0,2 kg/v/h wechselseitig auf Reaktion gefahren. Umschaltung der Ofengruppen je alle 24 h. Die Öfen wurden einzeln mit Kreislaufgas auf 15 atü aufgepreßt, dann zunächst nacheinander parallel mit den übrigen 3 Öfen geschaltet, so daß sich immer 4 Öfen in Reaktion befanden. Nach Erreichen der gewünschten Temperaturen wurde dann der vorher parallel zu dem neu hereingenommenen Ofen in Reaktion befindliche Ofen herausgenommen. Abkühlung der Öfen beim Stehen in 24 h auf 15 bis 20 mV. Beim Auffüllen der Öfen wurde der Regeneration an der Saugseite (über 37) kurzzeitig einseitig mit 5 atü Druck belastet.

Im Abhitzekessel II wurde am Ausgang eine größere Menge Kontakt gefunden, die aus den letzten Öfen stammen muß. Der Abhitzekessel wurde an der Stirnseite mit einer Schamottausmauerung versehen.

Beim Absperren des zwischen Ofenausgang und Regeneratoreingang befindlichen Anlageteils zum Reparieren der Stopfbüchse an der Klappe am Abhitzekessel III am 27.8.42, 1.00 wurde dieser sowhl dampfseitig wie am Eingangsflansch stark undicht. Die Anlage wurde abgestellt. Beim Öffnen des Abhitzekessels III wurden Abscheidungen von den hochsiedenden Anteilen des Anfalls am Kesselausgang und in den Rohren gefunden.

Es wurde der Abhitzekessel I und III neu eingewalzt. Außerdem wurde ein Konstruktionsfehler, der zum Überreißen größerer Wassermengen führte, behoben. (siehe unten Zusammenstellung über zu beheben Mängel an der HF-Anlage).

Die Anlage wurde am 3.8.42 abends unter Inertgas bei 13 atü wieder hochgefahren. Am 6.8., 8.00 Entspannung bis auf 2 atü (Saugseite) und Auffüllen der Ofengruppe I mit Kreislaufgas. Temperaturen am Vorheizeraustritt 28,8 mV, 27,2 und 27,2 mV (Fe-Konst.) In den Öfen trat mit der Druckstaigerung starke exotherme Reaktion auf, durch die die Temperaturen in den Öfen 3 und 5 bis auf 30 mV gesteigert wurde. Es wurde darauf hin (bei einem Druck von ca 15 atü Saugseite) sofort mit der Einspritzung begonnen, um durch 4.X

die stark endotherme HF-Reaktion die Ofentemperaturen herabzusetzen. Belastung 0,15 kg/v/h, die allmählich bis auf 0,3 kg/v/h gesteigert wurde. Diese Maßnahme und die gleichzeitige Reduzierung der Vorheizertemperaturen um 2 mV hatte zunächst den gewünschten Erfolg. Leider war auch bei den niedrigen Temperaturen in den Öfen 3 und 5 eine exotherme Reaktion vorhanden, die z.B. vom Ofeneingang zum Ofenausgang hin eine Temperatursteigerung von 3 mV (von 25 auf 28 mV) hervorrief. Nach dem allmählichen Abklingen dieser Reaktion wurde versucht, die alten Vorheizertemperaturen wieder einzustellen. Dabei erhöhten sich die Temperaturen teilweise wieder bis auf 30 - 31 mV (an der Oberfläche von Ofen 5 wurden kurzzeitig sogar 35 mV gemessen). Es wurden die Temperaturen abermals an beiden Zwischenvorheizern um 2 - 3 mV reduziert. Durch allmähliche Zurücknahme der Kreislaufgasmenge bis auf 1/3 der ursprünglichen Menge wurde außerdem der Wasserstoffpartialdruck stark reduziert. Dadurch konnten die Temperaturen jedoch nur gehalten, aber nicht herabgesetzt werden. Deshalb wurde die Einspritzung im Laufe von 1/4 h weggenommen, der Druck durch Entspannen des Kreislaufgases bis auf 4 atü saugseitig reduziert und gleichzeitig auch die Temperatur im Hauptvorheizer reduziert. Dadurch konnten die Ofentemperaturen ziemlich schnell bis auf 23 mV gesenkt werden. Bei höheren Ofentemperaturen tritt auch bei diesem niedrigen Druck sofort die exotherme Reaktion wieder in Erscheinung. Wasserbildung als Folge dieser Reaktion wurde nur zu Anfang beobachtet. Es besteht also nur die Möglichkeit, daß die auf dem Kontakt vorhandene Koksmenge unter diesen Bedingungen teilweise aufhydriert wird. Die Ofengruppe wurde bis auf weiteres bei dem oben angeführten Druck mit H_2 im Kreislauf auf 23 mV gehalten.

Es wurde nun versucht, die Ofengruppe II über den Aufheizer zu regenerieren, um danach die frisch regenerierte Ofengruppe in Reaktion nehmen zu können. Zu diesem Zweck wurde zunächst über dem Regenerationsweg und Aufheizer das Leitungssystem und der Regenerator mit Inertgas aufgeheizt. Dabei fiel gleichzeitig die Temperatur in den Öfen stark ab, während gleichzeitig im Regenerator nur eine Temperatur von ca 200° (Eingang-Ausgang) erreicht werden konnte. Um die Ofentemperaturen wieder zu erhöhen, wurde deshalb im ersten Ofen mit der Regeneration begonnen. Obwohl hierbei eine Luftmenge eingestellt wurde, die sonst einem O_2-Gehalt im Wälzgas von 0,5 - 1 % entsprach, zogen die Temperaturen im Ofen 2 äußerst schnell an. Bei 27 mV wurde die Luft abgestellt. Trotzdem erreichte das Element an der Kontaktoberfläche eine Temperatur von 40 mV. Es wurde festgestellt, daß der Wälzgasregenerator innen undicht war (schon die geringe Druckdifferenz von ca 72 at statt 272 at zwischen Regenerator-Eingang und -Ausgang deutete darauf hin). Die Folge war eine geringe Wälzgasmenge und eine zu hohe Sauerstoffkonzentration in den Ofen, die dann zu der starken Temperaturerhöhung am Ofeneingang führten.

Am 6.8.42 um 11.30 wurde bemerkt, daß der Abhitzekessel III bereits wieder wieder undicht geworden war.
Die Anlage mußte deshalb wieder abgestellt werden.

Reperaturen für die letzte Abstellperiode und zu beseitigende Mängel an der HF-Anlage

1. Abhitzekessel

Sämtliche Abhitzekessel sollen neu berohrt werden. Die Rohre werden eingeschweißt. An den Stirnflächen des Abhitzekessels wird eine Schamottplatte eingebaut, die außerdem noch Tüllen enthält, die in die Rohre eingeführt werden, um ein Auftreffen der heißen Gase auf die Schweißstellen zu verhindern. Der Kessel wird am Boden mit einem Verteilerrohr versehen, durch welches vor dem Anfahren des Kessels langsam Hochdruckdampf eingeblasen wird, um so den Kessel gleichmäßig auf Temperatur zu bringen auch auch während des Betriebes eine gleichmäßige Temperatur in dem Kesselspeisewasser zu halten. Der aus dem Kessel abgegebene Dampf wird nicht mehr über den Vorwärmer, sondern direkt abgeführt, um ein Mitreißen von Wasser mit dem Dampf unmöglich zu machen.

2. Regenerator

Der Regenerator ist an mehreren Stellen stark undicht. Es besteht der Verdacht, daß die Undichtigkeiten durch ungleichmäßige Belastung hervorgerufen wurden. Es soll deshalb eine Verbindung zwischen Saug- und Druckseite geschaffen werden, die mit einem Überstromventil für 3 - 4 Atm. Druckunterschied versehen wird, so daß eine ungleichmäßige Belastung des Regenerators ausgeschaltet wird.

3. Der am Hauptvorheizer vorgesehene Heizölbrenner reicht nicht aus, um während der Einspritzung die erforderlichen Vorheizertemperaturen zu erreichen.

4. Die am Hauptvorheizer zugelassene Austrittstemperatur von 530° ist nach dem vorläufigen Versuch für höhere Belastung z.B. 0,5 - 0,6 kg/v/h ebenfalls nicht ausreichend. Es soll deshalb nachgeprüft werden, ob für den Hauptvorheizer und die beiden Zwischenvorheizer, Austrittstemperaturen bis 550° zugelassen werden können.

5. Der Aufheizer für den Regenerationsteil ist zu knapp bemessen. Es ist sogar unmöglich, eine einmal in den Ofen vorhandene Temperatur von 500° zu halten. Die Höchsttemperaturen, die sich über den Aufheizer erzielen lassen, betragen 400 - 450°. Es soll nachgeprüft werden, ob der Aufheizer für höhere Temperaturen (Rauchgastemperaturen von über 700°) zugelassen werden kann. Außerdem soll versucht werden, noch einen zweiten Aufheizer für das Regenerationssystem zu beschaffen. Dies scheint vor allen Dingen auch deshalb erforderlich zu sein, weil sich bei Umschaltungen von Reaktion auf Regeneration infolge bedeutend niedrigerer Temperaturen im Regenerationsteil (300 - 500°) starke Temperaturschwankungen nicht vermeiden lassen, wobei vielleicht die Dichtungen und die CK-Schieber auf die Dauer nicht gewachsen waren. Außerdem wird durch diese Temperaturschwankungen während des Umschaltens auch der Abhitzekessel III unnötig stark beansprucht.

6. Die Heizgasleitung für die Vorheizer in der Reaktionsseite soll möglichst bald vom Heizgasometer direkt abgeführt werden, da in der Heizgasleitung, die von der Stabilisierung kommt, sich zu starke Schwankungen des Heizwertes bemerkbar macht.

7. Heizgastauchung

Die Heizgastauchung ist überflüssig.

8. Schon bei einer Belastung von 0,3 kg/v/h erscheint die Fackel bei starker CO/CO2-Unterspannung an der Stabilisierung zu knapp bemessen zu sein. Die Frage muß jedoch bei höherer Belastung noch einmal nachgeprüft werden.

9. Der Vakuumbrecher hat sich bisher im Betrieb als zu unsicher erwiesen, da er auch ohne klar erkennbare Ursachen sich von allein öffnet. Er wird deshalb ausgeschaltet. Die Regulierung kann über ein Handventil unter gleichzeitiger Kontrolle mit einem Differentialmanometer erfolgen.

10. Da eine Dampfhaltung während einer Regeneration über den Aufheiderkessel infolge der Undichtigkeiten des Heizgasgebläses bisher unmöglich ist, soll die Möglichkeit vorgesehen werden, die beiden Dampfkessel getrennt und zwar einen mit Luftgas und den anderen mit Luft betreiben zu können.

11. Die Meßscheiben für die Umlaufpumpen sollen hinter den Umgang angebracht werden.

12. Anzeigende Entwässerungsmöglichkeit für die Kreislaufgasleitung.

13. Abscheider in der Heizgasleitung.

14. Entlüftungsmöglichkeit für den Ammoniakkondensator.

8.Aug.1942

00001850

Rohbenzin aus Tank B v.7.8.42

d_{15} = 0,750, A.P. + 47,2, Br.Z. 1,12 Dampfdruck 0,261 atü
Glasschale 8,5 mg, Dr.Test negativ, H_2SO_4-Test unter 24 g

Engler 52	60	70	80	90	100	110	120	130	140	150	160	165
	0,5	1,5	3,5	8,5	12,5	31,5	47,5	63,5	77,5	88,0	94,0	95,5

170	175°+N.	Rü
96,5	97,5	1,6 %

Stab.Leichtbenzin aus Tank E v. 7.8.42

d_{15} = 0,690, A.P. ca. + 55°, Br.Z. 2,38, Dampfdruck 0,716 atü,
Dr.Test negativ, H_2SO_4-Test unter 24 g, Glasschale 7,3 mg

Engler 37	40	50	60	70	80	90	100	110	120	130	140	164+N.
	1,0	16,0	43,0	67,0	83,0	89,0	91,5	93,0	94,0	95,0	96,0	97,5

Rü. 1,0 %

Stab.Schwerbenzin aus Tank F v.7.8.42

d_{15} 0,791, A.P. -6,3 Br.Z. 3,59, Dampfdruck 0,366 atü, Dr.Test = negativ, H_2SO_4-Test unter 24 g, Glasschale 0,3 mg

Engler 45	60	70	80	90	100	110	120	130	140	150	160	165
	2,0	5,0	11,0	19,5	24,0	40,5	56,0	70,5	83,0	92,0	96,0	97,5

167 + N	Rü
98,5	1,0 %

Fertigbenzin Gemisch v. 86 % Schwer- und 14 % Leichtbenzin

1 D_{15} 0,776 A.P. +3,7 Br.Z. 3,24 Dampfdruck 0,451 atü, Dr.Test = negativ H_2SO_4-Test 6-12 mg Glasschale 2,6 mg

Engler 43	50	60	70	80	90	100	110	120	130	140	150	160
	0,8	4,0	10,0	19,5	30,0	40,0	51,0	65,0	78,5	85,0	92,5	96,0

165	167+N	Rü
97,0	97,5	1,0 %

Rückstand aus Zwischentank 8 v.7.8.42

d_{15} = 0,892 A.P. 4-20° Viskosität bei 20° 1,036°C Stockpkt. bei -70° Kristallbildung, flüssig, Flammpunkt + 12°C Br.Z. 4,98

Engler 130	140	150	160	165	170	180	190	100	210	220	230
	0,5	6,0	18,5	31,5	44,0	62,0	72,5	79,0	84,0	86,0	87,0

240	250	260	280	300	316°+N	Rü
89,5	90,0	92,0	94,0	96,0	97,0	2,2 %

[illegible], 26. [illegible] 1942

[illegible]

[illegible] über die [illegible] von [illegible] gesammelten Erfahrungen.

[illegible] Ich [illegible] noch [illegible] auf die beim Fahren der [illegible] gesammelten Erfahrungen durchgehen wollen. Dabei wurde eine [illegible] vorliegen bereits gibt, die [illegible] sich auf die II. [illegible] bezieht [illegible].

1.) [illegible] von der [illegible] der [illegible].

[illegible] Modell sehe der [illegible] anlage [illegible] die Stabilisierung [illegible] die Absperrung [illegible] einfach [illegible] auch [illegible] gehaltenen Stand des [illegible]. [illegible] Problem [illegible] nur [illegible] in der [illegible] Bilge [illegible] gesunkene [illegible] nicht in [illegible]. [illegible] Stabilisierung ist demnach von [illegible] Anlage [illegible] Bewegungen abhängig. [illegible] als [illegible] ausreichend [illegible] bewährter [illegible] Stabilisierung [illegible] angeschlossen wurde.

2.) [illegible] Gasen.

[illegible] Einrichtungen des Feuerungsstandes sind [illegible] den [illegible] Erfordernissen des Betriebes angepasst. [illegible] durch die zahlreichen Anzeigen die Übersicht erschwert [illegible] bestimmen, [illegible] der [illegible] an den Bedienungsstand, [illegible].)

[illegible] soll [illegible] gemäss möglichst [illegible] kontrollieren [illegible] ablesen können. [illegible] weit wird [illegible] vorne [illegible] verwendete [illegible] lediglich [illegible] Anlage [illegible] ohne [illegible] Stabilisierung [illegible].

3.) [illegible] Dieselöl.

[illegible] Dieselöl [illegible] das [illegible] [illegible] Kraftstoff [illegible].

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible] Bei [illegible] Bei [illegible] der Bol [illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

00001354

15.) [illegible] Ventile.

[illegible] Ventile (z. B. [illegible] und Saugzuge) sind zu probieren [illegible] zur [illegible] Verschleiß vorzusehen vorhanden.

16.) [illegible].

[illegible] Kompressoren waren ohne Saug- und druckseitige [illegible] aufgebaut. Die Zylinderpumpen erhielten beiderseitige Abdrücker, die [illegible] saugseitige Schneider bescheidenen [illegible] (etwa [illegible] mm Inhalt). Im Sarkreislauf ist der Waschturm vorläufig als [illegible] angesetzt.

17.) [illegible]-Differenzdruck.

[illegible] Kompressoren sind für einen maximalen Differenzdruck von [illegible] atü. maßgebend, ob [illegible] betriebsmäßig auftretende Differenz [illegible] 4 atü [illegible] liegt (etwa 2,7 atm.). Bei den häufig notwendigen Umschaltungen besteht die Gefahr, daß der jedesmal vorhergehende Druckausgleich nicht einmal ausgeführt wird.

Die Größe des tatsächlich aufgetretenen Durchschlusses ist zwar nicht bekannt, doch zeigt sich die Empfindlichkeit des Apparates. [illegible] Verlauf der letzten Monate waren zur Verhinderung ähnlicher Störungen Betriebsventile für [illegible] Stellungen eingesetzt.

18.) [illegible].

Die [illegible] bei [illegible] Kreislaufgas die Leitungsdrücke an [illegible] durch [illegible] und [illegible]. [illegible] aufgeteilt. Die Leitungsdrücke [illegible] Meßpunkten sehr unübersichtlich.

[illegible] Verhältnisse.

[illegible] abgelagerten Teilen für den Kühlkreislauf entnommen [illegible]. [illegible] der Verhältnisse aus der Kühlschlangen [illegible], [illegible] Kühlwasser [illegible] infolge ihrer höheren [illegible] in den [illegible] und unter [illegible] Kondensationen verursachen.

[illegible]

[illegible] Pumpen [illegible] auch in vielen Fällen Schwierigkeiten. [illegible] Stopfbüchsen mußten überarbeitet werden. Mannigfaltige [illegible] Dichtungen von allen Kosten die Behaltung der [illegible] Kühlwasserleitungen [illegible] viel Reparaturarbeit. [illegible] Kolbenringdichtungen waren [illegible] ausgeglichen, [illegible] und einige [illegible] zum Teil überarbeitet, zum Teil [illegible] erprobt. Größen haben die den [illegible] an [illegible] unseren [illegible] zufriedenstellend entsprochen.

14. Verdunklungen.

Die Verdunklungsanlagen [illegible] Fabrikation von den Firmen [illegible] erstellt worden. Die [illegible] Verdunklungen [illegible] solcher [illegible] Art bei Gleichbleibt vor sich. Hier ist zu [illegible] Verdunklungen, richtige [illegible] vorgeschriebenen Regelungen [illegible] Abblenden, Unterlegen [illegible] Verdunklungen an den [illegible] usw. soweit es bei der [illegible] noch möglich war, wurde der größte Teil dieser Mängel noch vor dem Inkrafttreten behoben. Insbesondere wurde bei die Anlagen mit geeigneten Anfuhrleitungen versehen. Die Lampen wurden allgemein mit [illegible] Verdunkelungsmaterial versehen. Aus Ersparnisgründen [illegible] Verdunklungs- und Verdunklungs-Anlagen auf angeboten [illegible] empfiehlt, vorzugsweise Übersichtlichkeit auszuorientieren [illegible].

15. Entlüftung.

Bei der Entlüftung [illegible] liegt die [illegible] Fahrweise zu [illegible] und [illegible] im allgemeinen auch im Entlüftungsschema eingehalten wurden. [illegible] der einzelnen Spurbowels wurde aber so [illegible], daß die [illegible] und die Einheitlichkeit stark gelitten hat. Insbesondere gilt das für den Ammoniakstreifen, der von der Verdickungsanlage [illegible] so verwickelt gewor en ist, [illegible] Bedienung [illegible] nach [illegible] Personal äusserst ungünstig [illegible]. Die Verhältnisse [illegible] Verdunkelungsblenden- und [illegible] [illegible] erledigt werden.

[illegible] 3.10.42

[illegible]

[illegible]

HAUPTLABORATORIUM
Versuchsgruppe Me 219
A.N.86/42 k

Leuna Werke, den 17.9.1942
Dr.Kfm./Ei.

Memorandum zur Errichtung der HF-Anlage Moosbierbaum (Chronologischer Überblick)

Januar 1940 — Dir.Dr.Bütefisch gibt D.I.Keinke und Dr.Kaufmann Auftrag zur Planung einer "Hydroforming"-Anlage in der Ostmark an der Donau.

Aufgabe: "Flug"-Benzin aus klopfschlechten, paraffinischen rumän. straight run-Benzinen. (Ausweitung der Aufg. s. Anfang März 1940)

Unterlagen: vorerst nur die von Amerika mitgebrachten.

Eigene Versuche vorerst nur in Kleinöfen. Rumänische Benzine überhaupt noch nicht zur Verfügung. Es zeigt sich die leichtere Verarbeitbarkeit von Hydrierbenzinen (Naphthengehalt) gegenüber Erdölbenzinen.

30./31.1.1940 — 1. Besuch in Korneuburg (Gasolin)

20.2. — Auftrag Dr.Bütefisch: 80.000 jato-Anlage

Febr./März — Dr.Langheinrich schlägt Moosbierbaum vor. (Korneuburg zu sehr hochwassergefährdet).

Beginn der Konstruktionsarbeiten (Uhde-Büro,Hutter). Grundlage: Erfahrungen und Schema-Zeichnung der Standard Oil und Kellogg.
2 Ofengruppen, Zeitenverhältnis 1 : 4 (für Erdöl!!)
Betriebsdruck: 15 - 30 atü
Heißdampfventile (Sackmann)
Abhitzekessel und Destillation (Ober, Wenzel-Thomsen, Orth). Da an Dampf fehlt, muß dieser aus der Verbrenn.-Wärme des Kokses gewonnen werden, deshalb Abhitzekessel, zumal noch Dampfspülen vorgesehen.

Anfang April — Erster Probelaufbefund der DVL: "Hochleistungs"-Benzin. Dadurch Ausweitung der Aufgabe: Statt "Flug"-Bi jetzt also "Hochleistungs" und "Kraftbenzinen". Stärkste Interessenahme des RLM und RWA.

April — Beginn der Beureifmachung.

[illegible] Termin: Ab Auftragserteilung 10 - 12 Mo[illegible] Ende der Bau- und Montagearbeiten [illegible] wurde [illegible] mit Dr.Bütefisch noch herabgesetzt auf 8 Mona[illegible] äußerste Unterstützung seitens der Reichsstelle [illegible] Dienstleistungen. Diese blieb dann praktisch aus, dadurch [illegible] weiteren Terminverschiebungen. (s.u.)
[illegible] 80.000 jato "FP"-Bi, 8 - 9 000 jato Treibgas. Gesamtkosten [illegible]

[illegible] in Moosbierbaum (Kranepuhl, Keinke, ~~Grieb~~, Hutter,

Ende April	Wir erfahren von "DHD" in Ludwigshafen. Vorschlag Dr.Pier: Angliederung an bestehende Großanlagen. Kohlehydrierbenzine als Rohstoff! Plan "DHD"-Pölitz. Namengebung? (Brief Dr.Sauer) "DHF"?
25.5.	Aufnahme der HF-Mbb-Anlage in die "odt-Liste. Bedeutet: Inbetriebsetzung noch vor dem 1.1.41! (Hasselblatt, Köhler, Brigl, Kaufmann beim RWA und Wifo)
3.6.	Große Besprechung mit sämtlichen Behördenvertretern in Mbb. Dr.Krenepuhl: "Das Werk muß laut Anordnung des RLM Anfang Januar 1941 betriebsreif sein."
2.7.	Größere Aktennotiz über unsere Versuchsergebnisse (auch an Dr.Schunck). Bisher immer noch Versuche nur in außenbeheizten Kleinöfen.
Juli	Erste Versuche im unbeheizten 150 l-Ofen in Me 499.
September	Erste Versuche im beheizten 125 l-Röhrenofen in Me 499.
	Beauftragung von Dr.Münzing
9.6.41.	Erfahrungsaustausch HF - DHD in Ludwigshafen
25.11.	Dr.Köhler verständigt Dr.Bütefisch, daß die Gesamtkosten sich von 5,5 Mio auf ca. 9 Mio erhöhen und daß die Termine bei der augenblicklichen Eisenlage sich wesentlich hinausschieben würden. Dr.Bütefisch veranlaßt Ausbau Mbb (Mbb II) nur zu 50 % der anfangs geplanten Menge.
17.12.	Dr.Strombeck entscheidet: Röhrenofen für Mbb II.
18.12.	Keinke: Alle Heißventile (Mbb I) doppelt.
	HF-Anlage Leuna.
27.1.1941	Besprechung bei Dr.Bütefisch mit Dr.Strombeck, Dr.Schunck, Dr.Pier, Dr.Köhler, Keinke, Thomsen, Dr.Deitens, Dr.Kaufmann: Röhrenofen für MbbII, Schachtofen für Leuna. 3 Arbeitsprinzipien also später nebeneinander; vorteilhaft für die Entwicklung. Einfluß des Produktes.
15.2.41	Antrag zur Erteilung der Baureifeerklärung für Mbb II an RWA: Erhöhung der Kapazität von 80 - 100 000 auf 130 - 150 000 jato Rohöl. Termin Inbetriebnahme Anfang 1942, Vollproduktion Frühjahr 1942.
21.2.41	Richtfest in Moosbierbaum.
	Dr.Schunck intervenniert wegen Korrosion hinter Raffination. (s. Februar 1940)

24.6.	Im Schreiben Dr.Kranepuhl: Anfahrtermin für Mbb I Sept. 1941, für Mbb II Juli 1942.
4.7.	Dr.Köhler nennt folgenden Termin: Anfahren der Ofengruppe Anfang Sept. 1941
1.8.	Dr.Köhler: Alle Heißgasschieber können trotz Einschaltens des Reichsamts frühestens bis Ende Oktober geliefert werden.
6.7.	Antrag zur Erteilung der Baureifeerklärung für Mbb III:
18.7.	Auftrag Gebechem: 345 000 DHD-Leuna 350 000 Rohöl) aus Rußland 150 000 Rohbi) Mbb aus Rumänien 130 000 Rohbi) aus Rußland Alkylatanlage
August	Nachdem bisher alle Erfahrungen und Planungen der Hydrierung zur Kenntnis gebracht wurden, wendet sich jetzt Hy Me fast nur noch an Hochdruck Lu; Konstruktionsbüro Me und Versuchslabor. Me werden nicht mehr hinzugezogen. (Große Besprechung in Me 870 zwischen Hochdruck Lu und Hydrierung Me 22.8., Dr.Deiters wiederholt in Lu.
August	Beauftragung von Dr.Ober
12.9.	Neue Termine Mbb I: Dezember Vordestillation, Ende Januar 42, Ofengruppe.
Winter 41/42	Frost und Schnee behindern die Arbeiten in Mbb.
11./12.2.42	Kaufmann und Welz besichtigen DHD-Pölitz. Eindruck: HF für alle Rohbenzine, DHD für Hydrierbenzine. Ausweichmöglichkeiten!
27.3.	Dr.Ober teilt mit: 20.4. Druckprobe der Ofenanlage; 28.4. Einspritzung.
Mitte Mai 42	Montage beendet. Probeläufe. Abpressen. Große Undichtigkeiten. Herstellungsfehler an den Dichtungsringen. Ausbau sämtlicher Ringdichtungen.
18.6	Dr.Ober: Aufnahme der Erzeugung erst im Juli (Schrb. an Asyn)
15.7.	Beginn der Einspritzung
24. - 27.7.	Störungen durch die Abhitzekessel. Reparatur
3. - 6.8.	Anfahren und Einspritzversuche. Störungen. Wälzgasregenerator innen undicht. Abhitzekessel III wieder stark undicht.
6.8.	Anlage ~~abgestellt.~~ Große Reparatur.

Bisher produziertes HF-Benzin ist gut. Gewähltes Arbeitsprinzip sowie neuartige Konstruktionselemente (Heißventile, Automatik, Rhombendichtungen) haben 1. Bewährungsprobe bestanden. Störungsursachen haben nichts mit Verfahren zu tun.

Moosbierbaum, 1. Oktober 1942

Vorläufige Bedingungen für die Reaktion bei einem rum. Benzin Anilinpunkt 48 - 50° und 20 - 25% bis 100° siedende Anteile.

Aus dem Benzin werden ca. 10 Gew.-% stabilisiertes LBi herausgeschnitten, sodaß eine Einspritzfraktion von 70 - 165° zur Verfügung steht. Es können folgende Temperaturen für eine Ofenbelastung von 0.4 kg/l Kontaktraum/h = 9 to = 12 m³ und 9300 m³ Kreislaufgas angegeben werden. Ofen I (II) 27 mV, Ofen III (IV) 27.4 mV, Ofen V(VI) 27.8 mV. Die Reaktion muß einstweilen nach den Vorheizertemperaturen gefahren werden, da die Ofentemperaturen zeitweilig völlig falsch anzeigen. Für die Abstrahlung zwischen Vorheizer und Ofen wird eine Temperaturdifferenz von 0.3 - 0.4 mV zugrunde gelegt. Der Verlauf der Reaktion wird an Hand des Anilinpunktes und der Kreislaufgasdichte verfolgt. Der Anilinpunkt soll durchschnittlich -10° betragen, die Kreislaufgasdichte 0.52 bis 0.57. Die Temperaturen werden nach dem Anilinpunkt korrigiert. Möglichst keine Temperatur-Korrekturen über 0.2 mV. Zum Einfahren der neu angegebenen Temperaturen soll dem Heizer mindestens 1 Std. Zeit zur Verfügung gestellt werden. Temperaturveränderungen brauchen nicht an allen Ofen gleichzeitig vorgenommen werden, sondern können sich auch auf einen Ofen erstrecken z.B. den, der nach der Wärmetönung am wenigsten belastet erscheint. Auch der Siedeverlauf der Einspritzfraktion muß laufend beobachtet werden. Die Einspritzfraktion soll ca. 13 - 18% bis 110° siedende Anteile nach Engler besitzen. Bei einer geringeren Menge an leicht siedenden Anteilen würden niedrigere Temperaturen erforderlich sein. Länge der Reaktionsperiode ca. 12 Std. Die Ofen sollen möglichst kurze Zeit parallel gefahren werden, d. h. nur solange wie es zur Einhaltung des Anilinpunktes unbedingt erforderlich erscheint. Während der Parallel-Schaltung ist die Abstrahlung zwischen Vorheizer und den Öfen größer als oben angegeben

Die Temperaturen sollen 1/2 Std. vor der Parallelschaltung möglichst schon um 0.2 mV erhöht werden, um ein Ansteigen des Anilinpunktes nach der Schaltung zu vermeiden.

Regenerationsbedingungen.

Bereits während der Spülperioden muß darauf geachtet werden, daß die Ofeneingangstemperaturen nach Möglichkeit nicht unter 19 - 20 mV sinken. Die Regeneration wird mit einer möglichst großen Wälzgasmenge durchgeführt und zwar wird das Gebläse gerade soviel gedrosselt, daß am Schalter 45 - 48 Amp. angezeigt werden.

Da der 3. Ofen immer die größte Koksmenge enthält, werden die 1. beiden Öfen nacheinander regeneriert. Es wird also zunächst mit der Luftzugabe im 1. u. 3. Ofen begonnen. Die Luftmenge beträgt für den 1. Ofen ca. 100 - 140 mm, für den 3. Ofen 80 - 100 mm. Die Luftmenge ist hierbei stark von der Ofeneingangstemperatur abhängig. Eine Luftzugabe von 140 mm soll nur dann gewählt werden, wenn die Ofeneingangstemperatur unter 18 mV liegt. Druckunterschied während der Regeneration nicht über 1 at. Höchstzulässiger Druck 15 atü am Rieselkühler. Höchstzulässige Temperatur im Kontakt 29.5 mV. Diese soll jedoch nach Möglichkeit nur im letzten Ofen erreicht werden. Beim Ausfallen des Wälzgasgebläses muß die Luft sofort abgestellt werden. Zu Beginn der Regeneration, wo zunächst der leicht verbrennliche Koks abgebrannt wird, soll die Temperatur von 26 - 27 mV nicht überschritten werden. In dieser Anfangsperiode findet die Verbrennung vorwiegend bis zu den 1. beiden Elementen statt. Erst nach dem Abklingen der Temperaturen an diesen beiden Elementen ist es möglich die Verbrennung fast über den ganzen Ofen auszudehnen (dieses kann leicht an Hand des Temperatur-

unterschiedes zwischen den Elementen verfolgt werden). Zeigt ein Element noch keine höhere Temperatur als das über ihm liegende Element, so ist die Brennzone noch nicht bis zu dem Element vorgeschritten. Die Temperatur von 29.5 mV darf erst dann erreicht werden, wenn das Element 80 eine höhere Temperatur als die anderen Elemente aufweist.

Der 1. Ofen regeneriert verhältnismäßig schnell aus, eine Reduzierung der Luftmenge unter 80 mm ist meistens nicht erforderlich. Nachdem der Sauerstoff durch den 1. Ofen durchschlägt wird mit der Regeneration des 2. Ofen (wenn erforderlich auch früher) begonnen. Die Luft wird hierbei vor dem 1. Ofen zugesetzt, sodaß bei der Regeneration des 2. Ofen der 1. Ofen völlig ausregeneriert werden kann. Die Eingangstemperatur im 2. u. 3. Ofen wird durch Betätigung der Drosselklappen an den Abhitzekesseln auf 20 - 21 mV gehalten. Die Luftzugabe für den 2. Ofen soll, wenn sie über Ventil 46 erfolgt nach Möglichkeit zu Anfang nicht mehr als 60 mm betragen. Das Durchschlagen des Sauerstoffes durch den 2. Ofen wird am Sauerstoffschreiber an Klemme 5 angezeigt. Er kündigt sich bereits vorher durch starkes Abfallen des Elementes 80 oder 87 c an. Sobald dies der Fall ist, wird die Luft vor dem 3. Ofen möglichst schnell reduziert d.h. also die Luft nur über den 1. Ofen zugegeben. Dieses ist vorteilhaft, weil die Luft in diesem Falle mit durch den Wärmeaustauscher geht und infolgedessen auf eine Temperatur von ca. 20 mV aufgeheizt wird. Sobald die Ofenausgangstemperaturen (80 u. 87 c) im 1. u. 2. Ofen auf ca. 23 mV gefallen sind, sollen die Klappen zum Abhitzekessel geschlossen werden. Dadurch soll erreicht werden, daß nach der Regeneration in jedem Ofen noch eine Eingangstemperatur von 21 mV gehalten werden kann. Die Regeneration wird beendet, wenn hinter dem letzten Ofen mindestens 1% Sauerstoff durchschlägt, und auch bei weiterer Erhöhung der Luftmenge kein Ansteigen der Ofenausgangselemente 80 u. 87 c erfolgt. Im letzten Teil der Regeneration, wenn die 1. beiden Öfen bereits ausregeneriert sind, ist die weitere Sauerstoff-Erhöhung besonders vorsichtig vorzunehmen, da auch bei Abstellen der Luftzufuhr der Sauerstoff noch über eine ziemlich lange Zeit im Ofen erhalten bleibt. Nach der Regeneration wird solange umgewälzt bis das Element 80 unter 25 mV abgefallen ist. Während der Regeneration ist noch darauf zu achten, daß die Dosierung der Luft möglichst gleichmäßig erfolgt und d.h. die Luft nie ganz weggenommen zu werden braucht. Während der Hauptregenerationszeit erfolgt die Regulierung zwischen 40 u. 100 mm. Außerdem muß auch während der Regeneration auf die zum Ofeneingang hin befindlichen, in der Temperatur tiefer liegenden Elemente geachtet werden. Ein schwaches Ansteigen dieser Elemente bei Erhöhung der Luftzugabe zieht auf jeden Fall ein umso stärkeres Ansteigen der auf höherer Temperatur befindlichen Elemente nach sich.

Sollte nach dem Regenerieren nicht genügend Inertgas zum Spülen vorhanden sein, so kann die Regeneration bereits dann abgebrochen werden, wenn nur geringe Sauerstoffmengen durch den letzten Ofen durchschlagen. Der Sauerstoff im Wälzgaskreislauf kann dann durch Umwälzen beseitigt werden, da der noch auf dem letzten Ofen befindliche Koks diesen Sauerstoff verbraucht.

Leuna Werke, den 9. 10. 1942

Bericht über die Inbetriebnahme der HF-Anlage Moosbierbaum in der Zeit vom 13.9.42 bis 2.10.42

A.) Apparatives

1. Hochheizen und Neuanfahren der Ofenanlage

Seit dem 13.9.42 17.45 Uhr wurde wieder mit der Einspritzung in der Ofenanlage begonnen. Die Einspritzung betrug zunächst 4,4 cbm, wurde dann im Laufe von ca. 2 Tagen auf 12 cbm = 9 t (dies entspricht einer Belastung von 0,4 kg/Vol. Kontakt und Stunde) gesteigert.

Da von der vorhergehenden Fahrperiode in beiden Ofengruppen noch Koks auf dem Kontakt vorhanden war, wurde dieser zunächst durch Regeneration entfernt. Die Regeneration erfolgte in diesem Fall über den Reaktionskreislauf. Die beiden Ofengruppen waren während dieser Regeneration parallel geschaltet.

Einige Stunden nach Beginn der Einspritzung, nachdem genügend Heizgas angefallen war, wurde versucht das Leitungssystem und den Wärmeaustauscher des Regenerationsweges ebenfalls auf Temperatur zu bringen. Hierbei erfolgte die Gasumwälzung nicht über den üblichen Regenerationsweg, sondern wie beim Inertgasspülen II über den SK-Schieber 837 und den Aufheizer. Es zeigte sich, daß durch diese Maßnahme die Leitungen zwischen den Öfen und der Regenerator 1 (Druckseite Ausgang) zwar auf 300° aufgeheizt wurden, daß aber die Öfen und der Kontakt auf ungefähr die gleiche Temperatur abgekühlt wurden. Die Regeneratoren 2 bis 6 blieben praktisch kalt. Aus diesem Grunde mußte auch die erste Regeneration vollkommen, die 2. Regeneration zu Beginn für ca. 1 Stunde über den Aufheizer durchgeführt werden. Erst bei der 3. Regeneration hatte der Wärmeaustauscher der Regenerationsseite seine volle Temperatur erreicht. Diese Schwierigkeiten in der Temperaturhaltung während der Regeneration riefen dann auch während der ersten Schaltungen von einer Ofengruppe auf die andere erhebliche Temperatursprünge hervor. Durch längeres Parallelfahren beider Ofengruppen konnte jedoch in jedem Fall die gewünschte Temperatur erreicht werden.

Dieser Mangel während des Anfahrens könnte nur durch eine Vergrößerung des Aufheizers behoben werden.

2. Vorheizer

Das Heizgas für die Vorheizer wies, nachdem in der Stabilisierung ein gleichmäßigeres Abstoßen des Propan-Butan-Gemisches möglich war, bedeutend weniger Schwankungen auf. Dadurch war zeitweilig eine genaue Temperaturhaltung an dem Vorheizer möglich. Es zeigte sich jedoch, daß beim Kreislaufgasauffüllen durch Abziehen des während der Reaktion gebildeten wasserstoffhaltigen Kreislaufgases eine starke Anreicherung von Propan und Butan im Heizgas und dadurch bedingt starke Heizwertschwankungen auftraten. Die Störungen während des Kreislaufgasauffüllens sollen dadurch vermieden werden, daß zwischen dem Heizgasgasometer und der Mischstrecke für Kreislaufgas und Stabilisiergas ein Übergang zwischen Kreislaufgas und Heizgasleitung geschaffen wird, und daß die Auffüllung dann nur noch aus dem Kreislaufgasgasometer erfolgt. Die Hauptschwierigkeiten für eine einwandfreie Temperaturhaltung in den Vorheizern liegen jedoch vorläufig immer noch an dem teils noch nicht ausrei-

chend geschulten oder schlechten Bedienungspersonal.

Die starken Temperaturdifferenzen zwischen Hauptvorheizer und Ofen 1 (bzw. 2), die keinesfalls durch die Abstrahlung erklärt werden konnten, wurden durch außerhalb des Vorheizers an den Rohrleitungen aufgebundene Elemente nachgeprüft. Dabei ergab sich, daß die Temperaturmessung am Hauptvorheizerausgang durchaus einwandfrei war, während die in den Öfen gemessenen Temperaturen oft um 1 mV falsch anzeigten. Zu einer einwandfreien Überwachung der Vorheizer vom Bedienungsstand aus wären außerdem eine Umschließung der jetzt an Chromnickel-Elemtente angeschlossenen Trufa-Regler auf Fe-konst. Elemente erforderlich.

In den Zwischenvorheizern ergeben sich für die Aufheizung während des Umschaltens noch dadurch Schwierigkeiten, daß diese mit dem Dampfüberhitzer gekuppelt sind. Um die Rohrwandtemperaturen im Dampfüberhitzer nicht zu hoch kommen zu lassen, muß während dieser Zeit eine größere Menge Dampf durch die Überhitzerschlange geleitet und ins Niederdruckdampfnetz entspannt werden.

Bei Stromstörungen müssen, um Überhitzung zu vermeiden, die Flammen in den Vorheizern bis auf die Zündflamme sofort gelöscht und die Explosionsklappen und der Schornsteinzug [illegible] geöffnet werden.

3. Aufheizer und Abkühlung im Leitungssystem

Bei regelmäßiger Fahrweise, d.h. einer ununterbrochenen Reaktions- und Regenerationsfolge und einer durchschnittlichen Belastung scheint der Aufheizer durchaus zu genügen. Falls keine größeren Gasmengen bei der Spülung als 2 000 - 2 300 cbm angewandt werden (was bei geschickter Fahrweise durchaus möglich erscheint), kann dieses Spülgas ohne weiteres auf eine Temperatur von ca. 500° aufgeheizt werden. Der bei der Spülperiode beobachtete starke Temperaturabfall vor dem ersten Ofen und zwischen den anderen Öfen ist auf die starke Abkühlung dieser Leitungen während der Parallelschaltung, wo sie ohne Gasströmung stehen, oder während der Regeneration, wo sie mit einem Gas von niedriger Temperatur beschickt werden, zurückzuführen. Dieser Temperaturabfall durch die abgekühlten Leitungen wird sogar durch den Aufheizer gemildert, was man daraus erkennen kann, daß der Temperaturabfall während der Spülperioden im ersten Ofen oft geringer ist als in den beiden letzten Öfen. Es muß hier ausdrücklich darauf hingewiesen werden, daß auch mit einem größeren Aufheizer, der nach der Regeneration ein einwandfreies Einfahren der gleichen Temperaturen wie auf der Reaktionsseite ermöglichen würde, größere Temperatursprünge während des Parallelschaltens der beiden Ofengruppen nicht zu vermeiden sind. Dies hängt damit zusammen, daß auch auf der Reaktionsseite sich die Produkt- Zuführungs- und Abführungsleitungen zu der gerade in Regeneration befindlichen Ofengruppe im Laufe der 12 - 15 Stunden stark abkühlen und deshalb nach der erfolgten Schaltung erst wieder aufgeheizt werden müssen. Dies gilt besonders für die Ausgangsleitung der Öfen 5 und 6, da diese abisoliert wurden. Um einen Begriff über den Grad dieser Abkühlung zu bekommen, sollen Temperaturmeßstellen an diesen Leitungen angebracht werden.

Die Abkühlung des Kontaktes während des Kreislaufgas- und Inertgasspülens I, d.h. also vor Beginn der Regeneration, wirkt sich keineswegs ungünstig auf die Regeneration aus, da der Koks bei den nach der Spülung erreichten Temperaturen immer noch gezündet wird. Es ist sogar bei der Regeneration erwünscht, zu Beginn möglichst keine Ofeneingangstemperatur über 410° zu haben, da sonst nur mit einer geringeren Sauerstoffkonzentration im Wälzgas und einer geringeren Temperaturspanne zwischen Ofeneingang und -Ausgang regeneriert werden kann, wodurch natürlich auch für die Re-

generation auch eine entsprechend längere Zeit erforderlich wäre. Dagegen erscheint es zum Schluß der Regenerationsperiode erforderlich, die Ofeneingangstemperaturen oft etwas über die Temperatur von 410° zu heben, um möglichst viel Koks von dem Kontakt zu entfernen (die sogenannte Nachregeneration). Dies kann jedoch am besten dadurch erreicht werden, daß der 3. Ofen als letzter mit einer hohen Ofenausgangstemperatur ausregeneriert wird.

Nach beendeter Regeneration sind die Temperaturen in den ersten beiden Öfen (21 - 23 mV) auf jeden Fall bedeutend niedriger, als die Temperaturen auf der Reaktionsseite. Allerdings werden die Temperaturen während des Kreislaufgasauffüllens durch exotherme Reaktion im Kontakt (Reduzierung der Molybdänsäure) teilweise um 2 mV erhöht, was jedoch nicht genügt, um die Temperaturen der Reaktionsseite anzugleichen. Dadurch wird sicher die Temperaturschwankung während des Schaltens, die sich schon aus den Abstrahlungen der Leitungen ergeben würde, noch vergrößert. Durch entsprechende Fahrweise, z.B. Hochheizen der Vorheizer bereits am Schluß der Reaktionsperiode (also vor dem Schalten), kann jedoch ein Ansteigen des Anilinpunktes weitgehend vermieden werden. Auch dürfte es unter diesen Umständen nicht erforderlich sein, die Öfen länger als 20 - 30 Minuten parallel zu fahren.

4. Ofenisolierung

Bei der Erhöhung der Belastung bis auf 0,4 kg/ l Kontaktraum und Stunde, zogen die Manteltemperaturen an den Öfen so stark an, daß alle Öfen mindestens bis auf die Hälfte abisoliert werden mußten. Da die Belastung später noch weiter gesteigert werden muß, soll die Außenisolierung von den Öfen vollkommen entfernt werden. Trotz der Entfernung der Isolierung wurde am Ofen 5 an einer Stelle des Mantels eine Temperatur von ca. 330° gemessen. Der Mantel wurde deshalb an dieser Stelle durch Anblasen mit Luft gekühlt.

5. SK-Schieber

Die SK-Schieber haben sich auch seit der neuen Inbetriebnahme der Anlage wieder ausgezeichnet bewährt. Allerdings wurden bei den Heißschiebern die Stopfbüchsen bereits bei mehreren Schiebern derartig undicht, daß sie neu verpackt werden mußten. Der SK-Schieber 822 wurde durch Festpressen von scheinbar aufgewirbelten Rostteilchen zwischen den Dichtungsflächen im Durchgang stark undicht. Es konnten jedoch während des Betriebes der Schieber aufgemacht und die Schieberplatten ausgewechselt werden. Der Schieber erwies sich nach der Reparatur wieder als einwandfrei.

6. Dichtungen

Die bei der Ofenanlage verwendeten Keilringdichtungen erwiesen sich auch jetzt wieder bei den wiederholten Temperaturschwankungen als einwandfrei. Die am Ausgang des Ofens 1 und 5 befindlichen Flanschen wurden zwar während des Betriebes undicht, konnten aber durch Abisolieren und Nachziehen ohne weiteres wieder abgedichtet werden. Von diesem Zeitpunkt an wurden auch an diesen beiden Flanschen keinerlei Undichtigkeiten mehr beobachtet.

7. Regulierung des Abstreifers

Die Abstreiferregulierung an der Scheideflasche erfolgte mit einem Handventil. Obwohl hierdurch gewisse Schwankungen auftraten, arbeitete die Stabilisierung fast immer auf einem Dampfdruck von unter 0,4, d.h. also für die Qualität des Fertigbis ausreichend. Die Schwankungen in der Stabilisierung scheinen außerdem vorwiegend nicht auf den etwas unregelmäßigen Zulauf, sondern auf Druckschwankungen im Hochdruckdampf

zurückzuführen sein. Das seiner Zeit kurzzeitig ausprobierte luftgesteuerte Regulierventil erwies sich als zu grob. Es ist jedoch noch nicht erwiesen, ob ein solches Ventil nicht nach entsprechender Überholung hierfür Verwendung finden kann. Als Sicherheit gegen ein Überlaufen des Abscheiderproduktes in die Gasleitung dient vorläufig der Waschturm, da sich die Kreislaufgaswäsche nicht in Betrieb befindet und vorläufig auch wahrscheinlich nicht in Betrieb genommen werden braucht. Die Zwischenschaltung eines größeren Zwischenbehälters würde natürlich eine gleichmäßigere Einspritzung in die Stabilisierung ermöglichen. Im Falle einer Störung jedoch, z.B. durch Stromausfall, würde auch in diesem Fall die Stabilisierung stark in Mitleidenschaft gezogen.

8. Umschaltung der Ofenanlage von Reaktion auf Regeneration

Zur Ausgleichung der neben den Temperaturschwankungen bei der Umschaltung auftretenden Druckschwankungen wird die Regenerationsseite beim Kreislaufgasauffüllen bis auf einen Druck von 18 Atü aufgepreßt. Die danach beim Schalten noch auftretenden Druckstöße spielen nach den bisherigen Erfahrungen keine Rolle mehr. Die Tatsache, daß beim Öffnen des Abhitzekessels 2 Kontakt gefunden wurde, kann auf den noch in der ersten Anfahrperiode auf der Regenerationsseite beim Auffüllen mit Kreislaufgas gewählten Druck von ca. 14 Atm zurückzuführen sein. Es ist sogar möglich, daß das Zurückschleudern des Kontaktes schon vor dem Anfahren, beim Pressen oder irgendeiner Handschaltung der SK-Schieber erfolgt ist. Es sind auch seitdem nie wieder irgendwelche Anzeichen für das Überreißen von Kontakt auf der Reaktions- oder Regenerationsseite beobachtet worden.

9. Umänderung in der Automatik

Es wurden folgende Umänderungen in der Automatik vorgenommen:

a.) während der Regeneration wird das Überschußgas nicht mehr über den SK-Schieber 838 (da dieses Gas zum Teil heiß über den Umgang um den Regenerator auf die Reduzierstation 37+ gelangte), sondern über 839 und den Luftkühler abgenommen. Es muß durch diese Maßnahme jedoch evtl. eine Korrosion im Luftkühler befürchtet werden.

b.) Der SK-Schieber 844 wird bereits während des Kreislaufgasauffüllens geöffnet, wodurch ein leichteres Auffüllen der Umlaufpumpe 1 bzw. 2 auf den erforderlichen Druck erreicht werden kann, ohne daß hierbei, wie es früher möglich war (Auffüllen von der Reaktionsseite her), durch Unvorsichtigkeit der Druck in der Reaktionsseite stark heruntergerissen werden kann.

10. Abhitzekessel

Nach dem Umbau haben sich die Abhitzekessel bisher sehr gut bewährt. Der Abhitzekessel 3 nahm die Temperaturschwankungen beim Schalten der Ofengruppen (ca. 60°) bisher ohne jede Störung auf. Während der Schaltperiode wurde die Temperaturschwankung am Abhitzekessel teilweise durch Regulierung an der Klappe z.T. abgefangen. Der Wasserstand konnte bei einer Belastung von 0,4 noch ohne weiteres durch den automatischen Regler gehalten werden. Eine Handregulierung des Wasserzulaufs war deshalb bisher nicht mehr erforderlich. Die Abhitzekessel 1 und 2 sind zeitweilig während der Regeneration in Betrieb. Sie werden in Betrieb genommen, wenn die Ofeneingangstemperaturen über 21 mV steigen und werden wieder abgeschaltet, wenn die Ofenausgangstemperaturen auf 23 - 24 mV gesunken sind. Der Abhitzekessel 1 war während der

+Die Reduzierstation 37 ist so versetzt worden, daß sie sich beim Kreislaufgasspülen im Nebenschluß befindet.

Regeneration bisher maximal 1 Stunde, der Abhitzekessel 2 maximal 3 Stunden in Betrieb. Die Regulierung der Temperatur mit Hilfe der Klappen erwies sich als leichter als bisher angenommen wurde. Die Temperaturregulierung an beiden Abhitzekesseln kann ohne weiteres von dem Mann, der den Aufheizer bedient, mit durchgeführt werden. Bei gleichmäßiger Dosierung der Luft und nach entsprechender Einarbeitung des Personals ist die Temperatur am Ofeneingang mit Hilfe der Abhitzekessel wahrscheinlich mit einer Genauigkeit von 0.5 bis 1 mV einzuhalten die für die Regeneration immer ausreichend sein würde.

11. Wälzgasgebläse

Es konnte bisher nur das Wälzgasgebläse 1 benutzt werden, da das Wälzgasgebläse 2 einen Gasverlust von 1 200 cbm und darüber in der Stopfbüchse aufwies. Es soll deshalb überholt werden. Auch das Wälzgasgebläse 1 weist beträchtliche Gasverluste auf (ca. 800 cbm). Diese Gasverluste können, falls während der Regeneration keine entsprechend große Luftmenge mehr zugesetzt werden kann, nur durch Inertgas ergänzt werden. Dieses Inertgas steht, solange der Sauerstoff durch den letzten Ofen noch nicht hindurchgebrochen ist, ohne weiteres in beliebigen Mengen zur Verfügung. Mit dem Ansteigen des Sauerstoffgehaltes im Wälzgas muß jedoch auf das Inertgas aus dem Gasometer zurückgegriffen werden, so daß in diesem Fall die nachher zur Spülung zur Verfügung stehende Inertgasmenge zu klein werden würde. Es ist deshalb zweckmäßig, die Regeneration so zu leiten, daß sich immer 2 Öfen in Regeneration befinden, d.h. also eine so große Luftmenge den Öfen zugeführt werden kann, daß der Druck im System auf 14 - 15 Atü gehalten werden kann.

12. Wärmeaustauscher auf der Regenerationsseite

Um einer ungleichmäßigen Druckbelastung von Saug- und Druckseite des Wärmeaustauschers vorzubeugen, wurde zwischen Druck- und Saugseite eine Übergangsleitung mit Überströmventilen, die auf 3 Atü eingestellt waren, geschaffen. Es zeigte sich jedoch, daß diese Maßnahme bei momentanen Druckschwankungen, wie sie beim Öffnen von SK-Schiebern hervorgerufen werden, keine ausreichende Sicherheit darstellt.

13. Rieselkühler und Korrosion

Der Rieselkühler bereitete zunächst sehr viel Schwierigkeiten und zwar dadurch, da Wasser nach dem Zusatz von Natronlauge auf der Saugseite der Pumpe Kalkschlamm absetzte, der in kurzer Zeit zu Versetzungen in der Pumpe führte. Es wurde deshalb die Natronlauge nicht mehr, wie bisher auf der Saugseite, sondern auf der Druckseite der Pumpe zugeführt. Eine vollständige Auswaschung von SO_2 kann im Rieselkühler nicht erreicht werden, da durch die undichten Klappen bedingt, ein Teil des Wälzgases durch den Umgang und den Wälzgaskühler geht. Die Abscheidung von Wasser aus dem Wälzgas war zunächst verhältnismäßig gering. Nach einer Fahrzeit von ca. 3 Wochen wurde jedoch festgestellt, daß sich eine größere Wassermenge in dem Bogen zwischen dem Regenerator 5 und 6 angesammelt hatte, welches dann plötzlich durch den Gasstrom bis in den Abscheider übergerissen wurde. In diesem Wasser aus dem Regenerator konnte neben SO_2 auch SO_3 nachgewiesen werden, während ein Nachweis von SO_3 im Wälzgas bisher nicht gelungen ist. Die Wasserabscheidungen im Regenerator sind wahrscheinlich auf Abkühlung des Regenerators beim Stehen während der Spülperioden durchzuführen. Durch Anbringung weiterer Temperaturmeßstellen soll dieser Temperaturabfall im Regenerator während des Stillstandes von jetzt an verfolgt werden. Um den bisher eingetretenen Korrosionsschaden festzustellen, soll die Regenerationsseite am 10.9. geöffnet werden. Dieser Ausbau soll so vorgenommen werden, daß die Reaktion nicht abgestellt, sondern nur auf eine niedrigere Belastung zurückgenommen werden braucht.

14. Fackel

Bei einer Belastung von 0,4 reicht sowohl die verdunkelte Fackel, wie auch die daneben befindliche Tagesfackel zeitweilig nicht aus. Es wurde deshalb noch eine zusätzliche zweite Tagesfackel in Betrieb genommen. Da die Tagesfackel bei Luftgefahr gelöscht werden muß, soll, solange das Treibgas noch nicht anders verwertet werden kann, tagsüber zunächst auf einen höheren Aromatengehalt und dementsprechend nachts auf einen niedrigeren Aromatengehalt (d.h.also im letzten Fall bei geringerer Gasbildung) gefahren werden.

15. Bedienungsstand

Zur Erleichterung der Bedienung während der Regeneration muß später ein Tastenschalter für die Elemente 82 - 80 in jedem Ofen (Ofenmitte) in Höhe der Luftventile auf dem Bedienungsstand angebracht werden. Trotzdem muß die Regeneration nach wie vor an Hand des Regenerationsbildes, welches auf dem Multithermographen erscheint, verfolgt werden. Die Luftregulierung mit Hilfe der vorgesehenen Ventile wurde für ausreichend befunden.

B. Bedingungen und Fahrweise

Bedingungen:

Einspritzprodukt Fraktion 70 - 165° aus einem rumänischen Rohbi mit A.P. 49 - 50° und 20 - 25 % bis 100° siedenden Anteilen (nach Engler).

Belastung: 0,4 kg Bi/l Kontaktraum/h = 9 tato = 12 cbm
Druck (atü): Saug- 15 Druckseite 23,5
Kreislaufgas: 9 300 cbm
Kreislaufgasdichte 0,53 - 0,56
A.P. vom unstab. Abstreifer - 10°
Aromatengehalt v. Abstreifer ca. 60 %

	Hauptvorheizer	Zwischenvorheizer I	Zwischenvorheizer II
Temperatur:	510 - 515°	515 - 520°	525 - 530°
	1. Ofen	2. Ofen	3. Ofen
Ofeneingangstemperaturen	510 - 515°	515 - 520°	520 - 525°
Abstrahlung zwischen Vorheizer und Ofen max. 8°			
Temperaturabfall	1. Ofen	2. Ofen	3. Ofen
in der zentralen Hülse gemessen	25 - 30°	10 - 15°	5 - 10°
in der äußeren Hülse gemessen	40 - 60°	25 - 30°	10 - 20°

Periodenlänge (h)	erforderliche Zeit	durchschnittlich verwendete Zeit	Spülgasmenge (cbm)
Reaktion	1,5	12,5 - 15	
Kreislaufgasspülen	1,25	1 - 1,5	2 500 - 3 000
Inertgasspülen I	1	1	1 200 - 1 500
Regeneration	7	7 - 8	
Inertgasspülen II	0,75	1	1 000 - 1 200
Kreislaufgasauffüllen	1	1 - 1,5	1 200
Dampfabschaltung weiter Ofen (beide Öfen in Reaktion)	0,5	1,5 - 2	

Temperaturabfall beim Kreislaufgas- und Inertgasspülen I (Voraussetzung beim Kreislaufgasspülen darf nur eine Gasmenge von 2 000 - 2 500 cbm verwendet werden.)

		1. Ofen	2. Ofen	3. Ofen
Ofeneingang	zunächst Abfall auf	17 - 18 mV	16,5 - 18 mV	17 - 19 mV
	dann Anstieg auf	18 - 20 "	18 - 20 "	21 - 22 "
Kontaktoberfläche		20 - 22 "	18,5 - 20 "	18 - 21 "
Kontaktausgang	innen	23 - 25 "	27 - 28 "	28 "
	außen	20 - 22 "	20 "	21 - 22 "

Während des Inertgasspülen II können die am Schluß der Regeneration eingestellten Temperaturen gehalten werden.

Während des Kreislaufgasauffüllens ist im Kontakt durch exotherme Reaktion eine Temperaturerhöhung festzustellen. Diese beträgt am Element 82 15 - 30°, am Element 80 30 - 50°, am Element 82 findet diese Temperatursteigerung meistens im Laufe der ersten 1/4 Stunde statt, dann beginnt die Temperatur bereits wieder abzusinken.

Koksbestimmung

Die Koksmenge wurde aus der Wärmetönung während der Regeneration (ohne Berücksichtigung von Abstrahlung berechnet). Danach beträgt die Koksmenge 0,6 - 0,8 % (nach den Innenelementen) (0,35 - 0,40 % n.d. Hülse in der äußeren Kontaktschicht.)

Die Koksverteilung auf die Öfen ist sehr ungleichmäßig

1. Ofen = 15 - 20 %
2. " = 25 - 35 %
3. " = 45 - 50 %

t bei der Regeneration bisher durchschnittlich 80 - 100° max. 125°. Näheres über die Durchführung der Regeneration siehe Vorschrift.

	1. Ofen	2. Ofen	3. Ofen
Luftmenge (cbm/h)	500 - 800	500 - 800	400 - 700
Durchschnittswert	600 - 700	600 - 700	500 - 600
O_2-Gehalt im Wäscheg. in Vol%	0,75 - 1,2	0,75 - 1,2	1,5 - 1,1

C) Qualität der Eingangs- und Ausgangsprodukte und Bilanz

Rohbenzin

Rumänisches Rohbenzin mit dem A.P. 49 - 50. Da in dem Rohbitank eine geringe Menge Abstreifer zurückgeführen wurde, haben sich die analytischen Daten etwas verändert.

d_{20} = 0,745	AS	60	80	100	120	140	160	165
		1,0	10,0	27,5	56,0	89,5	96,0	98,0

Vordestillation

Nach den Tagesbilanzen der Destillation werden ca. 10 - 12 Gew%/unstab. Leichtbenzin herausgeschnitten.

Leichtbz.	29	40	50	60	70	S.E. 79,0
		14,0	42,0	69,0	88,0	

Schwerbi d_{20} = 0,764
(Ofeneingangsprodukt)

93	100	110	120	130	140	150	160	165	182
	1,5	16,0	40,0	61,0	77,0	89,0	95,0	97,0	

Ofenanlage

Vom 21. - 27.9.42 wurden (laut Messungen an der Eingangs- und Ausgangswage) 1 472 t eingespritzt und 1 268 t unstab. Abstreifer (A.P. - 10°) erhalten. Ausbeute 86,1 % (Belastung betrug 0,4 kg/l/h).

Im gleichen Zeitabschnitt wurden 247 000 cbm Überschußgas = 139,4 t = 9,5 % gemssen.

Es verbleiben also 4,4 %, die teils durch ungenaue Messung, teils durch Koks, Verlust und durch das während der Spülung anfallende Benzin hervorgerufen werden.

Stabilisierung

Bilanz unmöglich. Dampfdruck fast immer unter 0,4. Nach den in Leuna im Versuchslabor gesammelten Erfahrungen mußten im unstabilisierten Abstreifer ca. 4 - 6 Gew% C_2 - C_4 gelöst sein. Danach könnte man also ungefähr eine Ausbeute von 80 - 82 Gew% an stabilisiertem Abstreifer erwarten.

Raffination

Einfluß der Raffination auf die Qualität konnte bisher nicht ermittelt werden, da in Mbb keine Bleibombenteste durchgeführt werden konnten.

Über die Benzinverluste bei der Raffination können bisher keine Angaben gemacht werden.

Redestillation

Nach den Tagesbilanzen der Destillation verbleiben ca. 5 - 7 % Rückstand nach der Redestillation.

HF-Fraktion d_{20} = 0,795
A.P. -5 bis - 10°

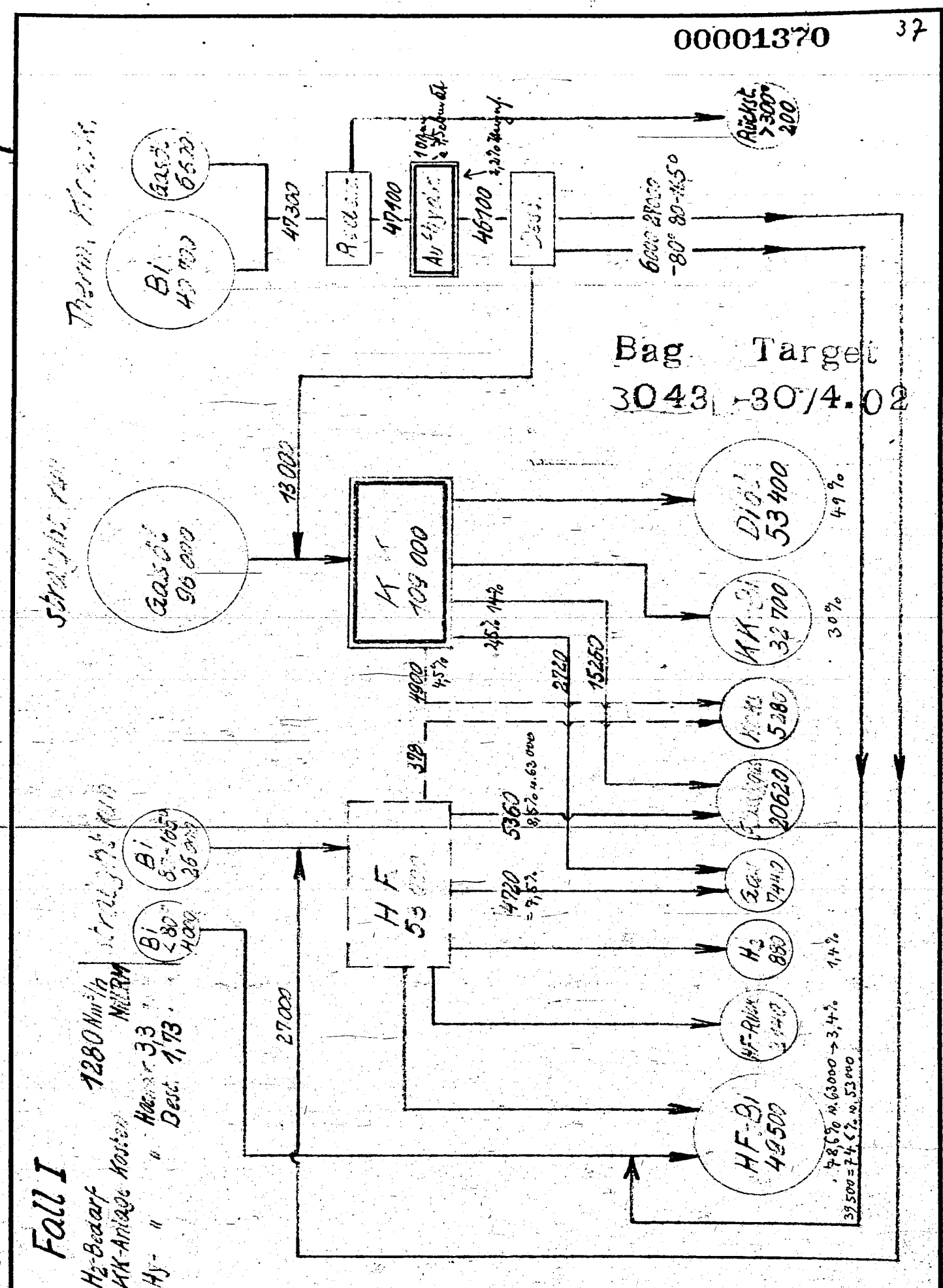
45	60	80	100	120	140	160	164
	2,0	12,0	30,0	56,0	85,0	96,5	99,0

Redestillationsrückstand
d_{20} = 0,910

164	170	180	190	200	296
	4,5	29,5	58,5	69,0	93,5

Würde sich also eine Ausbeute an HF-Fraktion von ca. 75 % ergeben. (Dieser Endwert ist jedoch nur als eine vorsichtige Schätzung anzusprechen.)

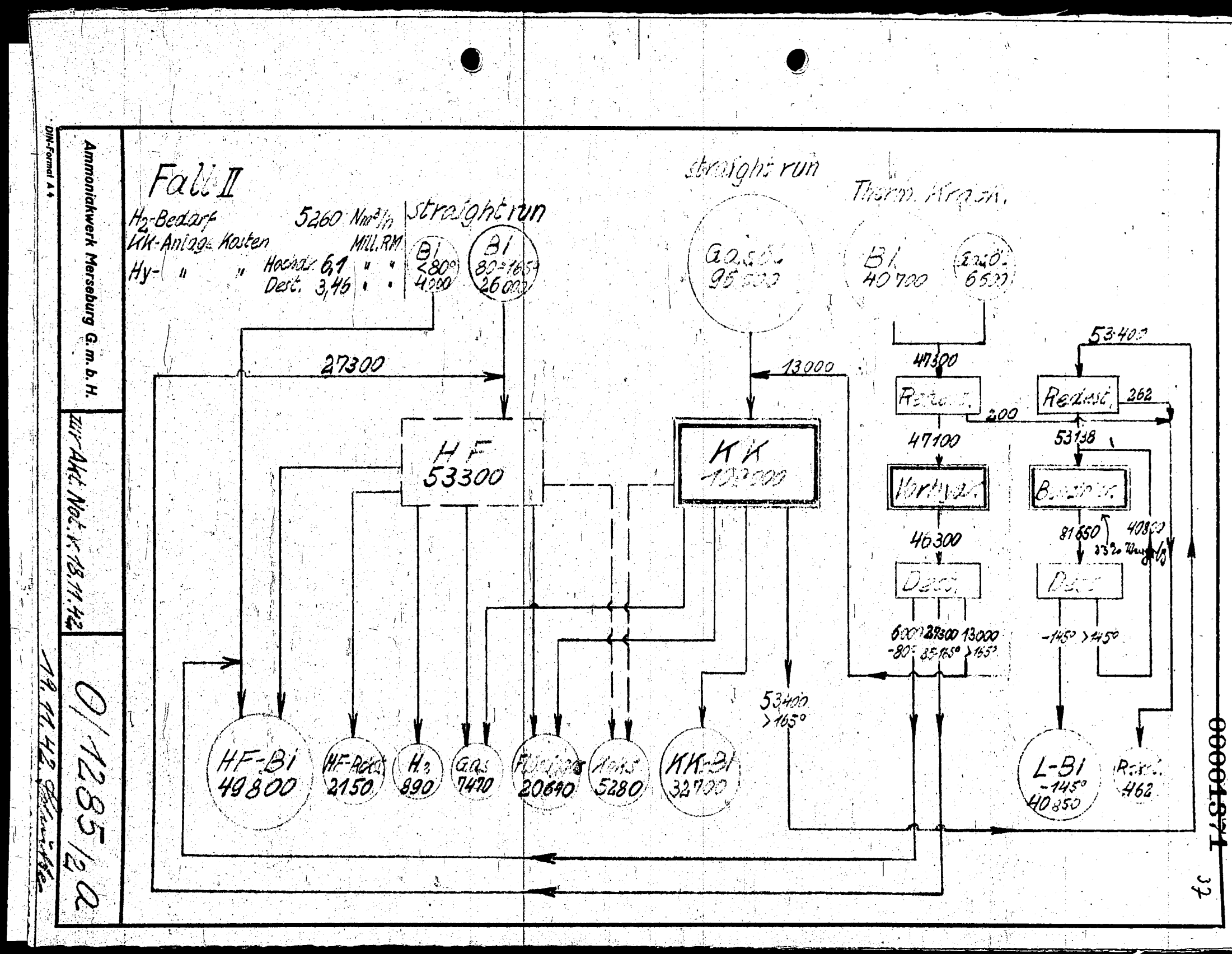
Durch weitere Verbesserung der Redestillation ließe sich wahrscheinlich später noch der Destillationsrückstand um 30 % vermindern, wodurch die Ausbeute an HF-Fraktion um 1,5 - 2 % verbessert werden kann.

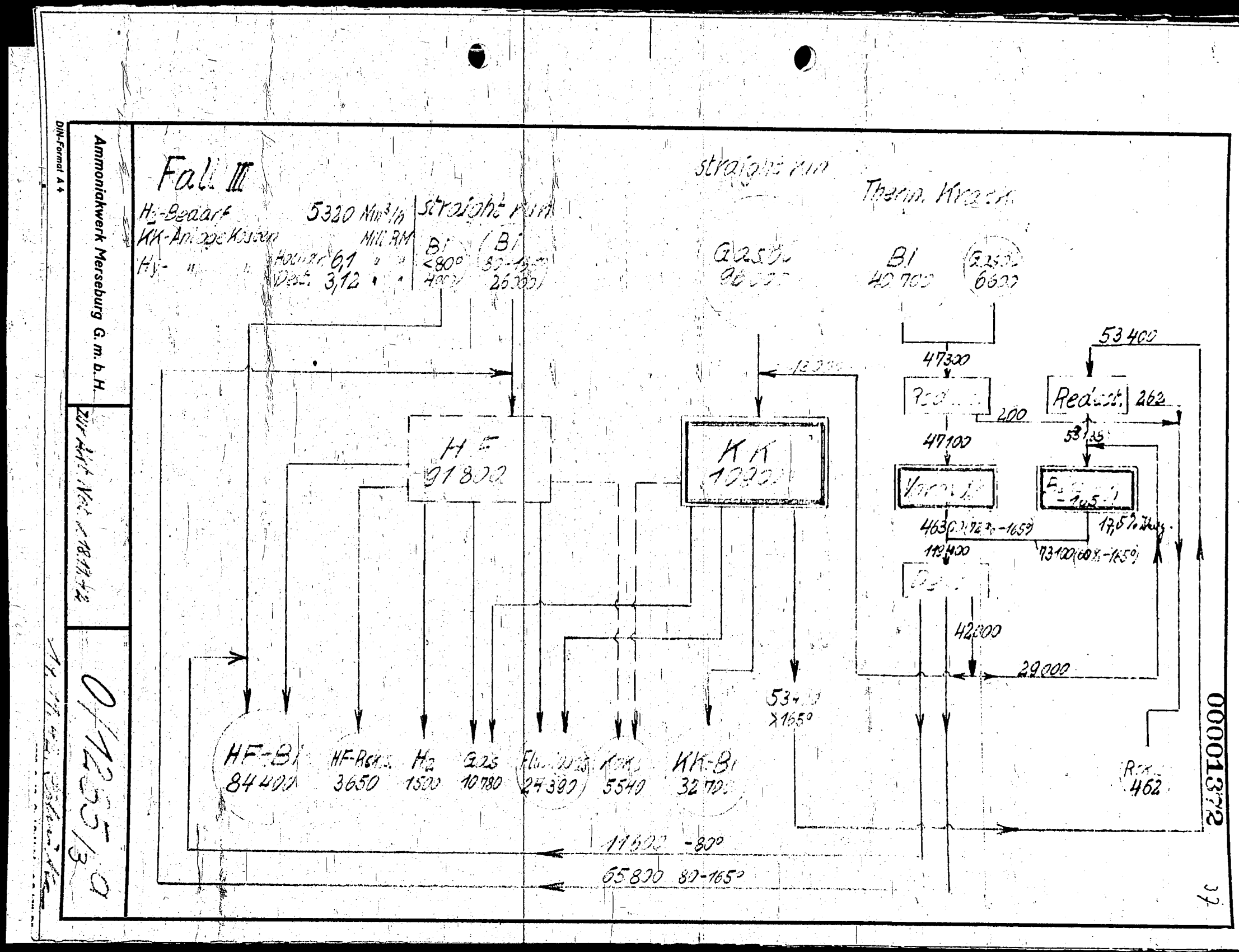


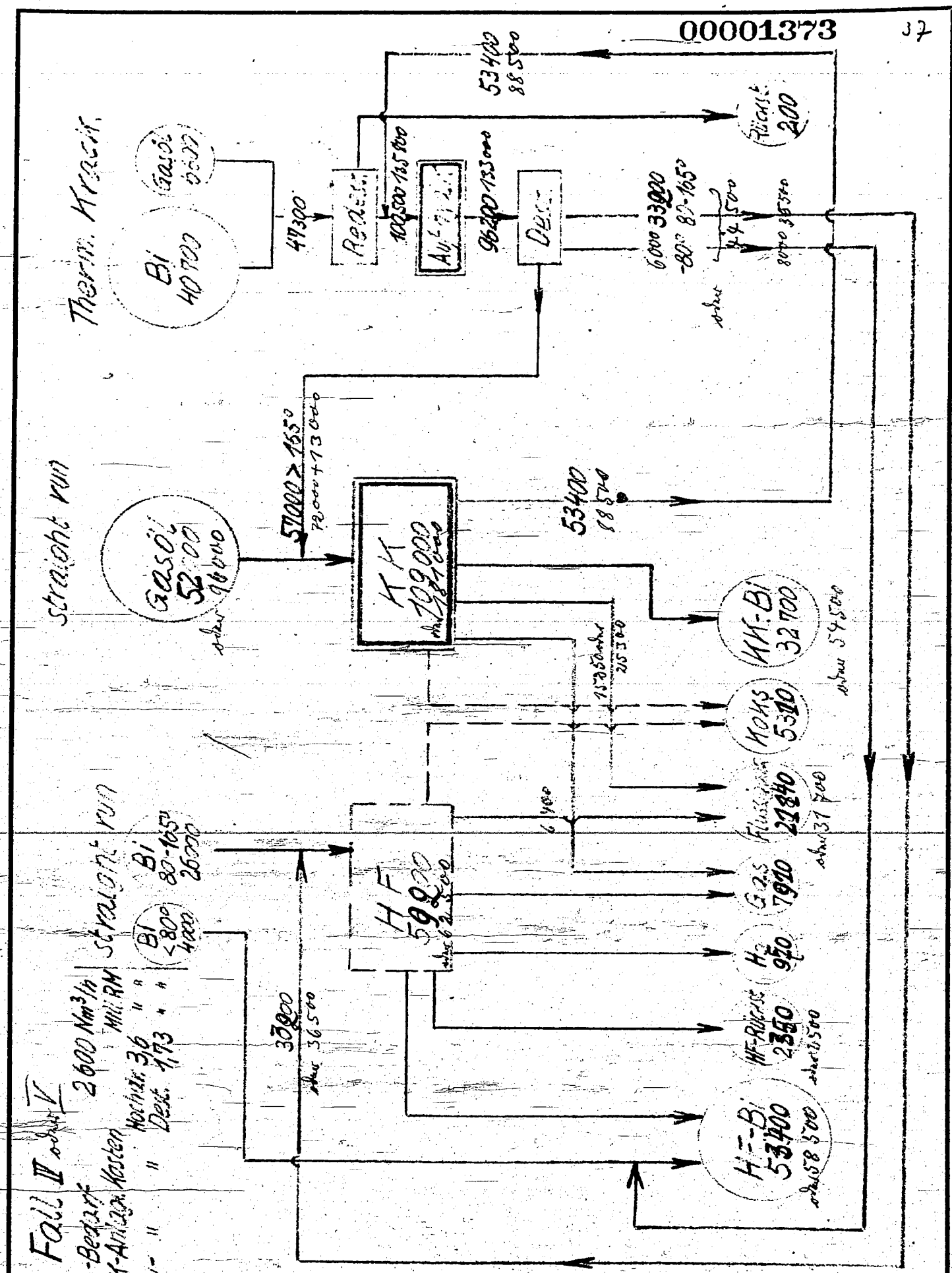
Ammoniakwerk Merseburg G. m. b. H.	zur Akt. Nr. v. 18.11.42.	0/1285/1 a

DIN-Format A 4

12.11.42


Fall II
H2-Bedarf 5260 Nm³/h
straight run
KK-Anlage Kosten MILL.RM
Hy- " " Hochdr. 6,1 " "
Dest. 3,46 " "
Bi <80° 4200
Bi 80-165° 26000
straight run
Therm. Krack.
Gasol 95000
Bi 40700
Bi 6500
27300
13000
47300
53400
HF 53300
KK
47100
53138
Vorhydr.
Bezinst.
46300
81650
40850
Dest.
Dest.
6000 27300 13000
-80° 85-165° >165°
-145° >145°
53400 >165°
HF-Bi 49800
HF-Rückl. 2150
H2 890
Gas 7470
Flüssigg. 20690
Kons. 5280
KK-Bi 32700
L-Bi -145° 40850
Rückl. 462
200
262
332 Wasserstoff
Ammoniakwerk Merseburg G. m. b. H.
Zwr-Akt. Nr. K 18.11.42
01 12851 20
DIN-Format A 4
00004874
32

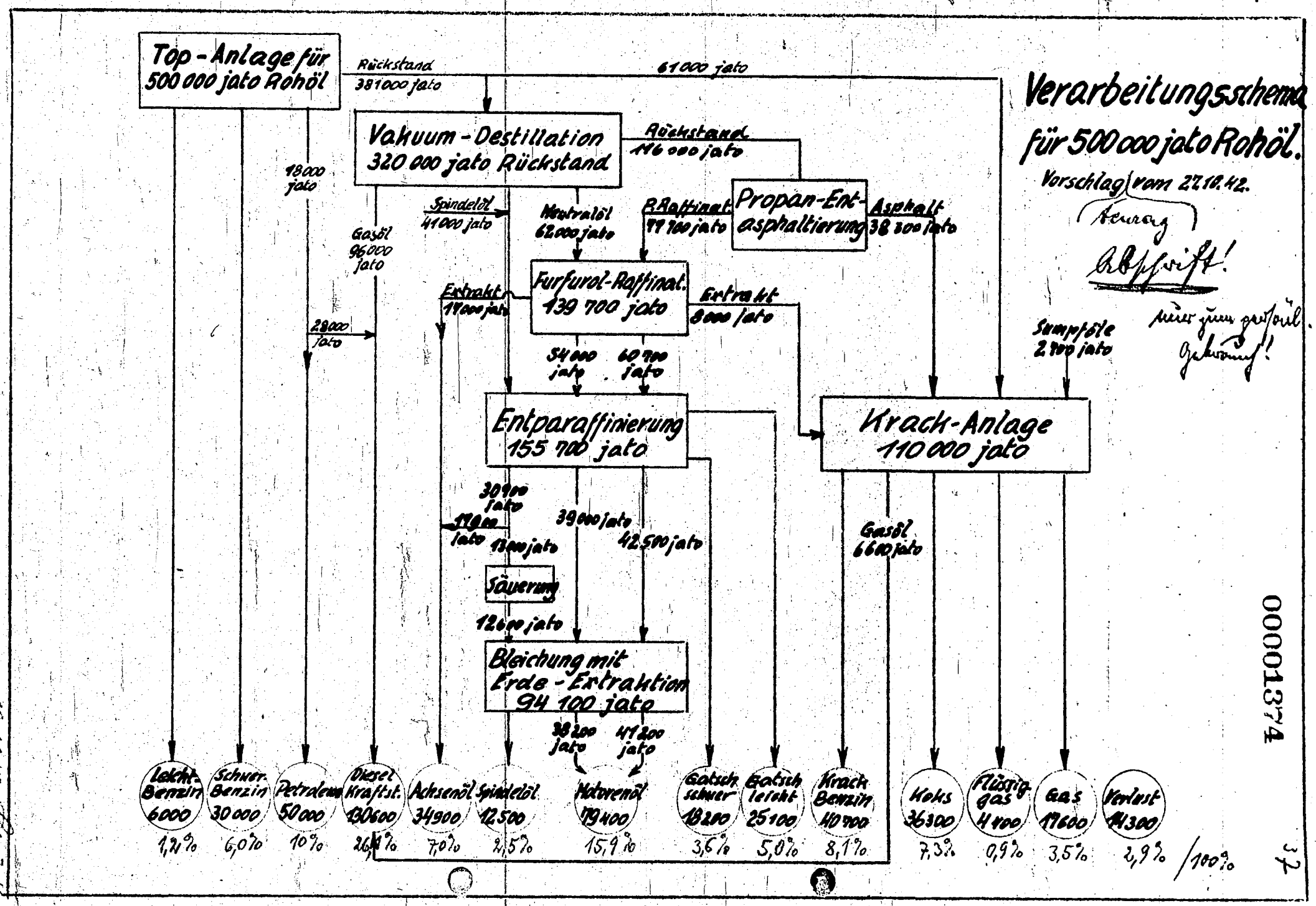

Fall III
H2-Bedarf 5320 Nm³/h
KK-Anlage Kosten Mill RM
Hydrier 6,1
Desi. 3,12
straight run
straight run
Therm. Kracken
Gasöl
B1
47300
53400
Reduzit.
262
200
47100
53
35
463
17,5% Verl.
112400
73100
42800
29000
HF
91800
KK
HF-B1
84400
HF-Rest
3650
H2
1500
Gas
10780
5540
KK-B1
32700
11600 -80°
65800 80-165°
Rest
462
DIN-Format A 4
Ammoniakwerk Merseburg G. m. b. H.
Zur Akt. Nr. 18.44.42
0146351a
00001372
37



Ammoniakwerk Merseburg G. m. b. H.	zur Akt. Not. v. 18.11.42.	0/1285/4a

DIN-Format A 4

19.11.42.



Verarbeitungsschema für 500 000 jato Rohöl.

Vorschlag vom 27.10.42.

Kenntnis

Abschrift!

nur zum persönl. Gebrauch!

00001374

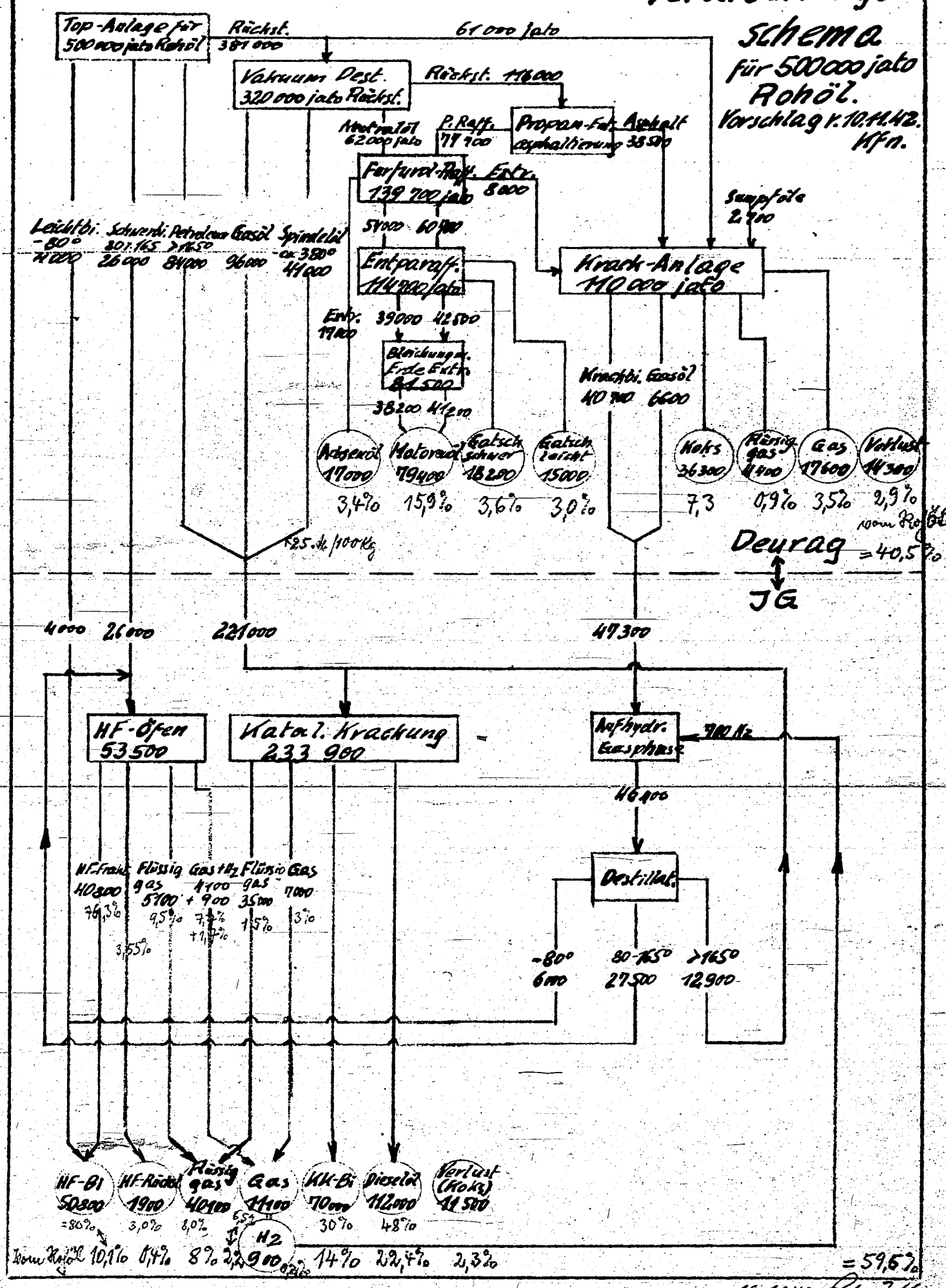
37

00001375

37

Verarbeitungs-schema für 500000 jato Rohöl.

Vorschlag v. 10.11.42. Hfn.


Top-Anlage für 500000 jato Rohöl
Rückst. 381000
61000 jato
Vakuum Dest. 320000 jato Rückst.
Rückst. 116000
Neutralöl 62000 jato
P. Raff. 79700
Propan-Fa. Asphaltierung
Asphalt 38500
Furfurol-Raff. Extr. 139700 jato
Extr. 8000
Sumpföle 2700
Leichtöl -80° 4000
Schwerö. 80-165 26000
Petroleum >165° 84000
Gasöl 96000
Spindelöl ca 380° 41000
54000 60700
Entparaff. 114700 jato
Krack-Anlage 110000 jato
Extr. 19100
39000 42500
Bleichung m. Erde Extr. 81500
38200 41200
Krackbi. 110700
Gasöl 6600
Adsorbröl 17000
Motorenöl 79400
Gatsch schwer 18200
Gatsch leicht 15000
Koks 36300
Rücks. gas 4400
Gas 17600
Verlust 14300
3,4%
15,9%
3,6%
3,0%
7,3
0,9%
3,5%
2,9%
vom Rohöl
Deurag
= 40,5%
JG
4000
26000
221000
47300
HF-Öfen 53500
Katal. Krackung 233900
Aufhydr. Gasphase
900 H2
46400
Destillat.
HF-Frakt. 40800
Flüssig gas 5100
Gas + H2 4100 + 900
Flüssig gas 3500
Gas 7000
76,3%
9,5%
7,7%
+1,7%
1,5%
3%
3,55%
-80° 6000
80-165° 27500
>165° 12900
HF-Bi 50800
HF-Rückst. 1900
Flüssig gas 40100
Gas 11100
KK-Bi 70000
Dieselöl 112000
Verlust (Koks) 11500
=80%
3,0%
8,0%
6,5%
H2 900
30%
48%
vom Rohöl 10,1%
0,4%
8%
2,2
0,2%
14%
22,4%
2,3%
= 59,6%

10.11.42. Schulze

Techn. Vers. Nr 707

0/1284/2

AMMONIAKWERK MERSEBURG
Gesellschaft mit beschränkter Haftung
ANLAGE MOOSBIERBAUM

6. November 1942

Geheim!

1. Dies ist ein Staatsgeheimnis im Sinne des § 85 StGB.
2. Weitergabe nur verschlossen, bei Postbeförderung als „Einschreiben", Aufbewahrung unter Verschlußnahme des Empfängers unter gesichertem Verschluß.

Monatsbericht

Über den Monat Oktober 42

1.) Allgemeines

Die Anlage war durchgehend in Betrieb. Die kurzen Störungen lagen nicht im Gebiet des Verfahrens, sondern rührten von Stromschwankungen her (s. Punkt 6). Während in den ersten 2 Dritteln des Monats noch verschiedene Belastungen und Fahrweisen ausgeprobt werden konnten, lag das ganze letzte Drittel im Zeichen starken Produktmangels, der dazu zwang, bei der geringstmöglichen Belastung zu fahren. Hinzu kam noch das Ersuchen des RWM den Aromatengehalt niedriger einzustellen, um den Mischzusatz auf 40% Aromaten möglichst niedrig halten zu können.

2.) Produktionsangaben

Einsatz an Rohbenzin-Mengen	6644 to
Erzeugung an Fertigbenzin	5176 to
Ausbeute	78 %
Erzeugung an Treibgas soweit es in Reservoirs abgefüllt wurde	403 to
Abgang an Rohbenzin	853 to
Versand an Fertigbenzin	5137 to

Reingewinnung einschl. des verdampften Flüssiggases konnte infolge Mangels an Meßmöglichkeiten nicht festgestellt werden. Besonders in den beiden ersten Dekaden d. Monats Oktober wurden erhebliche Mengen abgefackelt.

3.) Repräsentative Analysen über Produkte

a) 1. bis 6.10.42 vorab. Benzin vordestilliert
b) 6. bis 23.10.42 " "
c) 23. bis 31.10.42 " Rohbenzin

Analytische Daten

	zu a)	zu b)	zu c)
Spez. Gew.	0,762	0,778	0,756
Siedeanfang	52 - 55°	55 - 58°	52 - 53°
bis 140°	12 - 15%	10 - 12%	25%
		45°	123 - 125°
Endpunkt	170 - 175°	175 - 176°	175 - 176°
	42 - 43°	40 - 41°	42 - 43°
Destillation			
bis 100°	10 %	10 - 12%	

Die Destillate, noch ohne Redestillation und Raffination gewonnen, [illegible] durch bei a u. b mit Leichtbenzin etwa im Verhältnis 1:1 (Vol.) [illegible] 10 bei Punkt. Benzin, 66: 14 bei unger. [illegible] verschiedenen Reinheitsgraden des verlangten Aromatengehaltes und einer Gesamtausbeute von unter 0,4 ata

Analysen des Vorlaufes

Spez. Gew.	0,75
Siedebeginn	45° - 50°
	120° 30 - 40
	20 112
Endpunkt	110 - 107°
	30
Destillat	92

Fertig-Benzin erhalten beim Durchsatz von ungar. Rohbenzin:

Dichte	0,781	Engler Siedebeginn	50°
Olefine u. Aromaten	51 %	100°	36 %
Glasschale	1,0 mg	50 %	111°
Bombentest	2,0 "	End-Ende	156°
Dampfdruck	0,4 ata	OZ	80

Einem Wunsch des RLM entsprechend wurde vorübergehend auf einen Aromatengehalt von 48% gefahren. Es konnte jedoch diese Fahrweise nur kurze Zeit beibehalten werden, da inzwischen infolge Rohproduktmangel die Belastung mit Rohbenzin auf 0,27 kg/l/h gesenkt worden war und unter diesen Verhältnissen nicht mehr genügend Heizgas produziert wurde. Das in der Schwerbenzinstabilisierung anfallende Treibgas wurde bis zum 10.10.42 in die Fackelgasleitung entspannt, von diesem Zeitpunkt ab direkt auf Kesselwagen zugeführt, soweit es nicht zur Verbesserung und Vermehrung des Heizgases auch weiterhin in dieses entspannt werden mußte.

Analyse einer am 9.10.42 entnommenen Flüssiggasprobe ausgeführt in Leuna:

Bombe-Nr. 34 531 von Koosbierbaum vom 12.10.42

	Vol. %	
C_2H_6	14,5	
C_2H_4	0,4	
C_3H_8	61,5	Dampfdruck 15 atü
C_3H_6	0,0	
i- C_4H_{10}	12,0	
i- C_4H_8	0,4	
n- C_4H_{10}	8,3	
n- C_4H_8	0,0	
C_5	2,9	

Molgewicht ber. 45,6

Spezifische Energieverbräuche (bez. auf to Fertigbi)

Hochdruckdampf

Vordestillation	0,055 t/t
LBi-Stabilisierung	0,026 t/t
SBi- "	0,253 t/t
Redestillation	0,023 t/t

Strom	206, kWh/to
Wasser	61,5 m^3/to
Heizgas	165,0 m^3/to (Heizwert 8500 WE/m^3)

00001378

5.) Versuchsbedingungen

Prod.	rum. Benzin vordest.		ungar. Benzin vordest.				ungar. Rohbenzin	
Leichtbi abdestill.	8-10%(Gew.)		10-12%(Gew.)				—	
Belastung Kontaktaufgabemenge	0,4			0,3	0,6		0,275	
Temp. Ofen I oder II	27,2	515° -21°	26,7	505° -59°	26,7	505° -56°	25,6	486° -56°
A	25,9	492°	23,2	446°	23,4	449°	22,3	430°
Temp. Ofen III u. IV	27,5	518° -10°	27,0	510° -27°	27,6	520° -27°	26,0	493° -49°
A	26,9	508°	25,4	483°	26,0	493°	23,1	444°
Temp. Ofen V u. VI	27,9	525° -22°	27,1	512° -19°	27,1	512° -9°	26,4	500° -19°
A	26,5	503°	26,0	493°	26,6	503°	25,3	481°
Druck	15		15		15		15	
Rückgeführte Menge	10,2		15		11		10	
Mittl. Abt.	-15,4		-15,7		-12,3		-3,8	
Überschußgas: Es fehlen genaue Meßunterlagen								
Flüssiggas: Es fehlen genaue Meßunterlagen								

Die Koksbildung wurde bei einem Versuch zu 0,33 % errechnet. Aus bisher vorgenommenen Berechnungen beträgt die Wärmetönung näherungsweise im ersten Ofen 70 kcal/kg, im zweiten Ofen 50 kcal/kg und im dritten Ofen 30 kcal/kg.

6.) Maßnahmen, Beobachtungen, Störungen

Die Fahrweise im Berichtsmonat war gekennzeichnet durch eine knappe Rohstofflage, sodaß 3 x das Rohprodukt gewechselt werden mußte (s. oben). Um die Leistungsfähigkeit der Anlage bezügl. des Durchsatzes studieren zu können, wurde am 15.10.42 der Durchsatz mit vordest. ungar. Benzin bis auf 0,6 kg/l Kontakt gesteigert. Dieser Durchsatz wurde über knapp 2 Fahrperioden gehalten und es ergaben sich keinerlei Schwierigkeiten in den einzelnen Anlageteilen. Wegen Mangel an Rohstoff und durch einen zeitlich bedingten Ausfall des Kesselspeisewassers wurde die hohe Belastung von 0,6 kg/l Kontakt bereits nach 20 Std. Fahrdauer zurückgenommen auf 0,3 kg/l Kontakt, um beim Umschalten auf ungar. Rohbenzin einen Tagesdurchsatz von 150 to bis auf weiteres zu fahren. Der Grund, warum ungar. Rohbenzin eingespritzt wurde, liegt an der knappen Heizgasproduktion, welche zeitweilig sogar ein Umstellen auf Heizöl bedingte. Der normale Verlauf der Reaktion wurde einzig und allein unterbrochen durch mehrere kurzfristige Stromausfälle bedingt durch geringe Absicherung der Hauptschalter.

In einem Fall fiel die Stromzuführung von auswärts durch Unterbrechung der Fernleitung, verursacht durch einen Mastenbrand, aus. Außerdem gaben 2 Wasserausfälle, verursacht durch Ausfall der elektrischen Wasserpumpen (Durchschlagen der elektrischen Sicherungen) zur kurzzeitigen Unterbrechung der Einspritzung Veranlassung. Der geringe Speicherraum für Überschußgas und die Tatsache, daß dieses noch nicht anderweitig verwertet werden kann (Kesselfeuerung, Gastrenn-Anlage), zwang dazu, große Mengen von Überschußgas in den 2 vorhandenen Fackeln zu verbrennen. Da der Gasometer im Nebenschluß liegt und die Durchmischung der von der Ofenanlage und Destillation abgestoßenen Gase nicht vollkommen ist, traten Heizwertschwankungen bis 2000 WE innerhalb kurzer Zeitabstände auf, wodurch ein gleichmäßiges Fahren der Anlagen sehr erschwert wurde. Bei der nächsten Abstellung der Anlagen wird deshalb der Heizgasgasometer in den Hauptschluß gelegt werden. Die automatischen SK-Schieber arbeiten im großen ganzen ohne Störung. Einzig und allein die Packungen der Stopfbuchsen mußten im Oktober an 2 Schiebern ausgewechselt werden. Außerdem zeigten die Schieberstangen an der Oberseite Tiefen, welche beim Öffnen und Schliessen der Schieber eingekratzt wurden. Die Sperrdampfhandventile waren gegen den Einfluß der hohen Temperaturen nicht so widerstandsfähig. Es wurden 17 Sperrdampfhandventile neu verpackt. Die SO_2- bezw. SO_3-Korrosion des Regenerationsteiles, hervorgerufen durch Verbrennen des im Koks vorhandenen Schwefels, ergab beim Abstellen des Regenerationsteiles der Anlage am 19. bezw. 27. bezw. 29.10.42 keinen sichtbaren Einfluß des saure Gase enthaltenden Wälzgases auf die kalten Anlageteile. Es wurden zur genaueren Untersuchung der Korrosion von Leuna zur Verfügung gestellte Korrosionsproben in Regenerator 6 und Rieselkühler eingebaut (siehe AN Nb v.19. bezw. 30.10.42)

Auch bei der Destillation bildete der Ausfall der elektrischen Energie eine Quelle zum Teil der nachhaltigen Störungen.

Die Vordestillation war im großen ganzen im einwandfreien Betrieb mit einem nicht überschreitbaren Maximal-Durchsatz von 19 m³.

Die Leichtbenzinstabilisierung fuhr bei 3 atü in der Art, daß nicht ein scharfer Schnitt zwischen C_5 u. C_4 angestrebt wurde. Vielmehr wurde auch noch ein Teil der C_4-Fraktion abgetrieben, da man andernfalls nicht zu dem gewünschten Dampfdruck von 0,65 des stabilisierten LBi gekommen wäre. Der Überschuß aus dem Rückflußbehälter wurde in den Einsatzbehälter zurück entspannt. Die Anlage wurde diskontinuierlich gefahren.

Schwerbenzin-Stabilisierung. Bei normaler Belastung und gleichmäßigem Produkteingang von der Ofenanlage her fiel ein Stabilbenzin vom vorgeschriebenen Dampfdruck an. Über das anfallende Flüßiggas s. unter Nr.3. Zu Unregelmäßigkeiten gab das wenig einwandfreie Arbeiten der Regler häufig Anlaß. Diese sind teilweise für einen größeren Durchsatz beim Fahren des Kreislaufgaswäschers ausgelegt und arbeiten bei geringerer Belastung, wie das insbesonders im letzten Drittel der Fall war, sehr schlecht. Außerdem liegt auch ein gewisses periodisches Schwanken oder träges Reagieren im Wesen der Konstruktion begründet (s.AN v. 20.10.42 von Herrn Dr. Weis, Betriebskontrolle-Hydrierung-Leuna). Häufig war ein Regulieren von Hand vonnöten. Das stoßweise Arbeiten der Regler kam besonders auch Ausdruck in den Heizwertschwankungen des Heizgases, die wiederum die gasbeheizten Aggregate in ihrem Gang ungünstig beeinflußten.

Redestillation. Hier wirken sich die letztgenannten Störungen und Energieausfälle besonders einschneidend aus, da das Erreichen der richtigen Temperaturverhältnisse in jedem Fall längere Zeit beansprucht. Der Grund liegt zum Teil an der gesamten Konstruktion des Vorheizers. Auch in dieser Anlage machen die Regler Schwierigkeiten. Dort konnte fast immer ein einwandfreies Destillat mit einem Siede-Ende von 165°, manchmal bis 168° genommen werden. Spez. Gew. 0,795 - 0,800. Der anfallende Rückstand betrug etwa 4 - 5% des Kolonneneinsatzes. Spez. Gew. betrug bei guten

Arbeiten der Kolonne 0,920 - 0,930, Siede-Beginn 160 - 170°.

Raffination. Die Anlage lief im großen und ganzen einwandfrei. Die Schwierigkeiten, die die Schwefelsäurepumpen für die Zugabe der Frischsäure machten, wurden durch Aufstellen eines Hochbehälters für die Säure beschlossen. Das Hochbringen der Säure erfolgt mittels Druckluft. Nach einer längeren Zugabe von 0,25 Gew.% Schwefelsäure wurde auf 0,1 % übergegangen. Die Konzentration der Waschlauge soll 8 % nicht überschreiten, da sonst Emulsionsbildung eintreten kann.

7.) Fahrweise für Monat November 42

Da die Rohstofflage nach den bisher uns bekannten Rohstoffzuteilungen aus Ungarn und Rumänien auch im Monat Nov. sich kaum wesentlich bessern wird, wird bis auf weiteres ein Tagesdurchsatz von 150 to gefahren. Der Aromatengehalt der Fertigbenzine wird auf 50 % eingestellt. Um dem erforderlichen Heizgasanfall zu gewährleisten, wird auch weiterhin nichtvordestilliertes Rohbenzin in der Anlage durchgesetzt werden. Für aus Rumänien eintreffende Rohbenzine wird der für BF II vorgesehene Tank M in Betrieb genommen werden. Laboratoriumsversuche lassen es wahrscheinlich erscheinen, daß die Raffination mit Natronlauge allein (ohne Anwendung von Schwefelsäure) genügt, was eine wesentliche Vereinfachung bedeuten würde.

8.) Geplante Arbeiten und Untersuchungen.

Es sind Untersuchungen [illegible] im Gange, die es ermöglichen sollen, eine [illegible] der Gasverteilung und deren analytische Auswertung [illegible] machen.

Die Untersuchungen werden auf verschiedene Fahrbedingungen ausgedehnt.

Weiterhin soll eine B-Bilanz aufgestellt werden. Die Destill. u. Stab. Anlagen werden einer gründlichen Kontrolle unterworfen.
Weiterarbeiten betreffend Werktechnik.
Wiederholung der Korrosions-Kontrolle.

Verteilung:

Herr Dr. Henning
" Dr. Herold/Kaufmann/Welz
" Dr. Köhler/Uhdebüro
" Ob. Ing. Keinke
" Dr. Küding/AWP
" Dr. Ober
" Dr. [illegible]/Müller/Notz
OI. Rudloff/DI. Bock
Akten 2 x

1812

00001381

Ammoniakwerk Merseburg
Anlage Moosbierbaum

6. Dezember 1942

Geheim!

33

1. Dies ist ein Staatsgeheimnis im Sinne des § 83 RStGB.
2. Weitergabe nur verschlossen, bei Postbeförderung als „Einschreiben".
3. Aufbewahrung unter Verantwortung des Empfängers unter gesichertem Verschluß.

Monatsbericht

für den Monat November 1942

1.) Allgemeines

Die Anlage war vom 1. - 23. und 25. - 30.11.42 bis auf einige kleine Störungen (s.Punkt 6) durchlaufend in Betrieb. Am 24.11.42 war die Anlage abgestellt, um vor Einbruch des Winters die noch notwendigen Änderungen und kleinen Reparaturen durchführen zu können. Um bei der an sich knappen Rohstofflage einen gewissen Vorrat an Rohbenzin aufzustapeln, wurde den ganzen Monat über Rohbenzin in die Ofenanlage bei einer Belastung von 0.275 kg/l/h eingespritzt. Wegen des verhältnismäßig geringen Heizgasanfalles konnte ein Aromatengehalt von 48 - 50 Vol% im Fertigbenzin nicht eingehalten werden. Es wurde vielmehr der Aromatengehalt nach dem Heizgasanfall eingestellt. Die günstigste Fahrweise ergab sich bei einem Aromatengehalt von 51 - 52 Vol% Aromaten.

2.) Produktionsangaben

Einsatz an Rohbenzin-Kongen	4520	to
Erzeugung an Fertigbenzin	3399,9	"
Ausbeute	75,3	%
Erzeugung an Treibgas soweit es in Kesselwagen abgefüllt wurde	89,4	to
Eingang an Rohbenzin	6630	to
Versand an Fertigbenzin	3716	to
Heizgasanfall	855.500	m³ s. 0.575
Rückstandversand	390	to

3.) Qualitative Angaben über Produkte

a) 1. - 5.11.42 ungar. Rohbenzin
b) 6. - 10.11.42 u. 16. - 23.11.42 Gemisch von ungar.u.rum.Rohbenzin
c) 11. - 15.11.42 rum. Rohbi
d) 25. - 30.11.42 ungar. Rohbi (S.E. 180°)

	zu a)	zu b)	zu c)	zu d)
d_{15}	0.756	0.756	0.750	0.755
S.E.	55 - 58°	56 - 59°	55 - 57°	53 - 55°
- 100°	25 %	20 - 22 %	15 - 16 %	21 - 22°
50%	123 - 125°	122 - 125°	123°	122 - 123°
S.E.	175 - 176°	166 - 168°	168 - 169°	181°
A.P.	42 - 43°	43 - 44°	47 - 48°	42 - 43°

Fertigbenzin

d_{15}	0.785	S.E.	52°
Aromaten u. Olefine	54 %	- 100°	34°
Glasschale	0.8 mg	50%	120°
Bombentest	0.8 "	S.E.	168°
Dampfdruck	0.4 ata	O.Z.(MM)	79.5

Die Überladbarkeitsprüfung seitens der DVL eines Fertigbenzins,

welches aus der direkten Verarbeitung von Rohbenzin in der Ofenanlage stammt, ergab, daß die Überladbarkeitskurve im Bereich des Luftverhältnisses 1.2 - 0.8 mit der Eichkurve weitgehend übereinstimmt, bei 0.7 aber unter dem Eichkraftstoff liegt. Die Untersuchung der Fertigbenzine bei der jetzigen Fahrweise wird fortgesetzt.

4.) spez. Energieverbräuche (bez. auf to Fertigbi)

Dampf-SBi-Stab.	0.472 to
" Redest.	0.0503 "
Strom	340 kWh
Wasser	72 m³
Heizgas	242 m³

5.) Versuchsbedingungen

Prod.	ungar.Rohbi	rum.Rohbi	Gemisch ungar.+ rum.Rohbi	ungar.Rohbi schwer
LBi abdest.	-	-	-	-
Belastung m³/Luftgebläse	0.275	0.275	0.275	0.275
Ofen I u. II E	25.6 mV 486°	25.4 mV 483°	25.3 mV 481°	25.2 mV 480°
	-56°	-56°	-57°	-51°
A	22.5 " 430°	22.1 " 427°	21.9 " 424°	22.8 " 439°
Ofen III u. IV E	26.0 mV 493°	26.2 mV 496°	26.2 mV 496°	25.8 mV 490°
	-49°	-42°	-54°	-36°
A	23.1 " 444°	23.7 " 454°	23.0 " 442°	23.7 " 454°
Ofen V u. VI E	26.4 mV 500°	26.8 mV 507°	26.8 mV 506°	26.3 mV 498°
	-19°	-21°	-14°	-20°
A	25.3 " 481°	25.6 mV 486°	25.9 " 492°	25.1 " 478°
Druck atü	15	15	15	15
Periodenlänge Std.	12	12	12	12
mittl.A.K.	-3.0°	+4.0°	-2.0°	+2.5°
Überwachungsgas + Abgas (Vol%) = Fuegas				
H_2	61.7	52.6	66.2	61.8
O_1	25.7	32.3	21.8	23.4
O_2	11.3	11.7	9.5	10.3
O_3	0.5	1.4	0.9	1.7
O_4	0.2	0.4	0.4	0.9
CO_4	0.2	0.9	0.6	0.9
C_n	0.2	0.7	0.6	1.0

Zweiter Ofen: Menge:
H_2 = Gehalt

Die Koksbildung wurde bei ungar. Rohbi (schwer) zu 0,45 Gew.% bestimmt. Die Wärmetönung bei der derzeitigen Fahrweise mit Rohbenzin und auf A.F. um C beträgt in erster Näherung 40 kcal/kg im ersten Ofen, 35 kcal/kg im zweiten Ofen und 20 kcal/kg im letzten Ofen. Ja nur 95 Cal/Kg!

6.) Wie im Vormonat wurde aus Gründen der Rohstoffknappheit Rohbenzin bei Belastung 0.275 in die Ofenanlage eingespritzt um den nötigen Anfall an Heizgas zu erhalten (s.Punkt 5) und außerdem wurde das Rohprodukt 4 x gewechselt. Der vom 25.11. bis 30.11.42 mit ungar. Rohbenzin (Siede-Endpunkt 180°) gefahrene Versuch ergab, daß zwischen diesem und normalen ungar. Rohbenzin kaum ein Unterschied in der Fahrweise und Ausbeute festzustellen ist. Der normale Verlauf des Betriebes wurde nur zweimal kurzzeitig durch Stromausfall unterbrochen. Am 13.Nov. fiel von 21.15 - 21.25 Uhr und am 20. Nov. von 23.20 - 23.30 Uhr der Strom durch Ausfall der Stromzuführung von Stollhofen aus. Am 10. Nov. mußte wegen einer undichten Verbindung in der Kesselspeisewasserleitung die Einspritzung für eine Stunde unterbrochen werden. Bei der am 24.11.42 durchgeführten Abstellung wurden folgende wichtige Reparaturen und Umänderungen durchgeführt:

A) In der Ofenanlage

1.) Einbau neuer Meßscheiben für Einspritz- u. Anfallprodukt
2.) Umschluß des Heizgasgasometers in den Hauptschluß, um Heizwertschwankungen auszugleichen.
3.) Neuverpacken sämtlicher SK-Schieber und Sperrdampfhandventile auf der Reaktionsseite

B) In der Destillation

1.) Auswechseln von Meßscheiben
2.) Reparatur div. Regler
3.) Anschluß der Treibgasdestillation an das Leitungsnetz der Schwer-Bi-Stabilisierung
4.) Einige Leitungsänderungen

Im Berichtsmonat wurden während des Betriebes der Ofenanlage 16 SK-Schieber an den Stopfbuchse nachgezogen und 5 frisch verpackt. Von den automatischen Sperrdampfventilen wurde 1 frisch verpackt, 4 nachgezogen und von den Sperrdampfhandventilen wurden 4 nachgezogen, 7 frisch verpackt und 1 durch ein neues ersetzt.

Vordestillation u. LBi-Stabilisierung außer Betrieb.

Schwerbi-Stabilisierung

Die Anlage war bis auf die kurzen Betriebsunterbrechungen durch Stromausfall durchgehend im Betrieb. Schwierigkeiten machten vor allem Dingen die großen Schwankungen des Heizdampfdruckes, seitdem die neue Kraftzentrale in Betrieb gegangen ist, doch konnten die geforderten Produktqualitäten des stabilisierten Benzins eingehalten werden (Dampfdruck 0.380). Bei dem häufigen durch die geringe Ofenbelastung bedingten Heizgasmangel und geringen Heizwert des Heizgases mußte verhältnismäßig viel Flüssiggas ins Heizgas entspannt werden und konnte so nicht der Verwendung als Treibgas zugeführt werden(s.Nr.2).
Die Anlage mußte meist von Hand gefahren werden, da sämtliche Regler nicht einwandfrei arbeiteten (s.Bericht vom Oktober 42). Die Betriebskontrolle ist dabei, die Regler in Ordnung zu bringen, soweit sie überhaupt bei dem geringen Durchsatz brauchbar sind.

00001384

Redestillation.

Die Anlage lief bis auf die [illegible] des Ofenanstellens und des Vielstoffbetriebes durch. Seitdem der Heizgasspeicher im Hauptbetrieb liegt, und Heizwertschwankungen vollständig ausgeglichen werden, läuft die Redestillation [illegible]. Der Siedeanfang des destillierten Schweröls [illegible] bei 165° bis 170°. Der große Abstand zur der Redestillation zeigt sich [illegible] daß [illegible] Bedingungen Rückstände gebildet werden, weil bei kleinerer Durchgangsmenge die Aufheizung des Rückstandes im Summiheizraum [illegible] ungenügend ist. Man ist so bei geringer Ofenbelastung immer gezwungen abwechselnd auf Produktion und auf Heizlauf zu fahren. Infolge des unterbrochenen Betriebes einzelner Leitungen besteht [illegible] bei Frost die Gefahr des Einfrierens.

Raffination.

Die Raffination lief bei einem Säureverbrauch von 0.1 % störungsfrei.

7.) Vorhaben für Monat Dezember 1942

Der Durchsatz von 150 tato wird bis auf weiteres gehalten, um für den Winter, wenn der Antransport von Rohbi zu Wasser und zu Lande erschwert oder ganz unterbrochen ist, einen gewissen Vorrat an Rohprodukt zu stapeln ohne die Anlage wegen Rohstoffmangel [illegible] zu müssen. Der Antratengehalt des Fertigbenzins wird so [illegible] (ohne 50 - 52 %), daß genügend Heizgas für den Betrieb der Verbrennungsanlage.

8.) Geplante Arbeiten und Untersuchungen.

Nach Eingang von weiteren ungar. Rohbi -Mengen [illegible] S.E. 120 [illegible] ein Belastungsversuch bei 0.5 kg/1 durchgeführt mit Stromausbeute und Bestimmung der Gase. Ferner soll die aus Kräfte- und Lebensmittelbilanz noch ausstehende E-Bilanz der verschiedenen Rohbenzine aufgestellt werden.

Verteilung:

Dir. Dr. v. [illegible]
" [illegible]
" [illegible]
" [illegible]
" [illegible]
Dr. [illegible]
OI. [illegible]
Dr. [illegible]
Dr. [illegible]
OI. [illegible]
Dr. [illegible]
Akten

Versand a. 10.12. 3791 to
Warsingsfehn: (Kr. Aber)
4500 Ru Li
2000 U Li v. Pressbg
2000 U Li Mirakt
Auf Rückstand 4. XII. 43
Zu versenden im Dez. 8830 t Ru-Li
2000 t U Li vom Pbg
2000 t Mirakt
Sa. 12830 t

HAUPTLABORATORIUM
Versuchsgruppe Ze 219

Leuna Werke, 27.11.1942
Dr.Kfm./Be.

4 Vorschläge für Verarbeitung von Deurag-Krackölprodukten in erweiterter Ubb-Anlage

(zu Zeichnungen C/1285/1-4a)

00001385

Gemeinsame Kennzeichen für Fall I - IV:

1.) KK-Anlage ist immer für 109 000 Jato Einsatz ausgelegt. Die Anlagekosten werden 4,6 - 6 Mill. RM betragen in Abhängigkeit von noch klärender Ofenkonstruktion.

2.) Die Hereinnahme der thermischen Krackprodukte bedingt in jedem Fall eine Hochdruck-Hydrierstufe, im einfachsten Fall (I) einen Hochdruckofen mit vorgeschalteter Redestillation.

3.) Die zu verarbeitende Menge straight run-Bi und thermische Krackprodukte ist gleich. Die hereinzunehmende Menge Gasöl ändert sich nur im Fall IV der Totalkrackung.

4.) Die Kapazität der HF-Anlagen I und II wird durch Zukauf von Fremdbenzin voll ausgefahren und beträgt bei 8 700 Betr.-Stdn. im Jahr 180 000 Jato Rohbi.

5.) Der von der HF-Anlage zur Verfügung stehende Wasserstoff (Frischwasserstoff) für Hydrierteil beträgt voraussichtlich im Mittel etwa 3 000 Nchm/h.

6.) Die Fertigbenzine haben Siedeende 165° und Dampfdruck 0,4 at.

7.) Alle Zahlenangaben sind mangels Versuchsunterlagen für die Einsatzprodukte nur als Richtgrößen zu bewerten.

Kennzeichen für die einzelnen Vorschläge (s. Tabelle):

Fall I : Einfachster Fall: Hydrierteil am kleinsten. Das Gasöl wird einmal durch die KK-Anlage gefahren und liefert neben dem KK-Bi die Hälfte des Einsatzes als Dieselöl.

Fall II : Obiges Dieselöl wird in beträchtlich erweitertem Hydrierteil (6434er Benzinierstufen) in L-Bi (Siedeende etwa 145°) übergeführt. Der Wasserstoff der HF-Anlage reicht hierfür nicht aus, also noch zusätzlich etwa durch Methanspaltung zu liefern.

Fall III: Ähnlich dem Fall II, statt L-Bi wird jedoch 165°-Bi hergestellt für Weiterbehandlung in der HF-Anlage. Der notwendige Zukauf von Fremdbi für die HF-Anlage wird hier merklich verringert. Wasserstoff: wie Fall II.

Fall IV : Es wird "total" gekrackt. Gasölbedarf bei gleichbleibender KK-Bi Menge daher nur etwa halb so groß wie bei I - III. Benzinierung fällt wieder weg. Aufhydrierstufe jetzt 2 Öfen. Wasserstoff reicht.

Einsatzprodukte:	I		II		III		IV		oder V
straight run-Bi	30 000	70 700					30 000		
therm.Krack-Bi	40 700						40 700		
str.run Gasöl	96 000		wie I		wie I und II		52 000		wie I-III
therm.Kr.Gasöl	6 600						6 600		
	173 300						129 300		
Daraus an Endprodukten:									
HF-Bi	49 500	82 200	49 800	123 350	84 400	117 100	53 400	86 100	58 500 } 113 600
KK-Bi	32 700		32 700		32 700		32 700		54 500 }
L-Bi	-		40 850		-		-		
Dieselöl	53 400		-		-		-		
Flüssiggas	20 620		31 740		32 700		21 140		31 700
HF-Rückstand	2 140		2 150		3 650		2 350		2 500
Heizöl	200		462		462		200		200
	158 560		157 702		153 912		109 790		147 400
bezogen auf Einsatz	91,5 %		91,0 %		88,5 %		84,7 %		85,3 %
Anlagekosten für Hydrierteil:									
Dest. Mill M	1,73		3,46		3,12		1,73		
Hochdruck "	3,3		6,1		6,1		3,6		
H_2-Bedarf Nebm/h	1 280		5 260		5 320		2 600		
jato zuzukaufendes Rohbi für HF I + II Kapaz. 180 000, 8 700 Betr.Stdn.	117 000		116 700		72 600		110 800		105 500

CH_4 = Zyklisierung Kosten: 3,5 Mio M

3721
921 b

37

00001387

Abteilung für
Wirtschaftlichkeitsprüfung
Dr.Kä./Me.

Leuna Werke, den 30.11.1942
Aktennotiz Nr. 2278
Exemplar Nr. : 7

Bag Target
3043 -30/4.02

Aktennotiz

Geheim!
1. Dies ist ein Staatsgeheimnis im Sinne des § 80 R.St.G.B.
2. Weitergabe nur verschlossen, bei Postbeförderung als Einschreiben!
3. Aufbewahrung unter Verantwortung des Empfängers unter gesichertem Verschluß.

Betr.: Ostmark-Projekt 1942.

In der vorliegenden Aktennotiz sind gemäss den Fliessschemen C/1285 1-4a v.19.11.42 (Dr.Kaufmann) die für das Werk Moosbierbaum mutmasslich zu erwartenden Anlagekosten, Energiebedarf, Gestehkosten und LSÖ-Verkaufspreise zusammengestellt.

Produkteinsatz (in jato)	Kaufpreis RM/t	Fall I		Fall II	Fall III	Fall IV
therm. Krackbenzin	310,-	40 700	12,6	40 700	40 700	40 700
" Krackgasöl	165,-	6 600	1,1	6 600	6 600	6 600
straight-run-Gasöl	165,-	96 000	15,8	96 000	96 000	52 000
straight-run-Benzin bis 165°	310,-	30 000	9,3	30 000	30 000	30 000
			38,8			
(straight-run-Benzin bis 165°	310,-	107 000		107 000	62 600	100 800)
(muss zur Ausnutzung der Kapazität HF I + II (170 000 jato Einsatz) zusätzlich gekauft werden. Für die Preisschätzung ist Inlandsware angenommen)						
Summe Produkteinsatz (ohne Zusatzmengen an straight-run-Benzin)		173 300		173 300	173 300	129 300

Zwischenprodukte (in jato)					
Hydrierbenzin bis 165° (f.HF-Anlagen)		33 000	33 300	77 400	39 200
Hydrier-Schwerbenzin (für KK-Anlagen)		6 500	6 500	6 500	6 500
Hydrier-Gasöl (für KK-Anlagen)		6 500	6 500	6 500	50 500
KK-Dieselöl (für Hydrierung)		-	53 400	53 400	53 400
Summe		46 000	99 700	143 800	149 600

	Fall I		Fall II		Fall III		Fall IV	
Fertig(Haupt)produkte (in jato)		Mio ℳ						
KK-Benzin	32 700	12,2	32 700	12,2	32 700	12,2	32 700	12,8
KK-Dieselöl	53 400	8,8	-		-		-	
HF-Benzin	49 500	22,4	49 800	22,5	84 400	37,2	53 400	23,8
L-Benzin bis 145° (~ VT 702-Qualität)	-		40 850	11,5	-		-	
Summe	135 600	43,4	123 350	46,2	117 100	49,4	86 100	37,6
x Gutschriftpreis (1.8.5)								
Fertig(Neben)produkte (in jato)								
Treibgas (aus HF und KK) x 230 ℳ	20 620	4,75	20 640		24 390		21 140	
Hydrier-Heizöl	200		460		460		200	
HF-Rückstand	2 140		2 150		3 650		2 350	
Trockengas	8 320		8 360		12 280		8 880	
Vergasung Hydrierung	1 000		13 060		9 840		4 300	
Verluste	140		-		40		1 020	
Koksbildung	5 280		5 280		5 540		5 310	
Summe	37 700		49 950		56 200		43 200	
Summe Haupt- u. Nebenprodukte	173 300		173 300		173 300		129 300	

Wasserstoff in Nm³/h					
H_2-(96 %) bedarf		1 250	5 260	5 320	2 600
H_2 aus HF I u. II durch Lindezerlegung gewinnbar		2800-3500	2800-3500	2800-3500	2800-3500
H_2 " " " " " Methanspaltung gewinnbar (keine Lindezerlegung)		-	~5300-8000	~5300-8000	-

Energiebedarf f. Fabrikation, H_2-Erzeugung und Nebenanlagen					
Dampf	t/h	18	31	31	28
Strom	kWh/h	3 175	4 785	4 785	3 575
Wasser	m³/h	825	1 200	1 200	1 190
Heizgas	Mio WE/h	9,0	11,5	12,5	10,5

Es muss ein neuer Kessel erstellt werden. Da der Energiebedarf für die Hydrierung nur auf Grund der Leuna-Fabrikation geschätzt werden konnte, kann der Kessel evtl. gespart werden, insbesondere dennoch ca. 8000-10 000 kW zur Verfügung stehen. Wasser ist neu zu beschaffen; Heizgas ist neu zu erstellen und zwar für den obengenannten Bedarf sowie für den H_2+CH_4-Anteil, der aus dem Heizgasbedarf für HF entnommen wird. Für Gebäudeheizung, Licht und dergl. ist noch kein Zuschlag erfolgt, sodass für Dampf, Strom, Wasser als Spitzen ca. 10 % hinzuzurechnen sind.

00001389

	Fall I	Fall II	Fall III	Fall IV
Anlagekosten (in Mio RM)				
Kat.Krackanlage	6,0	6,0	6,0	6,0
Hydrierung	5,03	9,56	9,22	5,33
Zuschlag f.Rohrltg.Krackanlage u. Hydrierung	1,27	1,34	1,28	1,27
Summe Fabrikation	12,3	16,90	16,50	12,60
HF-Anlage	v o r h a n d e n			
Wasserstoff aus Lindezerlegung einschl. Kompression	0,4	-	-	0,4
Wasserstoff aus Methanspaltung einschl. Kompression	-	3,6	3,6	-
Geländeaufschluss Strassen, Rohrbrücken, Gleisanlagen	2,1	2,1 ?	2,1	2,1
Energieausbau a) Kesselhaus 1 Kessel	1,0	1,0 ?	1,0	1,0
b) 1 200 m³ Wasser/h	1,0	1,0	1,0	1,0
c) Strom	0,6	0,6	0,6	0,6
Heizgasgeneratoren f. ~ 36 Mio WE = 9 Generatoren einschl. Rohrleitg.	1,0	1,0	1,0	1,0
Linde-Luftzerlegung (~ 4000 mLuft/h)	0,35	0,35	0,35	0,35
Summe Nebenanlagen usw.	6,45	9,65	9,65	6,45
Summe Fabrikation u. Nebenanlagen usw.	18,75	26,55	26,15	19,05

Wird in Fall I auf die Hydrierung verzichtet, betragen etwa die

Anlagekosten Fabrikation	RM 7,0 Mio
" Nebenanlagen usw.	" 2,0 "
Summe	RM 9,0 Mio.

Dann müssten auf 47 300 jato thermisches Krack-Benzin und -Gasöl verzichtet werden, falls die olefinischen Produkte nicht in die HF- bezw. KK-Anlagen einsetzbar sind.

Vorausgeschätzte Gestehpreise (RM % kg)

Hauptprodukte	Ausgangspreis				
Kat. Krackbenzin	16.50	37,20	37,20	37,20	37,85
Kat. Krack-Dieselöl	16.50	16,50	-	-	-
HF-Benzin	31.00	45,23	45,23	44,11	46,49
L-Benzin bis 145°	16.50	-	28,27	-	-

		Fall I	Fall II	Fall III	Fall IV
Nebenprodukte					
Hydrier-Benzin bis 165°	(für HF)	40,39	40,39	33,03	40,39
Hydrier-Schwerbenzin	(" KK)	31,00	31,00	31,00	31,00
Hydrier-Gasöl	(" KK)	16,50	16,50	16,50	18,52
Kat-Krack-Dieselöl	(für Hydr.)	-	16,50	16,50	16,50
Treibgas	" "	~ 14,00	~ 14,00	~ 14,00	~ 14,00

Vorausgeschätzte Verkaufspreise n.1936 mit 20 % Amortisation. (ohne Abgab. v. Mineralöl steuer und dergl.)

Kat. Krackbenzin	47,43	47,43	47,43	49,16
Kat. Krackdieselöl	16,50	-	-	-
HF-Benzin	56,50	56,50	55,15	58,00
L-Benzin bis 165°	-	39,23	-	-
Treibgas	~ 30,00	~ 30,00	~ 30,00	~ 30,00

Die Benzine liegen in ihrem Preisniveau so hoch, dass Absatz nur an Behörden mit Abnahme- und Kapital-Garantie möglich ist; da diese nur auf 5 Jahre gegeben wird, ist mit 20 %iger Amortisation gerechnet.

Döring.

Ø Herrn Dir. Dr. Henning, Mbb.
" Dir. Dr. Bütefisch
" Dir. Dr. v. Staden
" Dir. Dr. Schunck
" Dir. Dr. Herold

AWP He
AWP Bln

Anhang zur Aktennotiz Nr. 2278 v.30.11.42
betr.Ostmark-Projekt 1942.

Fall V: (Überschlägige Schätzung)

Unter der Voraussetzung, dass für den vorliegenden Fall die Einsatzprodukte wie in den vorherigen Fällen gleichgehalten werden, (siehe Fliessschemen 0/1285 1-4a) vergrössert sich der Einsatz in die KK-Anlage von 109 000 auf 170 000 jato Einsatz. Der Einsatz in die Hydrierung steigt von 100 000 t im Fall IV auf 130 000 t bei einem Wasserstoffbedarf von ca. 3 380 Nm^3/h.

Es ergeben sich Anlagekosten (für die eine Schätzung nicht vorgelegen hat) für

Fabrikation gesamt	ca. 18,0 Mill.RM
Nebenanlagen	ca. 2,0 " " .

Unter diesen Voraussetzungen errechnen sich folgende Gestehpreise

KK-Bi	RM 33,62 ℔ kg
HF-Bi	" 46,47 ℔ kg
Hy-Gasöl	" 16,20 ℔ kg (für KK)

bzw. folgende Verkaufspreise nach LSÖ bei 20%iger Amortisation:

KK-Bi	RM 43,56 ℔ kg
HF-Bi	" 57,99 ℔ kg.

Geheim! 00001392 37

1. Dies ist ein Staatsgeheimnis im Sinne des § 88 RStGB.
2. Weitergabe nur verschlossen, bei Postbeförderung als „Einschreiben".
3. Aufbewahrung unter Verantwortung des Empfängers unter gesichertem Verschluß.

HAUPTLABORATORIUM
Versuchsgruppe Me 219

Leuna Werke, den 7.12.42
Dr.Kfm./Ei.

Besprechungsnotiz

Betr.: Ostmark-Projekt 1942, KK Mbb

Besprechung am 4.12.1942

Anwesend die Herren

Dir.Dr.Bütefisch	Dir.Dr.Schunck
Dir.Dr.Strombeck	Obering.Keinke
Dir.Dr.Herold	Dr.Käding
Dir.Dr.Henning	Dr.Kaufmann

Anhand der vorliegenden Aktennotizen vom 23.11., 27.11. und 30.11. werden die vier Möglichkeiten der Verarbeitung von straight run Benzin, Gasöl und thermischen Krackprodukten einer Deurag-Anlage in Moosbierbaum erläutert. Unter den gegebenen Zeitverhältnissen interessiert sich Dr.Bütefisch am meisten für die Fälle 1 und 4, bei denen der Dehydrierteil am kleinsten ist und der von der HF-Anlage vorhandene Wasserstoff für die Aufhydrierstufe reichen wird. Dr.Bütefisch entscheidet sich schließlich für den Fall 1a, der lediglich den Bau einer Krackanlage für etwa 100 000 to Durchsatz vorsieht, ohne Zuschaltung einer Hydrierstufe, zumal der Bau einer thermischen Krackanlage seitens der Deurag sehr zweifelhaft erscheint, somit also diese Produkte, deren Aufarbeitung unbedingt die vorgesehene Hydrierstufe verlangt hätten, wegfallen. Es wurde über eine derartige KK-Anlage in ihren Grundzügen gesprochen. Ofenkonstruktion ist noch nicht festgelegt. Das Schleusprinzip wird gewählt werden. Zwei Ofeneinheiten werden als richtige Größe anerkannt. Die Anlagekosten betragen insgesamt etwa 9 Mill. Mark. Dr.Bütefisch sieht in dieser Entscheidung die weiteren Ausbaumöglichkeiten für die Zukunft, insbesondere zu dem Fall 4. Eine Erweiterungsmöglichkeit der KK-Anlage selbst in dem Fall vorzusehen.

Die Notwendigkeit des schnellstmöglichen Einbaues eines Schleusofens ~~in die Ley-Platz-Anlage wird wieder betont.~~

Zur Eisenfrage: Dr.Bütefisch erzählt von einem Brief der Herren Milch und Speer, worin die katastrophale Auswirkung der Verzögerung der AT-Anlagen zum Ausdruck kommt und offenbar die Eisenverteilung der letzten Zeit einer allerschärfsten Kritik unterzogen wird. In allernächster Zeit gelangt eine große Serie neuer Motoren zur Ablieferung an die Front, für die der unbedingt notwendige C3-Kraftstoff fehlt. Er weist auch darauf hin, daß mit der Erfüllung des festgelegten DHD-AT-Programms keinerleit weitere Planung auf dem Gebiet der Flugtreibstoffe vorgesehen ist. Dr.Bütefisch glaubt, daß er bei aller Anspannung dieser Eisenlage gerade jetzt die Möglichkeit sieht, für die KK-Anlage (und auch für den Versuchsofen) das Eisen schnellstens zu erhalten.

Schließlich weise ich noch auf die erforderliche Kontaktherstellung hin und schildere unumwunden meine Bedenken in dieser Angelegenheit. Dr.Herold kann sich diesen Bedenken nicht in dem Maße anschließen und spricht sich durchaus zuversichtlich aus.

Treibstoffarbeiten

Bearbeiter: Dr.Kaufmann, Dr.Barkow, Dr.Hartmann, Dr.Hilberath (bis 31.3.), Dr.Legutke (ab 23.3.), Dr.Motz (bis 31.10.), Dr.Peham (ab 28.9.), Dr.Pobloth (ab 15.2.), Dr.Treugw (bis 1.5.), Dr.Weise (ab 25.9.), Dr.Wels, Dr.Pohl II, Dr.Nowotny, Dr.Weber (ab 1.2.), Dr.Faber (ab 1.9.)

Arbeiten in 1942:

I. Katalytisches Kracken

Festbettverfahren: Die durch eine wesentliche Aktivitätssteigerung des Krackkontaktes bedingte nochmalige Überprüfung der Fahrbedingungen führte zu beträchtlicher Verlängerung der Reaktionszeit auf 60-120 Min. bei 0,5-0,6 v/v/h Belastung.

Die halbtechnische Versuchsanlage in Me 56 (1 cbm Kontakt) wurde im Oktober mit einem vorläufigen minderwertigen Kontakt in Betrieb genommen. Sie hat sich in apparativer Hinsicht bisher gut bewährt.

Schleusenofen: In einer Versuchsapparatur von 20 l Kontaktraum wurden hinsichtlich Aufspaltung und Produktverteilung die gleichen Ergebnisse wie beim Festbettverfahren erzielt. Die Kontaktregeneration ließ sich mit Luft durchführen, was neben der kontinuierlichen Arbeitsweise einen weiteren Fortschritt des Schleusverfahrens gegenüber dem Festbettverfahren darstellt.

Staubkontaktverfahren in der Gasphase: Als geeignetste Bedingungen für das Kracken mit staubförmigem Katalysator konnte die Anwendung vom Gegenstromprinzip für Kontaktstaub und Öldampf bei sehr hohen Kontaktkonzentrationen im Reaktionsraum ausfindig gemacht werden. Ausbeuten und Qualitäten sind jetzt etwa die gleichen wie beim Festbettverfahren.

II. HF-Verfahren

Unbehelfter Großraumofen: Die technische Anlage in Moosbierbaum ist seit August in Betrieb. Soweit sich bisher übersehen läßt, konnten die Ergebnisse der Versuchsanlage in vollständigem Umfange bestätigt werden.

Röhrenofen: Durch stark ansteigende Temperaturen über die Kontaktlänge konnte die HF-Benzinausbeute noch weiter verbessert werden, z.B. wurden über einen gepillten HF-Kontakt und bei 50 Vol% Aromaten im HF-Benzin beim naphthenischen Vorhydrierungsbenzin bei 30 atü, 0,6 kg/m/v/h Belastung und 40 Stunden Reaktionszeit 87-88 Gew.%, bei einem gemischtbasischen rumänischen Benzin bei 15 atü, 0,6 kg/m/v/h Belastung und 15 Stunden Reaktionszeit 81-82 Gew.% erhalten.

Eine Kombination von Röhren- und Schachtofen durch Nachschaltung eines Schachtofens mit 1/3 des Gesamtkontaktinhaltes ergab bei naphthenischen Benzinen keine, bei gemischtbasischen und paraffinbasischen Erdölbenzinen jedoch eine Leistungssteigerung von ca. 30%.

Zur weiteren Klärung der Rohbenzinlage für Moosbierbaum wurden in kleinen Öfen zahlreiche Produktstudien mit ungarischen, rumänischen und anderen Benzinen durchgeführt.

III. Herstellung von klopffesten Benzinen auf Basis Hygasfraktionen

Die Versuchsarbeiten kamen auf dem AT 244-Gebiet zum Abschluß. Nach endgültigem Urteil der Deutschen Versuchsanstalt für Luftfahrt, Berlin-Adlershof, erwiesen sich Mischungen von AT 244 mit DHD solchen von T 52 mit DHD im praktischen Betrieb motorisch gleichwertig.

Isomerisierung von n-Butan: Die Unterlagen zum Bau der Produktionsanlagen wurden durch Ausprüfung eines 500 l großen Isomerisierofens vervollständigt. Folgende Ergebnisse wurden erzielt: Ausbeute 95-97%, Umsatz 30-35%, Kontaktverbrauch 0,6-1%, bezogen auf hergestelltes Isobutan.

Anreicherung bzw. Trennung von Paraffin-Olefin-Gemischen

a) Durch Silberwäsche: Die Versuche in einer halbtechnischen Apparatur wurden zum vorläufigen Abschluß gebracht.

b) Durch azeotropische Destillation: Die folgenden Hilfsstoffe gelangten zur Anwendung: Schwefeldioxyd, Ammoniak, Monomethylamin. Günstige Ergebnisse liegen bei Verwendung von Monomethylamin vor.

Trocknung von Butan: Die Trocknung des als Ausgangsmaterial für das AT 244-Verfahren dienenden n-Butans wird durch Destillation mit Propan (wahrscheinlich infolge Bildung eines Propan-Wasser-Azeotrops) erreicht. Auf diese Weise konnte z.B. ein Butan mit 0,04 Gew.% Wasser auf 0,02-0,015 Gew.% Wasser getrocknet werden.

Dehydrierung von n-Butan und Propan: Es wurden 2 Kontakte entwickelt. Der Zwischenkontakt (Basis unpeptisierte Tonerde), der nun auch großtechnisch bereits hergestellt wird (für T 52), und der Endkontakt (Basis peptisierte Tonerde). Für technischen Betrieb werden für n-Butan folgende Zahlen angegeben: 1. Zwischenkontakt: Belastung 650, Umsatz 25%, Ausbeute 80%. 2. Endkontakt: Belastung 800, Umsatz 25%, Ausbeute 85%. Für beide Kontakte liegt die chem. Lebensdauer bei ca. 400 Stunden. Propan wurde im Laboratoriumsofen bei nur 580° C über 100-150 h zu 30-32% umgesetzt. Die Ausbeuten betrugen 85-90% bei Belastung 1000.

IV. Darstellung von Isopren aus Formaldehyd über das 4,4-Dimethyl-1,3-dioxan

Diese Arbeiten wurden im Hinblick auf Isoprenkautschuk neu aufgenommen. Butylene wurden mit Formaldehyd zu den entsprechenden Dioxanen umgesetzt. Die Olefinausbeuten lagen zwischen 80-85%. - Für die Spaltung des Dioxans zu Isopren ("Mesopren"), Formaldehyd und Wasser, die bei 250-300° C in Gasphase vor sich geht, wurden Kontakte untersucht. Wegen der starken Verharzung wird versucht, zu regenerierbarem Kontakt zu kommen. Die erreichten Umsätze liegen bei 30%, die Ausbeuten bei 80-85%.

Arbeiten für 1943:

Weitere Produkt- und Kontaktstudien zur Schaffung von Unterlagen für das HF-Verfahren und für die Planung einer 100 000-Jato-Anlage für katalytisches Kracken in Moosbierbaum werden durchgeführt. Als neues Arbeitsgebiet wird der Kohleaufschluß mit dem Ziel, sauerstoffreiche, wertvolle Produkte zu erhalten, aufgenommen. In einer z.Zt. im Bau befindlichen halbtechnischen Anlage für etwa 1/2 tato Isopren (Mesopren) wird die Dioxan-Bildung und -Spaltung in großem Maßstab durchgeführt werden.

94

Jansen Dr. Weber Hl
Barkow Hb.
Pelhau O.
z.K.
b.gt.

00001395

Bag Target
3043 -30/4.02

Ammoniakwerk Merseburg
Anlage Moosbierbaum
Herren Dir.Dr.Henning/Dr.Ober

Moosbierbaum
Post Heiligeneich/Niederdonau

S.-B./Hd./Kfm. 7.1.1943 Nt.

HF-Behandlung von Zeitzer Benzin

Für die Anlage in Moosbierbaum als Einsatz in Erwägung gezogenes MTH- bezw. TTH-Benzin aus Zeitz wurde im 4 l-Ofen einer eingehenden Prüfung unterzogen. Es kamen folgende 2 Proben zur Ausprüfung:

1.) Zeitzer Benzin Probe II (Gemisch aus MTH- und TTH-Benzin auf 0,6 stabilisiert). Dieses Benzin zeichnet sich gegenüber den bisher verwendeten Hydrier- bezw. straight-run-Benzinen durch einen ziemlich hohen Olefingehalt (Br.-Zahl 6,6) und einen hohen Gehalt an niedrig siedenden Kohlenwasserstoffen (36 Vol% - 100° siedend nach Engler) aus. Die zur HF-Behandlung eingesetzte Fraktion mußte deshalb bei tiefer Temperatur abgeschnitten werden. (60°C).

2.) Zeitzer Benzin Probe III (MTH-Benzin unstabilisiert). Dieses Benzin enthält noch mehr leichtsiedende Anteile (40,5 Vol% bis 100° siedend nach Engler) als die oben beschriebene Probe, jedoch ist der Olefingehalt geringer. (Br.-Zahl 3,0). Der Gehalt an naphthenischen Kohlenwasserstoffen war bei diesem Benzin sogar geringer (34,5 Vol%) als bei einem paraffinbasischen rumänischen Benzin von A.P. 51 - 52.

Beide Benzine (Tabelle 1) zeigten bei der HF-Behandlung ein sehr ungünstiges Verhalten. So war es z.B. nicht möglich, bei einer gleichmäßigen Temperaturverteilung über den Kontakt, eine ausreichende Aromatenbildung in der HF-Fraktion zu erreichen. Der Grund hierfür ist bei der Probe I der hohe Olefingehalt, bei der Probe II ein sehr hoher Gehalt an paraffinischen Kohlenwasserstoffen, bei einer für den HF-Prozeß immer noch zu hohen Brom-Zahl, die zu einer starken Koksbildung auf dem Kontakt führen. Die Koksbildung konnte dadurch verringert werden, daß der HF-Prozeß bei gestaffelten Temperaturen (um 2 mV vom Ofeneingang zum Ofenausgang ansteigende Temperatur) durchgeführt wurde. Trotzdem waren auch bei einer solchen Fahrweise sehr hohe Anfangstemperaturen (durchschnittlich 25,5 mV) und eine sehr schnelle Temperatursteigerung bis auf 28,0 mV erforderlich, während die maximale Versuchsdauer nur 10 Stunden betrug. Ausbeute und Aromatengehalt waren dagegen befriedigend.

Auf Grund dieses Verhaltens dürfte eine Verwendung dieser Benzine bei der jetzt in Moosbierbaum zur Anwendung kommenden Fahrweise (unbeheizter Schachtofen) nicht möglich sein. Auch im Röhrenofen wären bei diesen Benzinen nur Reaktionsperioden von 7 - 8 Stunden zu erwarten.

AMMONIAKWERK MERSEBURG
Gesellschaft mit beschränkter Haftung

Tabelle 1

Kontakt	Produkt	Druck at	Dauer h	Belastg. v/v/h	Temperatur mV	fl.Anf.	stab.Anf.	C_3+C_4	Koks	HF-Fraktion -165°			
										stab.Bi	d_{20}	Vol% Ar.+Olef.	A.P.
5931 P	Zeitz II 60 - 158°	15	9	0,75	25,5-27,5	83,3	82,2	3,3	0,78	77,7	0,777	54,3	-0,5
5931 P	Zeitz II 60 - 158°	15	10	0,66	24.5-26,5 26,0-28,1	80,6	79,9	4,3	1,00	76,3	0,788	59,1	-9,8
5931 P	Zeitz II 60 - 158°	15	10	0,60	24,0-26,5 26,0-28,0	78,7	77,2	2,3	0,93	71,9	0,789	62,9	-13,5
5931 P	Zeitz III 70 - 165°	15	10	0,68	24,5-26,5 26,5-28,1	77,0	78,1	2,1	0,60	74,7	0,792	61,7	-13,4

13.2.43

00001397

Nachtrag

Nach Fertigstellung des Berichtes erfuhren wir, daß vom RLM die Absicht besteht, den Dampfdruck auf 0,5 at und den Siedepunkt auf 175 - 185° heraufzusetzen. Es sollen deshalb die sich daraus ergebenden Veränderungen hier noch kurz besprochen werden.

Durch den höheren Dampfdruck kann ein Teil des n-Butans mit in das Benzin hereingenommen werden. Dadurch wird die Benzinausbeute um ca. 1,5 - 2 % erhöht und die Qualität des Restbenzins verbessert. Allerdings wird dafür der Aromatengehalt um ca. 1 % herabgesetzt.

Die Veränderungen, die sich durch die Erhöhung des Siedeendpunktes ergeben, wurden an einem gemischtbasischen rumänischen Benzin (Ru XV) und dem Vorhydrierungsbenzin Leuna überprüft. Beim rumänischen Benzin kamen Schwerbenzin-Fraktionen mit einem Siedepunkt von 175 und 190°, beim Vorhydrierungsbenzin solche mit einem Siedeendpunkt von 175 und 200° zur Anwendung. Da der Siedeanfangspunkt bei der Einspritzfraktion immer gleich gehalten wurde, nimmt die herausgenommene Leichtbenzinmenge (bezogen auf Rohbenzin) mit steigendem Siedeendpunkt der eingesetzten Schwerbenzinfraktion ab. Die HF-Benzine wurden jeweils auf denselben Siedeendpunkt wie die Schwerbenzin-Fraktion geschnitten und mit einem solchen HF-Benzin vom Siedeendpunkt 165° verglichen.

Bei der HF-Behandlung der verschiedenen Schwerbenzin-Fraktionen wurde festgestellt, daß die Ausbeute an stabilisiertem Anfall mit steigendem Siedeendpunkt nur wenig zunimmt (maximal 1 - 2 % bei einem Siedeendpunkt von 190 bzw. 200° gegenüber einem solchen von 165°). Das Gleiche gilt auch für die HF-Fraktionsausbeute, da die Menge an Destillationsrückstand gleich bleibt. Eine Ausnahme bildet in dieser Beziehung die Schwerbenzin-Fraktion 80 - 200° aus Vorhydrierungsbenzin Leuna, wo die Menge an Destillationsrückstand von 3 - 4 % auf 6 - 8 % erhöht wird, was wahrscheinlich durch die starke Siedepunktserhöhung beim Umwandeln von Dekalin (189°C) in Naphthalin (217°C) hervorgerufen wird. Beim HF-Benzin wird neben der ungefähr gleichen Ausbeuteverbesserung wie bei der HF-Fraktion durch die geringere Leichtbenzinmenge, bei höherem Siedeendpunkt des Schwerbenzins, noch eine geringfügige Steigerung des Aromatengehaltes (ca. 1 %) bewirkt. Als Nachteil des höheren Siedeendpunktes im HF-Benzin muß eine Verschlechterung des Restbenzins, vor allen Dingen durch höhersiedende paraffinische Kohlenwasserstoffe in Kauf genommen werden, die zu einer Verschlechterung der Überladbarkeit führen. Diese Qualitätsverschlechterung kann wieder teilweise dadurch kompensiert werden, daß mehr Leichtbenzin aus dem Rohbenzin herausgeschnitten und die Schwerbenzin-Fraktion entsprechend schärfer, d.h. also auf einen höheren Aromatengehalt gefahren wird. Durch diese Fahrweise werden die im Benzin vorhandenen paraffinischen Kohlenwasserstoffe stärker gespalten werden, wodurch wiederum die Qualität des Restbenzins verbessert werden kann.

-2074/3 Pf

Herren Dir.Dr.Herold/Dr.Kaufmann/Dr.Welz

33

Ammoniakwerk Merseburg
Anlage Moosbierbaum
Min.-Öl-Abteilung

15. Juni 1943 Bl.

00001398

Geheim!

1. Dies ist ein Staatsgeheimnis im Sinne des § 83 RStGB.
2. Weitergabe nur verschlossen, bei Postbeförderung als „Einschreiben".
3. Aufbewahrung unter Verantwortung des Empfängers unter gesichertem Verschluß.

Monatsbericht

für den Monat Mai 1943

1.) Allgemeines

Die Anlage war vom 9.5.43 21,00 Uhr bis zum 16.5.43 11,00 Uhr ohne Einspritzung und abgestellt wegen Korrosionsschutzarbeiten am Rieselkühler, lief aber die übrige Zeit, bis auf eine Unterbrechung von 2 Stunden, wegen Undichtigkeiten am SK-Schieber 807, normal durch. Es wurde während des ganzen Monats ein rumän. ungar. Rohbenzingemisch gefahren, doch änderte sich das Mischungsverhältnis von 1:1 in den beiden ersten Dritteln des Monats auf etwa 1:0,25 zugunsten des rumän. Rohbenzins. Die Belastung lag im Mittel bei 0,45 - 0,46 kg/l/h. Der Aromatengehalt des im Mai hergestellten Fertigbenzins lag bei 55 - 56%.
Die Rohbenzinlage war überaus gut und war dadurch gekennzeichnet, daß nur rumänische Benzine aus dem Auslande angeliefert wurden, welche hauptsächlich auf dem Wasserwege einliefen und über die Lobau von Moosbierbaum übernommen wurden.

2.) Produktionsangaben

Eingang von Rohbi in Lobau	10 647	to
" " " " Moosbierbaum	1 547	"
Einsatz von Rohbi zur Verarbeitung	6 202	"
Erzeugung: Fertigbenzin	4 772,8	"
Redest. Rückstand	247,1	"
Treibgas	138,0	"
Heizgas (g_n= 0,712)	1 108,0	"
H_u= 8 560 WE	1 556 900	m^3
Versand: Fertigbenzin	3 960	to
Redest. Rückstand (als Dieselkraftstoff)	243,8	"
" " (Eigenverbrauch)	1,86	"
Treibgas in Kesselwagen	142,3	"
" Eigenverbrauch (Flaschen)	6,0	"

) 76,9 %

Bei Berücksichtigung der Tankbewegung, sowie des Kreisfahrens innerhalb der Gesamtanlage, ergab sich rechnungsmäßig eine Ausbeute von 72,9 % Fertigbenzin, bezogen auf verarbeitetes Rohbenzin.
Durch die Anteile von C_5, welche in der Vordestillation und Redestillation durch Überlastung der Kühler ins Abgas bezw. verloren gehen, würde sich die Ausbeute noch um 3 - 4 % erhöhen.

00001399

3.) **Qualitative Angaben**

a) 1. - 9.5.43 ungar. rumän. vordest. Rohbi
b) 16. - 31.5.43 ungar. rumän. vordest. Rohbi

	a) 1. - 9.5.43		b) 16. - 31.5.43	
	Rohbi	vordest. SBi	Rohbi	vordest. SBi
d_{15}	0,752	0,765	0,754	0,766
S.B.	48	85	55	98°
-100°	17	5	12	0 - 1%
50%	124	127	123	128°
S.E.	180	180	176	175 - 176°
A.P.	46,2	45,5	49,0	48,0°

Fertigbenzin

d_{15}	0,779
Aromaten u. Olefine	56,2 %
Glasschale	0,5 mg
Bombentest	2,5 "
Dampfdruck	0,420 ata
A.P.	-1,0°
S.B.	42°
-100°	37%
50%	113°
S.E.	170°
O.Z. (MM)	82°
Bromzahl	4,5

Überladbarkeit: Die Überladewerte der Durchschnittsmuster aus der zweiten Hälfte März u. ersten Hälfte April sind uns zugegangen und liegen wie folgt:

	0,8	0,9	1,0	1,1	1,2
Probe vom 15.3. - 31.3.43	18,5	16,0	12,4	11,2	12,2
" " 1.4. - 15.4.43	18,6	16,0	12,8	11,2	12,5
Eich C_3	18,5	15,3	12,0	10,8	11,6

Danach entsprachen die in dieser Zeit gelieferten Benzine den technischen Lieferbedingungen und es werden in Zukunft die Fertigbenzine auf 55 - 56% Aromaten eingestellt.

4.) **Spez. Energieverbräuche** (bez. auf to Fertigbenzin)

Dampf:	SBi-Stab.	Vordest.	LBi-Stab.	Redest.	Treibgasanl.	Σ
	0,262	0,117	0,023	0,031	0,007 to/to	0,44
Strom	136 kWh/to					
Wasser	61 m^3/to					
Heizgas	141 m^3/to = 1 210 000 WE/to					

5.) **Fahrbedingungen**

00001400

Produkt		rum. ungar. vordest. SBi (50% rum.)		rum. ungar. vordest. SBi (80% rum.)	
LBi abdest.		ca. 5%		ca. 12%	
Belastung		0,46 kg/l/h		0,46 kg/l/h	
Ofen I u. II	E	27,2 mV	514°	27,1 mV	512°
	A	24,5 "	469°	24,2 "	462°
Ofen III u. IV	E	27,7 mV	522°	27,5 mV	518°
	A	26,1 "	495°	26,6 "	504°
Ofen V u. VI	E	28,1 mV	529°	27,9 mV	524°
	A	27,8 "	523°	27,5 "	518°
Druck atü		15		15	
Periodenlänge Std.		12		15	
mittl. A.P. (im Abstreifer)		-12		-11°	

Die Koksmenge wurde aus den Regenerationskurven für ein weitgehend rumänisches Benzingemisch (80% rumän.) zu 0,7 Gew.% errechnet. Die Bestimmung der Aromaten zwischen den Öfen ergab folgendes Bild: Von der Gesamtneubildung an Aromaten erzeugt der erste Ofen 30%, die beiden anderen Öfen je 35%. Durch die Höchstbegrenzung der Hauptvorheizeraustrittstemperatur von 530° ist es nicht möglich die Aromatenbildung im ersten Ofen durch die Erhöhung der Temperatur zu vermehren. Die Bestimmung der Aromaten zwischen den Öfen wird weiter fortgesetzt.

6.) Die Ofenanlage lief mit einer Belastung von 0,46 kg/l/h normal bis zum 9.5.43 ohne Störung durch. Da sich an einigen Schweißstellen am Rieselkühler Undichtigkeiten, hervorgerufen durch Korrosion, bemerkbar machten, wurde die Anlage abgestellt und der Rieselkühler erhielt innen einen Schutzanstrich (3x Vinoflex, 1x Asfluid). Der besonders gefährdete Eisenrost wurde durch einen Holzrost ersetzt und mit Holzpfeilern noch außerdem gestützt. Während der Abstellung bis zum 14.5.43 wurden noch im gesamten Dampfsystem Ventile und Armaturen überholt und weiterhin die südliche Überhitzerreihe des Dampfüberhitzers ausgebaut, welche vollkommen verzundert war, da sie, wie schon berichtet (s. Monatsbericht vom März 43) wegen Rohrbruch abgeschaltet werden mußte. Beim Öffnen des Überhitzers ergab sich, daß die Träger der einzelnen Rohrreihen wahrscheinlich durch Verzunderung durchgebrochen waren und die Rohre allmählich soweit durchhingen, daß sie schließlich rissen. Auch beim noch im Betrieb befindlichen Überhitzerteil wurde ein Absinken der obersten Rohrreihen um etwa 50 cm festgestellt. Bei der nächsten größeren Abstellung der Anlage, voraussichtlich im Juli-August, sollen diese Schäden, sowie andere Vorheizermängel (Umbau der Brenner

u. Brennermuffeln) behoben werden.
Nach Wiederanfahren der Anlage am 14.5. und Einspritzung ab 16.5.43 lag die Belastung bei 0,46 kg/l/h.
Am 21.5.43 mußte die Anlage für 2 Stunden abgestellt und entspannt werden, da beim Versuch, den SK-Schieber 807 in geschlossenem Zustand nachzuverpacken, die Stopfbuchsenpackung herausgedrückt wurde und die Stopfbüchse unter Betrieb nicht mehr gedichtet werden konnte. Die Störung wurde sehr bald behoben. Der von Leuna angeforderte Hochdruckzylinder für Gaskompressor I wurde in der Zeit vom 26. - 29.5.43 eingebaut und während dieser Zeit mit Gaskompressor II gefahren. Die Belastung wurde während dieser Zeit auf 0,4 kg/l/h zurückgenommen.

Die im Vormonat bei Ofen 6 beobachtete Erscheinung, daß das Ofenausgangselement erhöhte Temperatur während der Reaktion zeigt, trat im Berichtsmonat am Ausgangselement des Ofen 5 auf. Die Erscheinung konnte trotz erhöhter Regenerationstemperaturen bei Sauerstoffgehalten im Wälzgas über 5% O_2 nicht restlos beseitigt werden. Das Element liegt noch mit etwa 1 mV über dem Ofendurchschnitt. Bei der nächsten größeren Abstellung der Anlage soll der Kontakt ausgewechselt werden (wenigstens bei Ofen 5 u. 6), um durch Ausbaubefund und Testversuche mit dem ausgebauten Kontakt in Leuna eine Klärung der exothermen Reaktion herbeizuführen.
Nach Wiederinbetriebnahme des Rieselkühlers am 14.5.43 wurde er nicht mehr mit Frischwasser, sondern mit Kondensat beaufschlagt und außerdem 10%ige Natronlauge zugesetzt, um die beim Regenerieren auftretenden S-haltigen Gase zu neutralisieren. Eingebaute Korrosionsproben sollen dann Aufschluß geben, ob durch diese Fahrweise die Korrosion zurückgedrängt wird.

Die automatischen Schieber arbeiteten bis auf den Zwischenfall mit SK-Schieber 807 zufriedenstellend. Es werden in Zukunft die Schieber nach Möglichkeit nur in geöffneter Stellung nachverpackt, um eine Abdichtung der Stopfbüchse nach außen aber zu gewährleisten. Im Monat Mai wurden 15 SK-Schieber an den Stopfbuchsen nachgezogen, ein SK-Schieber wurde mit Asbestschnur nachverpackt. Die automatischen Sperrdampfventile gaben keinen Anlaß zu Störungen. Es wurden 3 Sperrdampfhandventile mit Asbestschnur nachverpackt und 2 ausgewechselt.

Vordestillation

Einsatzprodukt: Ungar. und rumän. Gemisch, gegen Ende des Monats überwiegend rumän. Rohbenzin, bis ca. 85%.
Bis auf die Abstellperiode vom 10. - 14.5.43 wegen Reparaturen im Ofenbau ruhiger und störungsfreier Produktionsverlauf der Anlage. Da die Qualität des Rohbenzins stark wechselte und die Anlage nur nach den Gewichtsprozenten Leichtbenzin gefahren wurde, schwankten die Kolonnentemperaturen stark. In der Abstellzeit wurde der endgültige Anschluß der Abgasleitung an die Einsatzleitung 596 für die neue geplante Fahrweise der Treibgasanlage durchgeführt. Der Einbau neuer Kühler in den Kopfproduktweg wurde verschoben, da die Kühler noch nicht greifbar waren. Die anfallende Abgasmenge sank gegen Ende des Monats auf minimale Werte, da das eingesetzte Rohbenzin immer weniger Gehalt an leichtest flüchtigen Kohlenwasserstoffen enthielt.

Einsatzmenge	12 - 18 m^3/h			
Rückfluß	1,5- 5 "			
Kopftemperatur	1. - 26.5.43	50 - 65°C	ab 21.5.43	65 - 75°C
Sumpftemperatur		110 -120°C		
Leichtbi	1. - 17.5.43 = 5 - 6%		17.-27.5.43 = 10%	27.-31.5.43 = 12%
Abgas		3,5 - 0,5%		

Analysen

Einsatzprodukt

		d_{15}	Siede-Beginn	100°C/Vol.%	Siede-Ende
bis	26.5.43	0,755	50°C	16	175°C
ab	26.5.43	0,753	68°C	8	175°C

Destillat

bis	26.5.43	0,660	28°C		75°C
ab	26.5.43	0,690	34°C		103°C

Sumpf

bis	26.5.43	0,767	88°C		176°C
ab	26.5.43	0,769	100°C		176°C

Leicht-Benzin-Stabilisierung

Die Anlage konnte im Mai nur diskontinuierlich gefahren werden, da die anfallende Leichtbi-Menge (knapp 2 m³/h) nicht ausreichte, einen einwandfreien Dauerbetrieb zu gewährleisten. Durch die Änderung der Qualität des Rohbenzins wurde der Dampfdruck des in der Vordestillation anfallenden Leichtbi so niedrig, daß ein Stabilisieren unnötig wurde. In der Abstellzeit wurde der Abgasumschluß analog der Vordestillation fertiggestellt und die Einsatzmeßdrossel auf richtige Messung abgeändert.

Einsatzmenge	2 - 3,5 m³/h
Rückfluß	2 - 3,5 "
Kopftemperatur	30 - 38°C
Sumpftemperatur	75 - 85°C
Kolonnendruck	3 atü
Abgasmenge	bis 23.5.43 = 8 - 10% ab 23.5.43 = fast 0
Analysen	Dampfdruck Einsatz 0,650 - 1,100 atü
	" Sumpf 0,600 - 0,700 "

Schwer-Benzin-Stabilisierung

Anfang des Monats noch immer minimaler Destillatanfall; die Kühler wurden wasserseitig gründlich gespült, wodurch ein etwas größerer Treibgasanfall erreicht wurde. Am Kolonnenkopf wurden bedeutende Undichtigkeiten festgestellt. In der Abstellzeit konnten diese Undichten an der Kolonne durch bloßes Nachziehen der Verschraubungen behoben werden. Nach dem 15.5.43 wurde ein starker Destillatanfall von 300 - 400 kg/h erreicht, der sich bis Monatsende in dieser Größenordnung bewegte. Der Dampfregler wurde repariert und erstmalig mit gutem Erfolg in Betrieb genommen. Außerdem wurden die Kühler der Waschkolonne (s. Monatsbericht vom Januar 1943), deren neuerliche Undichte sich herausstellte, ausgebaut und in Reparatur gegeben. Der Betrieb der Anlage war zufriedenstellend.

Einsatzmenge	8 - 8,5 to/h
Rückfluß	6 - 10 m³/h
Kopftemperatur	40 - 50°C
Sumpftemperatur	155 - 168°C
Kolonnendruck	12 atü
Destillatabstoß:	Gegen Monatsende 300 - 400 kg/h
Abgas	1,5 - 2,5 Gew.%
Dampfdruck	0,400 atü

Raffination

Ruhiger und einwandfreier Produktionsverlauf.

30% Lauge von 10% NaOH
0,15 - 0,17 Gew.% H_2SO_4 98%ig

Redestillation

Die Anlage zeigte eine störungsfreie und ruhige Fahrweise. Das Siedeende des Destillates von ca. 170°C konnte leicht gehalten werden; doch konnte auch in diesem Monat eine Siedelücke nicht erreicht werden und es mußte weiterhin mit einer Überschneidung von 5 - 10°C vorlieb genommen werden. In der Abstellzeit wurde ein vorhandenes Kondensatorelement als zusätzlicher 5. Kühler zu dem Destillatabstoß über dem Rückflußbehälter montiert, sodaß die Temperatur des Rücklaufes vor dem Rückflußbehälter von nun ab auf 35 - 38°C gehalten wird und der Verlust an leichtsiedenden Anteilen des Redestillationsbenzins weitgehend vermindert werden konnte.

Einsatzmenge	10 - 12 to/h
Rücklauf	5 - 8 m³/h
Kopftemperatur	106 - 110°C
Sumpftemperatur	155 - 160°C
Temperatur vor Kolonne	125 - 130°C
Menge des Rückstandes	3 - 4 Gew.%

Analysen

	d_{15}	SB.	SE
Einsatz	0,803	45°C	210°C
Kopfprodukt	0,793	43°C	169°C
Sumpf "	0,932	162°C	300°C

Treibgasanlage 596

Die Anlage war bis 6.5.43 nur zeitweilig in Probebetrieb, da der geringe Treibgasanfall ein dauerndes Produktionsfahren unmöglich machte. Ab 6.5.43 wurde mit dem Umschluß der Anlage auf neue Fahrweise begonnen. Der Umschluß wurde so gelegt, daß der Kompressor und die Silicagelanlage vor der Kolonne zu liegen kamen und wahlweise die Abgase der Vordestillation und der Leicht-Bi-Stab. (später auch die der Schwer-Bi-Stab.) als Einsatzprodukt in die Kolonne drücken kann. Vom Kolonnenkopf geht der Destillatweg ohne Entspannung in den Kondensator und Speicher. Es bleibt aber die Möglichkeit gegeben, jederzeit auf die alte Fahrweise umzustellen. Am 27. u. 28.5.43 wurden Fahrversuche nach der neuen Fahrweise vorgenommen. Es stellte sich heraus, daß das Abgas der Vordestillation, zumindest allein, für die vorgesehene Fahrweise ungeeignet ist, da durch den hohen C_5-Gehalt des Gases eine zu große Kondensation schon im Kompressor eintrat. Gleichzeitig wurde auf der Saugseite des Kompressors Unterdruck festgestellt, da die Gasmenge zu gering war. Bei Zuschaltung von S-Bi-Stab.-Abgas, Drosselung der Saugseite und Erhöhung des S-Bi-Stab.-Abgas durch langsames Zurückfahren des Stabilisations-Kolonnendruckes konnte einwandfreies Arbeiten erreicht werden. Daraufhin wurde die Möglichkeit geschaffen, das S-Bi-Stab.-Abgas allein einzusetzen; nicht benötigte Gasmengen gehen über ein Überströmventil in die Heizgasmengen. Mit Hilfe dieses Überströmventils wird saugseitig vom Kompressor ein leichter Vordruck gehalten.

Treibgastanklager 597

Nachdem die Montagearbeiten beendet waren, wurden die Behälter abgepreßt. Das Rohrleitungssystem wurde mit Wasser abgedrückt und gespült. Verschiedene Undichten wurden behoben.

7.) Fahrweise für Monat Juni 1943

Es soll bei möglichst hoher Belastung, d.i. für das z.Zt. zur Anlieferung gelangende rumänische Rohbenzin mit 48 - 50° A.P. eine Belastung von etwa 0,45 - 0,46 kg/l/h gefahren und im Fertigbenzin ein Aromatengehalt von 55 - 56% eingestellt werden. (s.Bespr. Notiz RLM v.13.5.43 Bln.)

Die Vordestillation wird so eingestellt, daß 10 Gew.% unstab.LBi abgeschnitten werden. Zu dem in der Schwerbi-Stab. flüssig gewonnenen Treibgas soll in der Treibgasanlage 596 aus dem Abgas der Schwerbi-Stab. weiteres Flüssiggas gewonnen werden.

8.) Geplante Arbeiten und Untersuchungen

Die zwischen den Öfen genommenen Proben werden auch weiterhin auf ihren Aromatengehalt untersucht, um die Aktivität der Kontakte laufend zu verfolgen.
Am Zwischentanklager soll die kleine Sicherheitsinertgastauchung durch eine größere ersetzt werden, die zu Zw.Tank I und IV und zum Leck-Bi Ost führt und deren Sicherheitsleitung nicht über Dach, sondern in die Fackelleitung gelegt werden soll. Diese Maßnahme erscheint notwendig, weil am Zw.T. I und IV größere Gasmengen dauernd entweichen. Die durch neu zugebaute Leitungen sehr unübersichtlich gewordene Ventilgruppe Destillatabstoß der Schwer-Bi-Stab. soll durch eine übersichtliche Verteilungsgruppe ersetzt werden.
Die Inbetriebnahme der Kreislaufgaswäsche wird vorbereitet, ebenso ist beabsichtigt, die A-Kohle Anlage für das Überschußgas der Ofenanlage anzufahren. Beide Maßnahmen werden erforderlich, um die schwereren Kohlenwasserstoffe aus den Gasen zu gewinnen.
Die Inertgasleitung der Raffination soll zwischen Vor- und Nachraffination durch einen Abscheidetopf getrennt werden, um ein Übertreten von Benzin von einem Anlageteil in den andern zu verhindern. Die Stockapparatur im Laboratorium wird in Betrieb genommen und die anfallenden Gase systematisch untersucht. Weiterhin werden die Restbenzine der Fertigware auf ihre Oktanzahl untersucht, um unabhänig von den Überladewerten einen Anhalt zu haben, ob die Fertigbenzine den technischen Lieferbedingungen motorisch ents prechen.
Am 13.5.43 wurde im Hinblick auf die endgültige Fassung der technischen Lieferbedingungen beim RLM die Qualität der HF-Fertigbenzine wie folgt festgelegt:

Spez. Gew. bei 15°			0,770 - 0,790	
Dampfdruck (Reid) 37,0°	höchstens		0,5	ata
Verdampfungsrückstand	"		5	mg/100 cc
Klopfverhalten unverbleit	OZ mindest		79	
mit 0,09 Blei	OZ "		88	
mit 0,115 "	" "		89	
Jodzahl	höchstens		12	
Korrosionstest	negativ			
A.P. I			-5 bis +8°	
A.P. II			+62 " +67°	
Aromaten u. Olefine			50 - 65%	
Siedeverhalten:	völlig abhänig von eingesetzten Rohbenzin.			
erwünscht:	Siedebeginn	nicht unter	35°	
	bis 75°	mindest	10%	
	" 100	"	30%	
	" 150	"	90%	
	Siedeende	unter	170°	
	Verlust	höchstens	2%	

Dest.-Rückstand soll neutral reagieren

Schwefelgehalt unter 0,05 Gew.%

Es wird bei der nächsten [illegible] Abteilung der Anlage [illegible] Im Anlagen [illegible] gen:

1.) Zum Kontaktteilen zusammenbringen, um den Durchsatz zu erhöhen, besonders zur Überbrückung und Ausgleichung von Stillstandsperioden.

2.) Die Kontaktaufteilung in dem Ofen wie folgt durchführen:

50% 5959	50% 5959	100%
50% 5931	50% 5931	5931

Der Grund dieser Änderung ist die Vermehrung der Aromatenausbildung in dem ersten Ofen und dadurch bei gleichem Aromatengehalt des Abstreifers eine geringere Fragmentierung und dadurch höhere Ausbeute an flüssigen Anteilen.

00001406

Ammonialwerk Merseburg
Anlage Moosbierbaum

D. Herrn Dir.Dr.Herold
AWP Me, Herrn Dr.Käding
Herrn Dr.Henning
Minöl-Abt.
HF-Anlage

Der Reichsminister des Innern
und Oberbefehlshaber der Luftwaffe
Abt. [illegible] (D)

Berlin [illegible] 8
Leipzigerstr. 7

[illegible] 1015/[illegible] [illegible] 1943

Minöl-Abt./Dr.[illegible]/Br [illegible]. Aug. 1943
1511/60/43 G

Betrifft: Technische Lieferbedingungen für VT 491

Wir bestätigen den Empfang Ihres obigen Schreibens, mit dem Sie uns die "Technischen Lieferbedingungen für VT 491" (früher VT 350) zusendeten. Mit diesen Lieferbedingungen können wir uns aus den folgenden Gründen noch nicht einverstanden erklären.

Am 15. Mai 1943 fand mit Herrn Dr.Beyer im Reichswirtschaftsministerium Berlin eine Besprechung über die endgültige Fassung der technischen Lieferbedingungen statt. Diese Bedingungen sollten laut damaliger Vereinbarung folgende Veränderungen erhalten:

Jodzahl	höchstens 1[illegible] statt 10
Verdampfbarkeit	50 - 65 Vol-% statt 15 - 50 Vol-%

Bei der Prüfung des Siedeverhaltens sollte folgender Wert eingesetzt werden:

Siedeverhalten völlig abhängig von eingesetztem Ammoniak, erwünscht:	Siedebeginn nicht unter	35° C
	mindestens 10 Vol-% bis	75° C
	" 50 "	100° C
	" 90 "	150° C
	Siedende unter	170° C
	Destillationsverlust höchstens	2 Vol-%

Mit Rücksicht auf die damalige Besprechung haben wir die uns übersandten technischen Lieferbedingungen nochmals überprüft und in einem Exemplar die notwendigen Änderungen rot eingetragen. Wir bitten um Ihre Stellungnahme hierzu.

Heil Hitler!

Anlage

Anlage 1

00001407

Der Reichsminister für Luftfahrt
und Oberbefehlshaber der Luftwaffe

TL 117 - 110
1

Technische Lieferbedingungen für Luftfahrzeugkraftstoff TL 101

Allgemeines:

1.) Der Kraftstoff TL 101 ist in dicht verschlossenen und voller Fässern, Kanistern oder Tankwagen bereitzuhalten.

2.) Der Kraftstoff TL 101 muß den nachstehenden technischen Lieferbedingungen entsprechen.

3.) Der Kraftstoff muß die technische Brauchbarkeit haben. Er darf bei Lagerung von Stock- oder Schlammbildung nicht neigen und frei sein von mineralischen Bestandteilen und Wasseransammlungen.

4.) Der Kraftstoff TL 101 muß ohne Zusatz des Flugbenzins TL 1 ~~in einer Mischung verwendbar sein und~~ ~~einwandfrei~~. Die TL 1 gelten als vorläufige Techn. Lieferbedingungen TL 117 - 220
1

5.) Abweichungen von vorstehenden Lieferbedingungen des Kraftstoffes TL 101 ist

~~das Einverständnis erforderlich, jedoch nicht~~

Aufforderung zur Stellungnahme zu richten an

6.) Die Prüfungen sind durch die [illegible] Prüfverfahren durchzuführen.

Prüfungsmerkmal		
TL 1 Anlage 1		[illegible]
Gleichmäßigkeit		Der Kraftstoff muß gleichmäßig, frei von [illegible] sein und die Laufeigenschaften [illegible] aufweisen.
	Anforderungen	Einzelheiten siehe Abschnitt 3
7010 - 7021	Klarheit:	[illegible] vermischt mind. 70 [illegible] Vol. [illegible] mind. 80 " 5,115 " " " 90
7030 - 7039	Volumenbeständigkeit:	Die Überdruckkurve des Kraftstoffes muß durch Zusatz von [illegible],110 Vol.% [illegible] bei der Prüfung in einer von [illegible] zugelassenen Kraftstoff-Überdruckprüfmotor mindestens oberhalb der am Versuchstage [illegible] Reid-Cg - Überdruckkurve im Bereich der Luftüberschußzahlen = 0,75 - 1,3 liegen.
7055	Dichte bei 15°C:	Zwischen 0,770 und 0,790 kg/ltr.
7100 - 7113	Siedeverhalten: Vollständig mit von eingesetzten Kolbenhin, erwünscht:	Siedebeginn nicht unter 35°C mind. 10 Vol.% bis 75°C " 30 " " 100°C " 90 " " 150°C Siedeende unter 170°C Destillationsverlust höchst. 2 Vol.%

s.Anm. 2)	Reaktion des Wasserauszuges:	Der nach der Destillation im Kolben verbliebene Rest muß neutral sein.
7[illegible]	[illegible]punkt:	[illegible] °C
71[illegible] - 71[illegible]	Dampfdruck:	höchstens 0,5 at bei 37,8 °C
7100	Verdampfungsrückstand:	Bei Eindampfung von 100 ccm des Kraftstoffes dürfen höchstens [illegible] mg Rückstand zurückbleiben.
71[illegible] - 71[illegible]	Schwefelgehalt:	höchstens 0,05 %.
7220	Jodzahl: 3)	höchstens 10 g J/100 g [illegible] 12
71[illegible]	[illegible]:	Der [illegible] Kristallisation [illegible] Kraftstoffe [illegible] -5 °C liegen.
7[illegible] - 7[illegible]	Aromatengehalt:	[illegible] - 55 Vol.% 50 - 65 Vol.%
7[illegible]	Korrosion:	Keine [illegible] oder schwarzen Flecke oder Beläge an dem Kupferblechstreifenversuch.
s.Anm. 4)	[illegible] SV 1	[illegible] 0,01 Gew.%

Anmerkungen:

1.) Die Prüfvorschriften für Flugmotoren (PFM) "Prüfvorschriften für Flugmotoren-Kraftstoffe" können bei der Zentrale für wissenschaftliches Berichtswesen (ZWB) bei der DVL, Berlin-Adlershof, Rudower Chaussee 16/25 angefordert werden.

2.) Der wässrige Auszug darf Phenolphthalein nicht röten. Nach Zugabe von einem Tropfen n/10 Natronlauge muß Rotfärbung eintreten.

3.) Einwaage von 0,4 bis 0,6 g und Zusatz von 5 ccm [illegible]lösung.

4.) 200 ccm Kraftstoff werden zweimal mit je 40 ccm 10%iger Natronlauge geschüttelt, die Laugenauszüge vereinigt und mit Aether aus ihnen die Neutralöle entfernt. Der Aether wird anschliessend mit 40 ccm Lauge nochmals [illegible]. Die gesamten Laugenauszüge gibt man darauf in einen 500 ccm Destillierkolben, in den man bis zur Neutralisation der Lauge Kohlensäure einleitet. Darauf wird unter Weiterleiten von Kohlensäure zum Sieden erhitzt, und über einen Liebig-Kühler und Vorstoß in einen eisgekühlten Jodzahl-Kolben überdestilliert. Nachdem bis fast zur Trockne destilliert worden ist, gibt man nochmals destilliertes Wasser in den Kolben und treibt weitgehend ab. Kühler und Vorstoß werden mit Wasser nachgespült. Zu der verdünnten wässrigen Phenollösung im Jodzahlkolben gibt man einen Überschuß an n/10 Natriumbromid-Natriumbromat-Lösung (5 NaBr+NaBrO$_3$) und 10 ccm konz. Salzsäure. Nach 1/4-stündigem Stehen werden 15 ccm 10%ige Kaliumjodidlösung, die man schon vorher zum Abdichten des Schliffstopfens in den Halskragen des Jodzahlkolbens gegeben hat, zugefügt. Die dem unverbrauchten Brom äquivalente Menge Jod titriert man mit n/10 Natriumthiosulfatlösung zurück.

Zur Berechnung benutzt man den Faktor 108, unter der Annahme, daß das mittlere Molekulargewicht des Rohstoffes dem Molekulargewicht des Kresols (108) entspricht und bei der Bromierung ein Tribromderivat entstanden ist. Der Gehalt an SV 1 im Kraftstoff berechnet ~~sich~~ danach nach der Formel:

$$\text{Gew.\% SV 1} = \frac{\text{Verbrauchte ccm n/10 Bromid-Bromat-Lösung} \times 0{,}0018 \times 100}{200 \times \text{Dichte des Benzins}}$$

00001409

= Verbrauchte ccm A/10 Bromid-Bromat-Lösung x 0,2009
Dichte des Benzins.

3149

00001411

Abschrift durch AWP v. 15.10.1943 P. 35 822

P o s t t e l e g r a m m ? Oktober 1943

Von: RLM GL/A-M II D
An : Ammoniakwerk Merseburg Anlage Moosbierbaum-
Heiligeneich/Unterdonau

Für das Produkt Moosbierbaum wurde als endgültig die Bezeichnung VT 371 festgelegt. Es wird gebeten, ab sofort Lieferungen nunmehr unter diesen neuen Bezeichnung auszuführen und auch sinngemässe Abänderung der Stoffbezeichnung in den Technischen Lieferbedingungen 147 - 410 vom Juli 1943 vorzunehmen.
(35 304)

RLM - GL/A-M II

Nachrichtlich an:

Ammoniakwerk Merseburg
Herrn Dr. Langheinrich

~~RLM - GL/A-M III~~
Wifo, Berlin
Herrn Dipl.Ing. Bubel

Verteilung d.AWP:

Dir.Dr. Herold
~~Haka~~
AWP Berlin

Hr. Kreuzmann
Walz
4. Schenk benachrichtigen ? J.K.
17.10.

HAUPTLABORATORIUM
Abt. Versuchslabor.

Leuna Werke, den 9.12.1943
Dr.Kfm./Ra.

Treibstoffarbeiten

00001412

Bearbeiter: Dr.Kaufmann, Dr.Barkow, Dr.Faber (bis 20.11.) Dr.Hartmann, Dr.Legutke, Dr.Nowotny, Dr.Peham (bis [illegible]) Dr.Pobloth, Dr.Weber, Dr.Weise, Dr.Welz

Arbeiten im Jahre 1943:

Katalytisches Kracken

Die inzwischen abgeschlossenen Versuche in der halbtechnischen Festbett-Anlage in Me 56 mit aktiverem Katalysator, insbesondere diejenigen zu seiner Wiederbelebung (Koksverbrennung), sowie die Versuchsergebnisse des kleintechnischen Schleusofens lassen das Schleusverfahren gegenüber der Festbettfahrweise als eindeutig überlegen erscheinen.

Kleinversuche zur Ausprüfung von Ausgangsölen und das bis jetzt noch nicht reproduzierbaren Spaltkontaktes wurden fortgesetzt. Der Reaktionsmechanismus bei normalen Krackbedingungen wurde an reinen Kohlenwasserstoffindividuen ~~eingehend untersucht.~~ Im Verlauf der Arbeiten mit staubförmigem Katalysator im Gegenstrom ergaben sich zahlreiche apparative Schwierigkeiten, an deren Überwindung vornehmlich gearbeitet wird.

HF-Verfahren

Versuche wurden noch durchgeführt zur Kontaktausprüfung und zur Bearbeitung von aus dem Betrieb der HF-Anlage Moosbierbaum sich ergebenden Fragen.

Gasphasehydrierung

Durch Anwendung von ~~hochaktiven~~ synthetischen Spaltkatalysatoren (Aluminiumsilikaten) mit einem Zusatz von ca. 1 % Molybdänsäure konnte bei 200 atü und 400 bis 420° ~~mit~~ einer Leistung von 0,4 kg/v/h aus sauerstoff- und stickstoffreien aromatenreichen Mittelölen, z.B. dem beim HF-Prozeß in Moosbierbaum anfallenden Destillationsrückstand, ein Hochleistungsbenzin mit 70 Aromaten bei einer Ausbeute von ~~85 bis~~ 87 Gew.% hergestellt werden. DHD-Rückstände erfordern infolge ihres höheren Naphthalingehaltes Kontakte mit höherem Molybdänsäuregehalt (5 %) und liefern Benzine mit 55 Aromaten. Nach diesem Verfahren (Arobin-Verfahren) wird seit Sept. als technischer Versuch der HF-Rückstand aus Moosbierbaum in ~~einer Hochdruck-hydrierapparatur~~ der Org.Abteilung zu "Arobin" verarbeitet.

Erdölmittelöl über ~~obigem~~ Arobin-Kontakt benziniert ergibt mit ca. 0,5 Leistung ~~ein~~ Benzin ~~von B4-Qualität bei einem~~ Siedeende ~~von ca.~~ 170°. Zur Verarbeitung phenol- und pyridinhaltiger Mittelöle wurde ein 2-Stufen-Verfahren entwickelt: 1.Stufe: Vorhydrierung über HF-Kontakt bei Temperaturen um 500°. 2.Stufe: Entspricht dem Arobin-Verfahren.-Aus Steinkohlenteeröl konnten so 80 % Hochleistungsbenzin mit 55 bis 60 Vol.% Aromaten bei ca. 0,35 Leistung erhalten werden.

Toluol aus Witolrückstand

Aus dem Witolrückstand von Waldenburg wurde durch katalytische Entalkylierung in Gegenwart von Wasserstoff bei 100 bis 200 atü und 500° Sprengstofftoluol gewonnen. Geeignete Katalysatoren sind 1. Al_2O_3/MoO_3-Katalysatoren mit einer Leistung von 0,2 kg/v/h ~~bei einer Toluol~~ausbeute von 50 bis 55 Ges.%, die aber infolge hoher Methanbildung eine Methanwäsche erfodern. 2. Aluminiumsilikat/Cr_2O_3-Katalysatoren mit einer Leistung von 0,15 kg/v/h ~~bei~~ 45 bis 50 Gew.% ~~Toluol~~ausbeute und sehr geringer Methanbildung.

Kohleaufschlußversuche

Ziel ist, den Kohleaufschluß zum Zweck der Treibstoffherstellung so zu lenken, daß dabei der vorhandene chemisch gebundene Sauerstoff weitergehend als bisher

in wertvollen Verbindungen (niedere Phenole) erhalten bleibt. Bisherige Autoklavenversuche ergaben Hinweise für die Weiterarbeit.

Herstellung von klopffesten Benzinen auf Basis Hygasfraktionen

Versuchsarbeiten auf dem AT244-~~Gebiet~~ — Alkylierung, Isomerisierung, Olefin-Paraffintrennung - wurden nur noch zur Bearbeitung von ~~dem~~ im Betrieb sich ergebenden Fragen durchgeführt. Der längere Zeit sehr hohe Schwefelsäureverbrauch (50 %) wurde auf hohen Butadiengehalt und dieser auf ungünstige Dehydrierverhältnisse zurückgeführt. Bessere Temperaturverteilung in den Betriebs-Dehydrieröfen, sowie Trocknung des regenerierten Kontaktes ließen den Säureverbrauch auf ca. 15 % fallen.

Dehydrierung von Butan und Propan

Durch Übergehen von der Schleusfahrweise auf Festbettarbeitsweise im Röhrenofen konnte neben neuen Erkenntnissen eine wesentliche Verbesserung des Verfahrens erzielt werden.

Nach noch nicht abgeschlossenen Versuchen läßt diese auch für die Propan-Dehydrierung günstige Ergebnisse erwarten. An der Verbesserung des Dehydrierkontaktes wird weiter gearbeitet.

Darstellung von Isopren und Methylisopren aus Formaldehyd und Isobutylen bezw. Trimethyläthylen

Bei der Dioxanherstellung ergaben unter dem Dampfdruck ~~des Isobutylens bei 50°~~ durchgeführte Versuche bei vollständigem Aldehydumsatz Ausbeuten von 80-85 %. Auch die Anlagerung von Formaldehyd an Trimethyläthylen zu Trimethyldioxan zwecks Herstellung von Methylisopren konnte mit gleichem Erfolg durchgeführt werden, Das Trimethyläthylen wurde durch partielle Hydrierung des Isoprens, wie auch durch Dehydratisieren von C_5-Alkoholen aus der Isobutylsynthese gewonnen. Letztere Versuche ergaben die Möglichkeit der technischen Herstellung des Trimethyläthylens, wobei die anderen anfallenden verzweigten Amylene ~~durch Isomerisierung~~ über Kontakt 163 ~~in das~~ Trimethyläthylen ~~übergeführt~~ werden können.

Für die Spaltung des Dimethyldioxans wurde ein regenrierbarer Phosphorsäure-Kieselgurkontakt entwickelt, wodurch es möglich war, in Kleinversuchen den Kontaktverbrauch auf 1 %, bezogen auf hergestelltes Isopren, zu senken; Umsatz 40-45 %, ~~Ausbeute 85-90 %. Die halbtechnische Apparatur in Me 52 wird zur Zeit angefahren.~~

Arbeiten für 1944:

Eine halbtechnische Krackanlage zum abschließenden Studium des Schleusverfahrens wird an Stelle der bisherigen Festbettanlage in Me 56 errichtet und voraussichtlich Mitte 1944 angefahren werden. Vor Inbetriebnahme der HF-Röhrenöfen in Moosbierbaum werden noch einige halbtechnische Versuche (Me 499) durchgeführt werden. Benzinierung (Arobin, Toluol) wird zum Teil im Großversuch fortgesetzt. Die neuen Butan- und Propandehydrierungsversuchserfahrungen werden gegebenenfalls in die Betriebsanlage überführt. In der 1/2 tato Mesopren-Anlage (Me 52) werden beide Verfahrensstufen halbtechnisch bearbeitet werden.

Kaufmann

Zum Dr. Hartmann Ha
" Dr. Leguttke Le
" Dr. Weber
z.d.A.

37

00001414

Leuna-Werke, den 18.4.1944 Bg.

Für Ofen ohne Innenkühlung!

Ofen 27.4.44.

Zusammenfassung:

Es war ~~beschlossen~~ worden, ein Projekt für den katalytischen Krackofen mit geschleustem Kontakt für die Fahrweise Raumbelastung 0,4 und Periodenlänge 3 Stunden auszulegen. Hierdurch wird zwar der Krackofen wesentlich billiger als früher, aber bei Änderung der Fahrweise auf kürzere Krackperioden sinkt die Ofenleistung sehr schnell ab, da der Regenerationsteil des Ofens zu klein wird. Es wird gezeigt, daß es wirtschaftlich vertretbar ist, den Krackofen von vornherein mit wesentlich vergrößertem Regenerationsofen auszulegen. Selbst wenn die Vergrößerung nicht benötigt wird, amortisiert sich ein großer Teil der Anlagekosten für den vergrößerten Regenerationsteil durch Energieeinsparung für die Regenerationsluftförderung.

Entsprechend dem neuesten Stand der Ansichten über das katalytische Krackverfahren mit geschleustem Kontakt soll die alte Fahrweise mit den kurzen Krackperioden von 20 Minuten aufgegeben und bevorzugt mit langen Perioden gearbeitet werden. Nach einem Bericht von Otto, der noch nicht erschienen ist, in seinem Inhalt jedoch mitgeteilt wurde, ist vom Standpunkt der Anlagekosten und des Energieverbrauches für die Beistellung der Regenerationsluft die Fahrweise mit einer Belastung von 0,4 und einer Periodenlänge von 180 Minuten die günstigste. Ob diese langen Perioden auch chemisch ein Optimum darstellen, bleibt unerörtert.

Dementsprechend war beschlossen worden, ~~das~~ ein Projekt eines großen Krackofens abzustellen auf die in dem Bericht von Dr. Kaufmann "Flugbenzin durch katalytisches Kracken, Tabelle Seite 6" aufgeführte letzte Fahrweise. Dieses Projekt wird absprachegemäß durchgearbeitet für einen Ofen mit Innenkühlung entsprechend dem Vorschlag Otto und ohne Innenkühlung entsprechend dem Vorschlag Keinke.

Bei der Durcharbeitung dieses Projektes ergibt sich Folgendes: Während es bei dem alten Projekt - Belastung 0,9/20 - leicht möglich war, durch Herausnehmen von Mauerwerk im Krackteil den Ofen auch für andere Fahrperioden brauchbar zu machen, ist dieses bei dem neuen Projekt nicht mit so einfachen Mitteln möglich. Eine telefonische Rücksprache am 3.4.1944 mit Dr. Kaufmann ergab jedoch, daß von chemischer Seite keinesfalls auf die Möglichkeit verzichtet werden kann, auch mit kürzeren Krackperioden und höheren Raumbelastungen zu fahren. Es zeigt sich nun, daß in diesem Fall die Öldurchsatzleistung des Ofens sehr schnell abnimmt. (Vergleiche beiliegendes Kurvenblatt: "A") Dies erklärt sich daraus, daß mit abnehmender Periodenlänge und steigender Raumbelastung der Koksanfall*) und der Kontaktumlauf immer größer wird, was eine steigende Größe des Regenerationsraumes erfordert, während der Krackraum immer kleiner werden muß. Die Verkleinerung des notwendigen Krackraumes läßt sich großtechnisch in einfacher und billiger Weise durch Einbau von mehreren Öldampfeinführungen in verschiedenen Höhen des Ofens durchführen. Eine einfache Vergrößerung des Regenerationsraums ist unmöglich. Es bleibt daher nichts weiter übrig als von vornherein den Regenerationsraum wesentlich größer auszuführen als für die Fahrweise 0,4/180 notwendig ist.

*) [illegible]

00001415

Auf dem Kurvenblatt ist unter B aufgetragen, wie sich die Durchsatzverhältnisse des Ofens gestalten würden, wenn man beispielsweise den Regenerationsraum von vornherein um 67 % überdimensioniert. Hier gibt es 3 Betriebsmöglichkeiten.

Möglichkeit 1: Man dimensioniert die Anlage entsprechend der schwarzen Linie a-b-e und a'-b'-e'; man hat hiermit die Möglichkeit, links der Linie x-x mit steigender Raumbelastung des Krackteils die Leistung der Anlage bis auf max. etwa 130 000 Jato Öldurchsatz zu steigern. Die Gebläseleistung müßte auf 72 000 m³/h, die Wärmeaustauscher um etwa 1 400 m² auf 3 800 m² und die Luftleitungen entsprechend vergrößert werden. Dies würde etwa RM 75 000,- Kosten verursachen; die Vergrößerung des Regenerationsofens kostet etwa RM 80 000,-; außerdem müßten selbstverständlich sämtliche zusätzlichen Apparaturen, wie Ölverdampfer, Destillationsanlagen usw. um 30 % größer ausgelegt werden.

0,4/180' – 1,0/20'
100 000 → 130 000 → 47 000

Möglichkeit 2: Fahrweise entsprechend den grünen Linien. Bei dieser Fahrweise werden die Gebläseleistung und die Wärmeaustauscher soweit vergrößert, daß man über einen möglichst weiten Bereich die Nennlast von 100 000 Jato Öl fahren kann, entsprechend der Linie a-c-e und für die Regenerationsluft die Linie a'-c'-e'. Hier müßten die Gebläseleistung bis auf 62 000 m³/h und die Wärmeaustauscher von 2 400 um 1 200 m² auf 3 600 m² vergrößert werden, dazu entsprechend die Rohrleitungen. Als Kosten kämen hierfür etwa RM 57 000,- für die vergrößerten Wärmeaustauscher, Rohrleitungen und Gebläse infrage, dazu die RM 80 000,- für die Regenerationsofen-Vergrößerung.

0,4/180 – 0,8/40
100 000 → 100 000 → 65 000

Möglichkeit 3: Das Luftgebläse und die Wärmeaustauscher werden nur vorgesehen für die Fahrweise 0,4/180 mit etwa 45 000 m³/h Regenerationsluft Für diesen Fall gelten die roten Kurven, und zwar für den Öldurchsatz die Kurve a-d-e und für die Regenerationsluft die Linie a'-d'-e'. Man sieht, daß auch hier die Durchsatzleistung des Ofens zuerst stark abnimmt, zum Schluß aber wesentlich über der bei nicht vergrößertem Regenerationsraum liegt. Hier würden als Mehrkosten nur die für die Vergrößerung des Regenerationsraumes in Höhe von etwa RM 80 000,- anfallen. Es ergibt sich gegen A eine Stromersparnis von 27 kW/h = 4 300,- RM/Jahr. Die Mehrinvestierung würde sich erst in etwa 16 Jahren amortisieren.

0,4/180 – 1,0/20'
100 000 → → 47 000

3

Nimmt man als wahrscheinlichste die Möglichkeit 2 entsprechend der grünen Linie an, wären also zusätzlich zu investieren etwa RM 137 000,-, was etwa größenordnungsgemäß 12 - 15 % der reinen Ofenkosten ausmachen würde. Diese Investierungskosten werden teilweise aufgewogen dadurch, daß bei Fahrweise 0,4/180 die Förderkosten für die Luft um etwa 65 kW/h und damit RM 10 500,- im Jahr bei einem Strompreis von 0,02 RM/kW zurückgehen.

Wenn man also von der Änderung der Fahrweise 1 überhaupt keinen Gebrauch machen würde, würden die aufgewandten Mehrkosten von etwa RM 137 000,- in etwa 13 Jahren amortisiert sein. Nutzt man jedoch die Vergrößerung des Regenerationsraumes für kürzere Fahrperioden aus, so sind die Mehrinvestierungskosten natürlich

sehr schnell durch die wesentlich erhöhte Produktion wieder herausgeholt. Zusammenfassend ist festzustellen, daß bei dem Ofen ohne Innenkühlung nur mit stark vergrößertem Regenerationsteil sich die Fahrweise gegenüber der jetzt vorgesehenen von 0,4/180 auf kürzere Perioden ändern läßt ohne einen wesentlichen Abfall der Ofenleistung zu erbringen. Nur bei sehr starken Änderungen der Fahrperioden unter etwa 1 Stunde sinkt die Ofenleistung erheblich ab und liegt bei der Fahrweise 1/20 ungefähr da, wo unser erstes Projekt gelegen hat.

Wie weit sich diese Maßnahmen in ähnlicher Weise an dem Ofen mit Innenkühlung durchführen lassen, muß noch untersucht werden.

!? Es ist nur noch Beschluß zu fassen, ob und wie weit entsprechend obigen Ausführungen der Regenerationsteil bei der Neuprojektierung vergrößert werden soll.

Anliegend sind die Berechnungswerte zusammengestellt. Sämtliche in Kurven, Tabellen und Bericht angeführten Werte sind, da sich die Projektierung noch im Anfangsstadium befindet, nur als unverbindliche Richtwerte anzusehen.

Weinke

Verteiler: Herr Dir. Dr. Strombeck / Obering. Wolfrom
" Dir. Dr. Herold
" O.I. Dr. Sackmann
" Dr. Elbel
" Dr. Kaufmann
" D.I. Otto
1 x Akten

00001417

Berechnungsgang

Der Berechnung zugrunde gelegte Daten:

Krackraum für 0,4 V/V Belastung und 180 Minuten Krackdauer

Erdöldurchsatz	=	100 000 Jato
spez. Gewicht des Erdöls	=	0,87
Schüttgewicht des Kontaktes	=	0,75
spez. Wärme des Kontaktes	=	0,25
spez. Wärme der Luft	=	0,32
Mindestregenerationsraum:		entsprechend 3 Stunden Abbrennzeit
Eintrittstemperatur des Kontaktes in den Regenerationsraum	=	200°C
Austrittstemperatur " " aus dem " "	=	575°C
Verbrennungswärme des Kokses (C_1H_1)	=	8000 kcal/kg

Für die verschiedenen Fahrweisen, die in Zukunft mit 1-4 bezeichnet werden, bedeutet Fahrweise 1 die mit 0,4 V/V und 3 Stunden Periodenlänge, 2 mit 0,5 V/V und 2 Stunden Periodenlänge, 3 mit 0,6 V/V und 1 Stunde Periodenlänge, 4 mit 1,0 V/V und 20 Minuten Periodenlänge.

1) Krackraumgröße: $\frac{100\,000}{8\,000 \cdot 0{,}87 \cdot 0{,}4} = 36\ m^3$ 100000 jato Öl

Theoretische Leistung des Krackraumes von 36 m³ bei Fahrweise 2 - 4.

2) $\frac{100\,000 \cdot 0{,}5}{0{,}4} = 125\,000$ Jato Öl

3) $\frac{100\,000 \cdot 0{,}6}{0{,}4} = 150\,000$ Jato Öl

4) $\frac{100\,000 \cdot 1}{0{,}4} = 250\,000$ Jato Öl

Größe des für obige Belastungen benötigten Regenerationsraumes. "G"

$$G = \frac{\text{Krackraum} \cdot \text{Abbrennzeit}}{\text{Krack-Periodenlänge}}$$

1	36 . 3/3	=	36 m³ Reg. Raum
2	36 . 3/2	=	54 m³ " "
3	36 . 3/1	=	108 m³ " "
4	36 . 3/0,33	=	324 m³ " "

Es werden weiterhin 2 Fälle betrachtet:

Fall A: Bei diesem ist der Regenerationsraum wie für Fahrweise 1 benötigt = 36 m³.

Fall B: Der Regenerationsraum ist willkürlich mit 60 m³ Größe angenommen. (Diese Größe kann auch jeden anderen geeignet scheinenden Wert annehmen.)

In nachstehender Tabelle ist zu ersehen, wie groß in Prozent der vorhandene Regenerationsraum im Verhältnis zum benötigten bei den verschiedenen Fahrweisen ist.

	A η_1 %	B η_2 %
1	100	167
2	67	111
3	33,3	56
4	11,1	18,5

Man sieht hieraus, daß im Fall A die Ofenleistung nur durch die Größe des Regenerationsraumes begrenzt ist, der mit steigender Belastung des Krackraumes prozentual schnell zu klein wird. Im Fall B ist bis zur Fahrweise 2 der Regenerationsraum zu groß und somit ist die Krackleistung begrenzt durch die Größe des Krackraumes. Erst bei Fahrweise 3 und 4 ist die Leistung des Ofens begrenzt durch die Größe des Regenerationsraumes. Hieraus ergeben sich für den Fall A und B die möglichen Ofenleistungen und Größe des Kontaktumlaufes wie folgt:

Mögliche Ofenleistung:

Fall A: Theoretische Krackleistung . η_1

Fall B: Gleich theoretische Krackleistung für $\eta_2 > 100$ % bzw.
theoretische Krackleistung . η_2 für $\eta_2 < 100$ %

Kontaktumlauf "K" in t/h:

$$K = \frac{\text{Öldurchsatz} \cdot 0{,}75}{8\,000 \cdot 0{,}87 \cdot \text{Raumbelastung} \cdot \text{Periodenlänge}}$$

	Theoretische Krackleistung Jato Öl	Mögliche Ofenleistung und Kontaktumlauf Fall A Ofenleistung Jato Öl	Fall A Kontaktumlauf K t/h	Fall B Ofenleistung Jato Öl	Fall B Kontaktumlauf K t/h
1	100 000	100 000	9,0	100 000	9,0
2	125 000	84 000	9,0	125 000	13,5
3	150 000	50 000	9,0	84 000	15,0
4	250 000	28 000	9,0	46 000	15,0

Für die folgenden Rechnungen werden die möglichen Ofenleistungen entsprechend obiger Tabelle für Fall A und B eingesetzt.

Fall A

00001419

Regenerationsluftmenge

	Öldurchsatz Jato	Stündl. Rußbildung kg/h	Verbrennungswärme Q kcal/h	Kontaktumlauf K t/h	Wärmeaufnahme im Kontakt Q_1 kcal/h
1	100 000	375	3 000 000	9,0	850 000
2	84 000	367	2 930 000	9,0	850 000
3	50 000	280	2 240 000	9,0	850 000
4	28 000	210	1 680 000	9,0	850 000

Es werden an Verbrennungsluft "L" m³/h benötigt und hat sie an Wärme "Q_2" kcal/h aufzunehmen.

	In der Luft aufzunehmende Wärmemenge: $Q_2 = Q - Q_1$ kcal/h	Lufttemperatur Regenerationsraum Eintritt °C	Benötigte Luftmenge: L m³/h
1	2 150 000	425	45 000
2	2 070 000	430	45 000
3	1 390 000	440	32 500
4	730 000	450	18 300

Kontrolle der Lufteintrittstemperatur

Verlangt wird eine Mindesttemperatur des Kontaktes nach Abbrennen des leicht verbrennlichen Kokses von 440°C. Der leicht verbrennliche Koks soll 1/3 der Gesamtkoksmenge betragen. Nachstehend wird die Lufteintrittstemperatur gerechnet, die notwendig ist, um die genannte Bedingung von 440°C Kontakttemperatur zu erfüllen. Die notwendige Mindestlufttemperatur der eintretenden Heißluft berechnet sich wie folgt:

$$1)\quad t1 = 440 - \frac{Q \cdot 0{,}333 - K \cdot 1\,000 \cdot (440-200) \cdot 0{,}25}{L \cdot 0{,}32}$$

Setzt man in die Formel die Werte ein, ergibt sich die einfache Beziehung

$$2)\quad t1 = 440 - \frac{1{,}04 \cdot Q - 1700\,000}{L}$$

Es ergeben sich dann folgende mindest notwendigen Lufteintrittstemperaturen:

1 408°C, 2 411°C, 3 420°C, 4 437°C.

Der Vergleich mit den oben eingesetzten Lufteintrittstemperaturen ergibt, daß die angenommenen Werte noch eine Sicherheit von 12 - 20°C haben, was sicher genügend ist.

Kontrolle der Feuchtigkeit der abziehenden Regenerationsluft im Sommer

Die H_2O-Neubildung beträgt = $\frac{\text{Kohlenstoffgehalt} \cdot 9}{13}$ 00001420

Die Feuchtigkeit der Luft im Sommer wird angenommen mit 20 g Wasser im Nm³.

	Verbrennungswasser kg/h	Verbrennungswasser g/m³ Verbrennungsluft	Gesamtwassergehalt der Verbrennungsluft g/m³	Feuchtigkeit der Luft in Vol.%
1	260	5,8	25,8	3,3
2	253	5,6	25,6	3,28
3	193	5,9	25,9	3,3
4	145	7,9	27,9	3,6

Leistung der Luftgebläse

Die Größe des Regenerationsraumes wird wie folgt angenommen: 5 . 6 m Querschnit und 1,2 m hoch = 36 m³
Mittlere Lufttemperatur in der Abbrennzone 500°C. Hieraus ergibt sich die Luftgeschwindigkeit "v" im Regenerationsraum:

$$v = \frac{45\,000 \cdot (500 + 273)}{3\,600 \cdot 273 \cdot 6 \cdot 5} = 1{,}18 \text{ m/sek.}$$

Der Druckverlust in der Kontaktschicht errechnet sich zu:

$$dp = 1{,}18^{1{,}85} \cdot 350 \cdot 1{,}2 \cdot \frac{1{,}3 \cdot 273}{500 + 273} = 262 \text{ mm WS}$$

Der Gesamtdruckverlust der Regenerationsapparatur ergibt sich:

Druckverlust in der Kontaktschicht	262 mm WS
Druckverlust im Wärmeaustauscher	200 mm WS
Druckverlust in den Rohrleitungen	100 mm WS
Summa	562 mm WS + 15 % Sicherheitszuschlag = 650 mm WS

Hieraus errechnet sich die Gebläseleistung zu:

$$N = \frac{45\,000 \cdot 650}{3\,600 \cdot 0{,}5 \cdot 102} = 160 \text{ kW}$$

Für die Belastungsfälle 2-4 wird der Energieverbrauch umgerechnet im Verhältnis $(\text{Luftmengen})^{1{,}85}$. Es ergeben sich somit für diese:

2: wie Fall 1, da Luftmenge dieselbe

3: $\frac{160 \cdot 32{,}5^{1{,}85}}{45^{1{,}85}} = 88$ kW

4: $\frac{160 \cdot 18{,}3^{1{,}85}}{45^{1{,}85}} = 31$ kW

Fall B

00001421

Wie vorher bereits angegeben ist hier willkürlich bei derselben Krackraumgröße von 36 m³ der Regenerationsraum 60 m³ groß gewählt worden. Für diesen Fall ergeben sich folgende Werte:

Regenerationsluftmenge

	Öldurchsatz Jato	Koksbildung kg/h	Verbrennungswärme Q kcal/h	Kontaktumlauf K t/h	Wärmeaufnahme im Kontakt Q1 kcal/h
1	100 000	375	3 000 000	9,0	850 000
2	125 000	550	4 400 000	13,5	1 260 000
3	84 000	470	3 750 000	15	1 420 000
4	46 000	345	2 760 000	15	1 420 000

Es werden an Verbrennungsluft "L" m³/h benötigt und hat sie an Wärme "Q2" kcal/h aufzunehmen.

	In der Luft aufzunehmende Wärmemenge Q2 = Q-Q1 kcal/h	Lufttemperatur Regenerationseintritt °C	benötigte Luftmenge L m³/h
1	2 150 000	425	45 000
2	3 140 000	430	68 000
3	2 330 000	440	54 000
4	1 340 000	450	34 000

Kontrolle der Lufteintrittstemperatur

Siehe hierzu Erläuterung und Formel Seite 3 unter Fall A. Da hier die Kontaktumlaufmenge nicht konstant bleibt, kann hier nicht mit der verkürzten Formel 2) sondern muß mit 1) gerechnet werden. Aus dieser Formel ergeben sich die Lufteintrittstemperaturen zu:

1 = 408°C, 2 = 410°C, 3 = 421°C, 4 = 439°C

Man sieht auch hier, daß die oben eingesetzten geschätzten Lufteintrittstemperaturen genügende Sicherheit haben.

Kontrolle der Luftfeuchtigkeit

Hierzu vergleiche Berechnung unter Fall A Seite 6.

	Verbrennungswasser kg/h	Verbrennungswasser im m³ Verbrennungsluft g/m³	Gesamtwassergehalt der Verbrennungsluft g/m³	Feuchtigkeit de Luft in Vol.% %
1	260	5,8	25,8	3,3
2	380	5,6	25,6	3,28
3	325	6,0	26,0	3,33
4	240	7,1	27,1	3,48

In dem Kurvenblatt sind unter A die Werte für Öldurchsatz, Luft und Feuchtigkeitsgehalt für den Ofen ohne vergrößerten Reg. Ofen und unter B die Werte für den Ofen mit vergrößertem Reg. Ofen aufgetragen. Durch Extrapolation der Kurven unter B ergibt sich als 1. Möglichkeit die Projektierung für die Maximalleistung des Ofens auf der Linie x-x mit etwa 130 000 Jato Öldurchsatz und 72 000 m³/h Regenerationsluftmenge. Dies erfordert natürlich, daß auch die übrigen Apparaturen wie Luftvorwärmer, Ölverdampfer, Destillationsanlagen usw. für diese Leistung ausgelegt werden. Will man dies nicht, gibt es die 2. Möglichkeit: Man läßt entsprechend der grünen Linie den Öldurchsatz soweit als möglich mit 100 000 Jato konstant und paßt dem nur die Größe der Regenerationsapparatur an. Für diesen Fall kann man graphisch aus den Kurven von Punkt c auf c' die maximale Regenerationsluftmenge zu 62 000 m³/h ermitteln. Die 3. Möglichkeit wäre die, entsprechend der roten Kurve. Bei dieser Betriebsweise würde man nur den Reg. Ofen auf 60 m² vergrößern, den Regenerationskreislauf jedoch nur für die Fahrweise 1 mit 45 000 m³/h auslegen und würde dann die roten Betriebskurven erhalten. Für die 3 skizzierten Möglichkeiten werden nachstehend die Gebläseleistungen berechnet.

Leistung der Luftgebläse

Der Querschnitt des Regenerationsteiles ist gewählt zu 6 . 7 m, Höhe 1,43 m = 60 m². Hieraus errechnet sich die Luftgeschwindigkeit und Gebläseleistung für die Fahrweise 1 und die 3. Möglichkeit (rote Kurve) zu:

$$v = \frac{45\,000 \cdot (500 + 273)}{3\,600 \cdot 273 \cdot 273 \cdot 6.7} = 0{,}84 \text{ m/sek}$$

Der Druckverlust in der Kontaktschicht ergibt sich zu:

$$0{,}84^{1{,}85} \cdot 350 \cdot 1{,}43 \cdot \frac{1{,}3 \cdot 273}{500 + 273} = 170 \text{ mm WS}$$

Druckverlust des Wärmeaustauschers	=	200 mm WS
Druckverlust der Rohrleitung	=	100 mm WS
Summe		470 mm WS + 15 % Sicherheitszuschlag = 540 WS

Hieraus ergibt sich die Gebläseleistung mit denselben Werten wie oben zu = 133 kW. Für die 1. Möglichkeit (schwarze Kurve) und die mögliche Maximalleistung von 130 000 t ergab sich laut Diagramm eine Regenerationsluftmenge von etwa 72 000 m³. Legt man für diese Menge die Wärmeaustauscher mit denselben Grundwerten aus wie für 45 000 m³ Luft, so werden diese bei der maximalen Belastung von 72 000 m³ wieder einen Druckverlust von 200 mm WS haben und ebenso die Rohrleitung einen solchen von 100 mm WS. Für diesen Maximalbelastungsfall ergibt sich der Druckverlust des Regenerationsraumes und die Leistung der Gebläse zu:

Luftgeschwindigkeit im Regenerationsraum:

$$v = \frac{72\,000 \cdot (500 + 273)}{3\,600 \cdot 273 \cdot 6 \cdot 7} = 1{,}35 \text{ m/sek.}$$

Druckverlust im Regenerationsraum:

$$1{,}35^{1{,}85} \cdot 350 \cdot 1{,}43 \cdot \frac{1{,}3 \cdot 273}{500 + 273} = 400 \text{ mm WS}$$

Der Gesamtdruckverlust der Apparatur beträgt dann

Druckverlust im Regenerationsraum	400 mm WS	
Druckverlust im Wärmeaustauscher	200 mm WS	
Druckverlust in Rohrleitungen	100 mm WS	
Summa	700 mm WS	+ 15 % Sicherheitszuschlag = 805 mm WS

Hierfür errechnet sich die Gebläseleistung mit denselben spezifischen Zahlen wie vor zu 322 kW.

Betreibt man nun den Ofen entsprechend Fahrweise 1, so errechnet sich der Druckverlust der Regenerationsapparatur zu:

$$805 \cdot \frac{4{,}5^{1{,}85}}{7{,}2^{1{,}85}} = 330 \text{ mm WS}$$

Damit ergibt sich eine Gebläseleistung für 45 000 m³ Regenerationsluft von 80 kW. Die Gebläseleistung ist also um 80 kWh kleiner als wenn man die Wärmeaustauscher und Leitungen für die 45 000 m³ Regenerationsluft ausgelegt hätte. Legt man jedoch die 2. Möglichkeit mit 100 000 Jato Maximalleistung der Konstruktion zugrunde, ist die maximale Luftmenge für die Regeneration 62 000 m³. Der Druckverlust im Kontakt beträgt für diesen Fall:

$$400 \cdot \left(\frac{6{,}2}{7{,}2}\right)^{1{,}85} = 305 \text{ mm WS}$$

Der Gesamtdruckverlust der Apparatur beträgt dann

Druckverlust im Regenerationsraum	305 mm WS	
Druckverlust im Wärmeaustauscher	200 mm WS	
Druckverlust in Rohrleitungen	100 mm WS	
Summa	605 mm WS	+ 15 % Sicherheitszuschlag = 700 mm WS

Hieraus ergibt sich die Gebläseleistung zu 236 kW.

Für den Fall, daß die Apparatur bei dieser Auslegung der Wärmeaustauscher mit der Fahrweise 1 mit 45 000 m³ Regenerationsluft betrieben wird, wird der Druckverlust der Regenerationsapparatur erheblich geringer, und zwar beträgt er:

$$dp = 700\left(\frac{4{,}5}{6{,}2}\right)^{1{,}85} = 700 \cdot 0{,}55 = 385 \text{ mm WS}$$

Hieraus ergibt sich die Gebläseleistung zu 95 kW.

Die Stromersparnis für die einzelnen Fälle ergibt sich wie folgt:

Der Krackofen genau ausgelegt für die Fahrweise 1 benötigt	160 kW
Der Ofen ausgelegt mit vergrößertem Regenerationsraum von 60 m³ aber Wärmeaustauscher für Fahrweise 1 mit 45 000 m³/h Luft erfordert	133 kW
Der Ofen ausgelegt entsprechend Möglichkeit 2 mit maximaler Luftmenge von 62 000 m³/h Luft, betrieben aber nach der Fahrweise 1 benötigt	95 kW

Der Ofen ausgelegt für die maximal mögliche Leistung von 130 000 Jato Öl entsprechend 72 000 m³ Regenerationsluftbedarf, jedoch betrieben nach Fahrweise 1 mit 45 000 m³ Luft, benötigt 80 kW.

Man sieht also, daß, wenn man von vornherein den Regenerationsteil für die Fahrweise 1 zu groß dimensioniert in jedem Fall bei Betrieb mit Fahrweise 1 gegenüber dem Ofen und der Wärmeaustauschapparatur, die man für die Fahrweise 1 gebaut hat, in der Stunde etwa 65 - 80 kWh einspart. Bei einem Strompreis von etwa RM 0,02 per kWh ergibt dies bei 8 000 Betriebsstunden eine jährliche Einsparung an Stromkosten von RM 10 000 - 13 000, womit man etwa 70 000 - 100 000 RM Anlagekostenerhöhung amortisieren könnte.

Es bleibt jetzt lediglich noch übrig zu überschlagen, wie groß 1. die Verteuerung des Ofens durch die Vergrößerung des Regenerationsteiles von 36 auf 60 m³ ist und um wieviel sich für die Möglichkeit 2 und 3 - 62 000 bzw. 72 000 m³/h Regenerationsluft - die Anlagekosten für Gebläse, Wärmeaustauscher und Rohrleitungen erhöhen.

Verteuerung der Anlage durch Vergrößerung des Regenerationsraumes

Aus anliegenden Blättern ist ersichtlich, wieviel Material an Eisen, Sicromal und Schamotte in dem Ofen mit 36 m³ Kontaktraum und 60 m³ Kontaktraum eingebaut werden muß. Hierbei wurde zur Vereinfachung der Rechnung angenommen, daß die Blechdicke inklusive sämtlicher Versteifungen, Bühnen 40 mm beträgt. Die Blechhaut wird somit schwerer um:

Gewicht der Blechhaut des Ofens mit 36 m³ Reg.Raum		103 t	
" " " " " " 60 m³ " "		131 t	
Gewichtszunahme	Eisen	28 t	28 000,- RM
Gewicht der Schamotteausmauerung des Reg.Ofens 36 m³		416 t	
" " " " " " " 60 m³		586 t	
Gewichtszunahme	Schamotte	170 t	22 000,- RM
Gewicht der oberen Windpfeifen bei 36 m³ Reg.Raum		16 t	
" " " " " " 60 m³ " "		26,3t	
Gewichtszunahme	Eisen	10,3t	10 000,- RM
Gewicht der unteren Windpfeifen bei 36 m³ Reg. Raum		8,0 t	
" " " " " " 60 m³ " "		12,2 t	
Gewichtszunahme	Sicromal	4,2 t	10 000,- RM
geschätzte Verstärkung des Ofentraggerüstes 16 t			10 000,- RM
Verteuerung des Regenerationsofens durch Vergrößerung des Reg. Raumes somit			80 000,- RM

Größe und Kosten der Wärmeaustauscher, Gebläse und Rohrleitungen

Wärmeaustauscher

00001425

1) Für 45 000 m³ Luft Fahrweise 1

$$F = \frac{45\,000 \cdot 425 \cdot 0{,}32}{(575-425) \cdot 20} = 2\,040\ m^2 + 18\ \%\ \text{Sicherheitszuschlag} = 2\,400\ m^2$$

2) Für 62 000 m³ Luft Fahrweise 2

$$F = \frac{62\,000 \cdot 435 \cdot 0{,}32}{(575-435) \cdot 20} = 3\,100\ m^2 + 16\ 1/2\ \%\ \text{Sicherheitszuschlag} = 3\,600\ m^2$$

3) Für 72 000 m³ Luft Fahrweise 2

$$F = \frac{3\,100 \cdot 72\,000}{62\,000} = 3\,600\ m^2 + 5\ \%\ \text{Sicherheitszuschlag} = 3\,800\ m^2$$

Nimmt man an, daß ein m² Wärmeaustauscherfläche bei derartig großen Aggregaten fix und fertig montiert inklusive Isolierung höchstens RM 40,- kostet, kostet der Wärmeaustauscher

für 45 000 m³	RM 96 000,-
für 62 000 m³	RM 144 000,-
für 72 000 m³	RM 152 000,-.

Die Verteuerung für 62 000 m³ Luft beträgt also RM 48 000,- und für den Spitzenwert von 72 000 m³ RM 56 000,-.

Gebläse

Die entsprechenden Kosten für Gebläse und Motor betragen

für 45 000 m³ Luft, 650 mm WS u. 160 kWh	=	RM 17 000,-
für 62 000 m³ Luft, 700 mm WS u. 236 kWh	=	RM 20 000,-
für 72 000 m³ Luft, 805 mm WS u. 323 kWh	=	RM 25 000,-.

Rohrleitungen

Für die Heißluftleitungen werden folgende Daten der vergleichenden Berechnung zugrunde gelegt:

Länge 80 m mit 200 mm Innenisolierung, Luftgeschwindigkeit etwa 25 m/sek; die Luftmenge verteilt sich auf 2 Rohrstränge.

Es ergeben sich folgende Rohrgrößen, Eisen- und Schamottemengen:

1) Für 72 000 m³ Reg. Luft Rohrleitungsquerschnitt F

$$F = \frac{72\,000 \cdot (500+273)}{2 \cdot 3\,600 \cdot 273 \cdot 25} = 1{,}14\ m^2$$

Dies entspricht: Innen-Ø der Rohrleitung 1 200 mm, Außen-Ø 1 600 mm = 34 t Eisen und 70 m³ Ausmauerung.

Dies entspricht für Eisen	RM	34 000,-
" Ausmauerung	RM	21 000,-
Summa	RM	55 000,-.

2) Entsprechende Daten für 62 000 m³:

Rohrleitungsquerschnitt $= \frac{1{,}14 \cdot 62}{72} = 0{,}98$ m²

Dies entspricht: Innen-Ø der Rohrleitung 1 100 mm, Außen-Ø 1 500 mm = 31 t Eisen und 65 m³ Ausmauerung

Dies entspricht für Eisen	RM	31 000,-
" Ausmauerung	RM	19 500,-
Summa	RM	50 500,-.

3) Entsprechende Daten für 45 000 m³:

Rohrleitungsquerschnitt $= \frac{1{,}14 \cdot 45}{72} = 0{,}71$ m²

Dies entspricht: Innen-Ø der Rohrleitung 1 000 mm, Außen-Ø 1 400 mm = 28 t Eisen und 60 m³ Ausmauerung

Dies entspricht für Eisen	RM	28 000,-
" Ausmauerung	RM	18 000,-
Summa	RM	46 000,-.

Für die kalte Windleitung von den Gebläsen zur Anlage ergeben sich folgende Leitungskosten für v = 15 m/sek Geschwindigkeit und 150 m Länge für: 72 000 m³/h Regenerationsluft =

1) $\frac{72\,000}{3\,600 \cdot 15} = 1{,}3$ m² = 1 300 mm Ø = RM 14 000,-

2) für 62 000 m³/h Reg. Luft

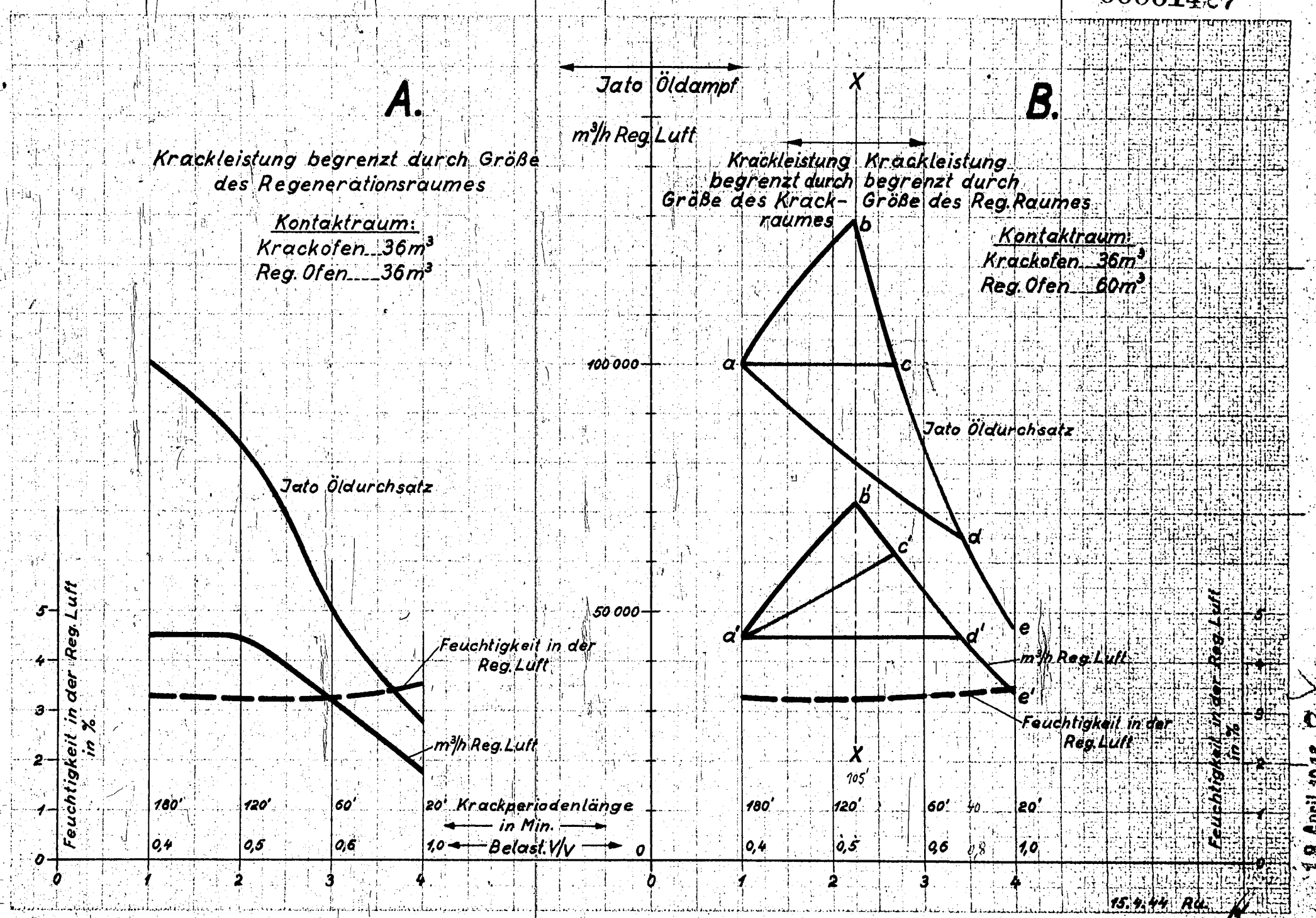
$= 1\,300\ \text{Ø} \cdot \sqrt{\frac{62}{72}}$ = 1 200 mm Ø = RM 13 000,-

3) für 45 000 m³/h Reg. Luft

$= 1\,300\ \text{Ø} \cdot \sqrt{\frac{45}{72}}$ = 1 000 mm Ø = RM 11 000,-

Vrieke

00001427


A.
Krackleistung begrenzt durch Größe des Regenerationsraumes
Kontaktraum:
Krackofen 36m³
Reg. Ofen 36m³
Jato Öldurchsatz
Feuchtigkeit in der Reg. Luft
m³/h Reg. Luft
Feuchtigkeit in der Reg. Luft in %
180' 120' 60' 20' Krackperiodenlänge in Min.
0,4 0,5 0,6 1,0 Belast. V/V
0 1 2 3 4
B.
Jato Öldampf
m³/h Reg. Luft
Krackleistung begrenzt durch Größe des Krackraumes
Krackleistung begrenzt durch Größe des Reg. Raumes
Kontaktraum:
Krackofen 36m³
Reg. Ofen 60m³
100 000
50 000
a b c d e
a' b' c' d' e'
X
Jato Öldurchsatz
m³/h Reg. Luft
Feuchtigkeit in der Reg. Luft
Feuchtigkeit in der Reg. Luft in %
180' 120' 60' 20'
0,4 0,5 0,6 1,0
0 1 2 3 4
15.4.44 Ru.
19 April 1948

00001428

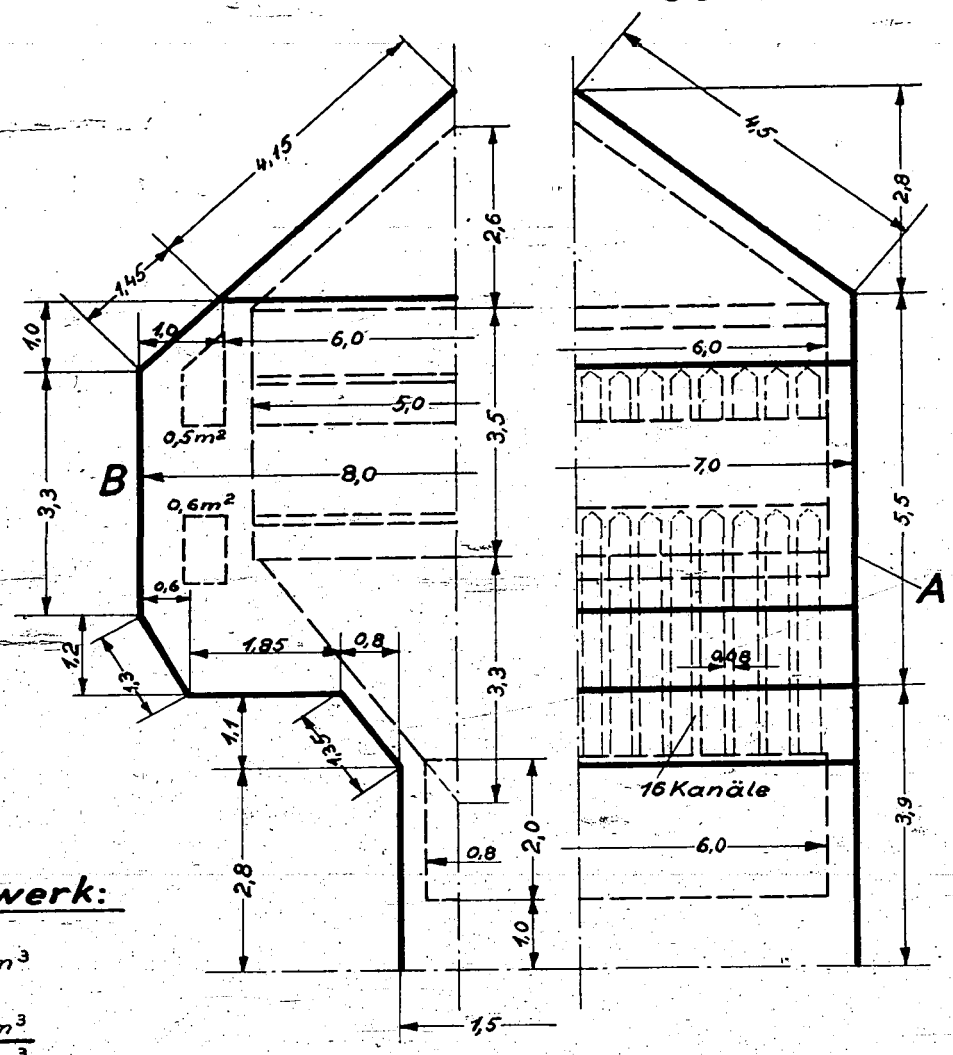
Außenfläche:

2 Seitenwände A.

+2 · 1,5 · 3,9 = + 11,7 m²
+2 · 0,8 · 1,1 = + 1,8 "
+2 · 8,0 · 5,5 = + 88,0 "
−2 · 0,6 · 1,2 = − 1,5 "
−2 · 1,0 · 1,0 = − 2,0 "
+1 · 6,0 · 4,5 = + 27,0 "
125,0 m²

2 Seitenwände B.

+2 · 7 · 2,80 = +39,4 m²
+2 · 7 · 1,35 = +18,9 "
+2 · 7 · 1,85 = +25,9 "
+2 · 7 · 1,30 = +18,2 "
+2 · 7 · 3,30 = +46,2 "
+2 · 7 · 1,45 = +20,3 "
+1 · 7 · 4,15 = +29,0 "
~199,0 m²
+ 125,0 "
Σ Oberfläche = 324,0 m²



Schamotte-Mauerwerk:

$+\left(\frac{125-27}{2}\right)\cdot 7 =$ ____ +343 m³

$+\frac{1}{3}\cdot 7\cdot 6\cdot 2{,}8 =$ ____ + 39 m³
372 m³

−0,8 · 6,0 · 2,0 = ____ − 10 m³
$-16\cdot\frac{1}{2}\cdot 3{,}3\cdot 5\cdot 0{,}08 =$ − 10 "
−3,50 · 6 · 5 = ____ − 105 "
$-\frac{1}{3}\cdot 5\cdot 6\cdot 2{,}6 =$ ____ − 26 "
−2 · 6 · 0,5 = ____ − 6 "
−2 · 6 · 0,6 = ____ − 7 "
−164 m³

+372 m³
−164 "
Σ Mauerwerk = 208 m³ Schamotte

Kontaktraum ____ +164 m³
−16 obere −16 untere Windpfeifen
32 · 0,6 · 0,3 · 5 = ____ − 29 "
135 m³ Kontakt

Blechhaut = 324 · 40 · 8 = 103 t
Schamotte = 208 · 2,0 = 416 "
Kontakt = 135 · 0,75 = 100 "
619 t

16 obere Windpfeifen:
16 · 2,0 m Umfang × 12 stark · 5 m lang × 8 ____ 16,0 t Eisen
16 untere Windpfeifen:
16 · 2,0 m Umfang × 6 stark · 5 m lang × 8 ____ 8,0 t Sicr. 3

Ofen mit 36 m² Reg. Raum

Ammoniakwerk Merseburg
Konstr. Büro Mta.
Dat.: 19.4.44
Gez.: Ru.
Gepr.:
Blatt I

DIN-Format A 4

00001429

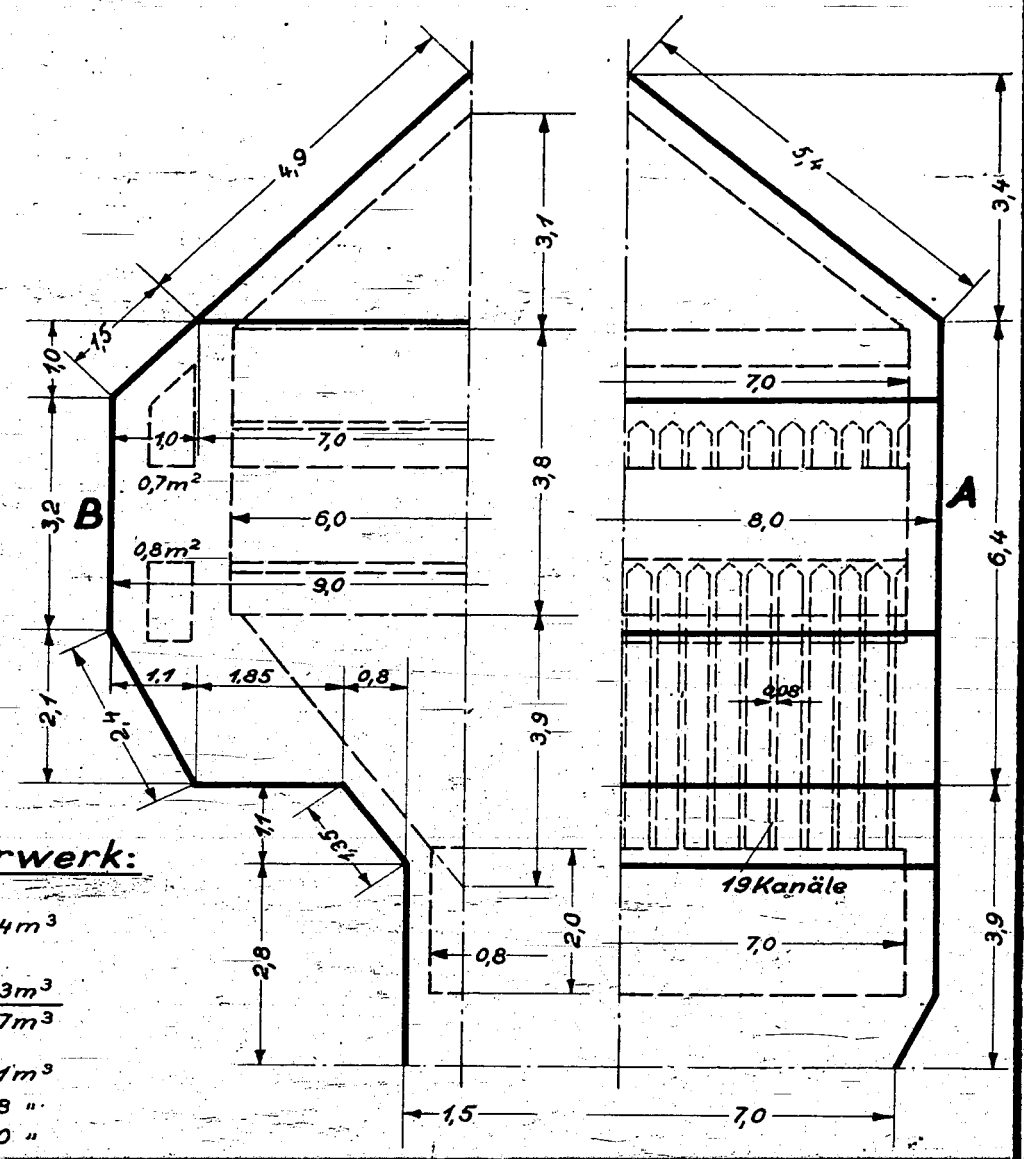
Außenfläche:

2 Seitenwände A.

+2 · 1,5 · 3,9 = + 11,7 m²
+2 · 0,8 · 1,1 = + 1,8 "
+2 · 9,0 · 6,4 = + 115,2 "
−2 · 1,1 · 2,1 = − 4,6 "
−2 · 1,0 · 1,0 = − 2,0 "
+1 · 7,0 · 5,4 = + 37,9 "
160,0 m²

2 Seitenwände B.

+2 · 8 · 2,80 = + 44,8 m²
+2 · 8 · 1,35 = + 21,6 "
+2 · 8 · 1,85 = + 29,7 "
+2 · 8 · 2,40 = + 38,5 "
+2 · 8 · 3,20 = + 51,4 "
+2 · 8 · 1,50 = + 24,0 "
+1 · 8 · 4,90 = + 39,0 "
249,0 m²
+ 160,0 "
Σ Oberfläche = 409,0 m²



Schamotte-Mauerwerk:

$+\left(\frac{160-39}{2}\right)\cdot 8 =$ _____ + 484 m³

$+\frac{1}{3}\cdot 8\cdot 7\cdot 3{,}4 =$ _____ + 63 m³
547 m³

−0,8 · 7,0 · 2,0 = _____ − 11 m³
$-19\cdot\frac{1}{2}\cdot 3{,}9\cdot 6\cdot 0{,}08 =$ − 18 "
−3,80 · 6 · 7 = _____ − 160 "
$-\frac{1}{3}\cdot 6\cdot 7\cdot 3{,}1 =$ _____ − 44 "
−2 · 7 · 0,7 = _____ − 10 "
−2 · 7 · 0,8 = _____ − 11 "
−254 m³

+ 547 m³
− 254 "
Σ Mauerwerk = 293 m³ Schamotte

Kontaktraum _____ + 254 m³
− 19 obere − 19 untere Windpfeifen
38 · 0,7 · 0,3 · 6 = _____ − 48 "
206 m³ Kontakt

Blechhaut = 409 · 40 · 8 = 131 t
Schamotte = 293 · 2,0 = 586 "
Kontakt = 206 · 0,75 = 154 "
871 t

19 obere Windpfeifen:
19 · 2,2 m Umfang × 13 stark · 6 m lang × 8 _____ 26,3 t Eisen
19 untere Windpfeifen:
19 · 2,2 m Umfang × 6 stark · 6 m lang × 8 _____ 12,2 t Sicr. 3

Ofen mit 60 m² Reg. Raum

Ammoniakwerk Merseburg
Konstr. Büro Mta.
Dat.: 18. 4. 44
Gez.: Ru.
Gepr.: Re
Blatt II

DIN-Format A 4

1602/466

00001430

1. Ausfertigung

33

Mineralölabteilung
Dr.O/Br.Vi/Br.Mi/Bu.

Moosbierbaum, d. 20. Juni 1944

Aktion Dr. Herold

Geheim!

1. Dies ist ein Staatsgeheimnis im Sinne des § 83 RStGB.
2. Weitergabe nur verschlossen, bei Postbeförderung als „Einschreiben".
3. Aufbewahrung unter Verantwortung des Empfängers unter gesichertem Verschluß.

Monatsbericht

für den Monat Mai 1944

1.) Allgemeines

Der Monat Mai stand nach Vornahme der Reparatur (bis zum Ende des Vormonats) im Zeichen der maximalen bisher höchsten Produktion an Fertigbenzin. Die Einspritzung lag fast ausschließlich bei 16 m³/h (0,51 kg/l) mit rumänischem vordestilliertem Benzin. Der Aromatengehalt der erzeugten Fertigbenzine betrug, entsprechend der Weisung des RLM, 57 % Aromaten + Olefine. Zur Auffüllung der Bestände an Rohbenzin in Moosbierbaum wurde fast ausschließlich Benzin von der Lobau auf dem Wasserwege übernommen. Die Eingänge an Rohbenzin von Rumänien waren aus bekannten Gründen sehr gering. Ein einziger Kahn mit 679 to wurde in Moosbierbaum übernommen. Der Bestand an Rohbenzin am 1. Juni 1944 betrug 10 973 to.

2.) Eingang an Rohbenzin in Lobau		—	to
" " " " Moosbierbaum		679	"
Umlagerungsmenge Lobau-Moosbierbaum		5 032	"
Einsatz an Rohbenzin zur Verarbeitung		9 245	"
Erzeugung: Fertigbenzin (d.s. 77,1 %)		7 120	"
Redest. Rückstand		232	"
Treibgas		388,5	"
Heizgas s_n 0,695 kg/m³ 1 882 300 m³ H_u 7 770 WE/m³		1 309	"
Versand: Fertigbenzin		4 391	"
Redest. Rückstand (z. Weiterverarbeitung nach Leuna)		188	"
" " (als Eigenverbrauch)		2,5	"
Treibgas (in Kesselwagen)		338	"
" (als Eigenverbrauch i/Flaschen)		6	"

3.) Qualitätsangaben

	Rum. Rohbi	Rum. vordest. SBi
d_{15}	0,758	0,761
S.B.	83°	107°
-100°	3 %	—
50 %	131°	135°
S.E.	171°	170°
A.P.	49,5°	48,8°
C_5O_4	0,4 Gew.%	—

Fertigbenzin

d_{15}	0,784	S.B.	43°
Aromaten + Olefine	57 %	-100°	27,5 %
Glasschale	0,0 mg	50 %	120°
Bombentest	5 - 8 mg +)	S.E.	169°
Dampfdruck	0,44	O.Z. (MM)	81,2
A.P.	+0,4	Bromzahl	5,1

+) stieg gegen Ende des Monats auf 10 - 15 mg wegen schlechtem Kreislaufgasverhältnis in der Ofenanlage.

Überladbarkeit

Im Berichtsmonat trafen folgende Ergebnisse der Überladbarkeitsprüfungen ein:

	0,75	0,8	0,9	1,0	1,1	1,2	1,25
Probe v.15.2. bis 15.3.44	16,9	17,2	16,0	12,2	10,0	10,6	12,1
Probe v.15.3. bis 15.4.44	16,9	17,1	16,2	12,5	10,2	10,3	—
Vergleichs-kraftstoff	17,1	17,2	15,8	11,9	9,9	10,0	11,0

4.) **Spez. Energieverbräuche** (bez. auf to Fertigbenzin)

Dampf:	SBi-Stab.	Vordest.	LBi-Stab.	Redest.	Treibgas	Ofenanl. (Sperrdpf.)	Σ
	0,211	0,079	0,008	0,031	0,013	0,305	0,647 to/to

Strom: 129 kWh/to
Wasser: 54,5 m³/to
Heizgas: 145 m³/to = 1 130 000 WE/to

5.) **Fahrbedingungen**

Produkt		rum. vordest. SBi	
LBi abdest.		4 - 5 Gew. %	
Belastung		0,51 kg/l/l	
Ofen I u. II	E	26,4 mV	500°
	A	23,4 "	450°
Ofen III u. IV	E	27,2 mV	513°
	A	26,0 "	494°
Ofen V u. VI	E	27,8 mV	524°
	A	27,2 "	513°
Druck		15 atü	
Periodenlänge		13 - 14 Std.	
∅ A.P. unstab. Abstreifer		-6,5°	

Am 5. - 6.5.44 wurde ein Versuch zur Bestimmung der Kontaktaktivität durchgeführt. Dabei ergab sich folgendes Bild:

	Temp.	Arom.	erzeugte Arom.	Belastung d. Öfen
rum. vordest. SBi	—	14,6 %	—	—
Ofen 1 u. 2	26,8 mV	29,3 %	14,7	33 1/3 %
" 3 u. 4	27,2 "	44,0 %	14,7	33 1/3 %
" 5 u. 6	27,9 "	58,7 %	14,7	33 1/3 %

Ein Vergleich mit dem im Januar durchgeführten Versuch (siehe Monatsbericht Januar 1944) zeigt, daß der Kontakt nach weiteren 3,5 Monaten Betriebszeit kaum in seiner Aktivität nachgelassen hat. Die gebildete Koksmenge bei diesem Versuch wurde zu 0,6 Gew.%, bezogen auf Ofeneinspritzung, ermittelt und zwar wurden im ersten Ofen 22 %, im mittleren Ofen 38 % und im letzten Ofen 40 % Koks gebildet. Die Wärmetönung wurde zu 85 kcl/kg Einspritzung ermittelt. Diese verteilt sich auf die einzelnen Öfen wie folgt:

1. Ofen	55 %
2. "	33 %
3. "	12 %

Der in der Zeit vom 11.-12.5.44 durchgeführte Bilanzversuch hatte folgendes Ergebnis:

Rohbenzin 100 to

Vordestillation

Vordest. SBi		93,6 to
unstab. LBi		6,1 "
Abgas	C_1	— "
	C_2	— "
	C_3	0,04 "
	C_4	0,18 "
	C_5	0,08 "
		0,30 to

Leichtbi-Stab.

Stab. LBi		5,75 to
Abgas	C_1	— "
	C_2	— "
	C_3	0,08 "
	C_4	0,26 "
	C_5	0,01 "
		0,35 to

Ofenanlage

Überschußgas	H_2	0,89 to
	C_1	2,77 "
	C_2	2,33 "
	C_3	0,86 "
	C_4	0,58 "
	C_5	0,77 "
		8,20 to
Koks u. Verlust		1,00 to

Schwerbenzin-Stab.

Stab. Abstreifer		72,9 to
Treibgas	C_2	0,32 "
	C_3	1,67 "
	C_4	1,66 "
		3,65 to

Raffination

raff. Abstreifer		72,9 to
Abgas	H_2	0,01 to
	C_1	0,52 "
	C_2	2,70 "
	C_3	3,54 "
	C_4	1,08 "
	C_5	— "
		7,85 to

Redestillation

red. u. raff. Abstreifer	70,8 to
Rückstand	2,1 "
Fertigbenzin	76,55 to

Zusammenstellung der Abgase in to (einschl. Treibgas) bez. auf 100 to Rohbenzin

H_2	0,90 to
C_1	3,29 "
C_2	5,35 "
C_3	6,19 "
C_4	3,76 "
C_5	0,86 "
	20,35 to

6.) Die Ofenanlage war den ganzen Monat über mit einer durchschnittlichen Belastung von 15,55 m^3/h (0,495 kg/l) ohne nennenswerte Störungen in Betrieb. Am 15.5.44 fiel durch Ausfall der Batteriespannung an der UP III diese Maschine für 1/2 Std. aus, doch wurde sofort die UP II angefahren. Die Einspritzung war während dieser Zeit nur einige Minuten unterbrochen. Am 24.5.44 wurden die beiden Produktkühler nach 6 wöchentlichem Betrieb gereinigt, da ihre Kühlwirkung durch schlammartige Absetzungen auf der Wasserseite stark vermindert war. Der Ende März eingebaute neue Hochdruck-Regenerator von Leuna begann im Monat Mai sich langsam zu versetzen. Die Druckdifferenz auf der kalten Seite, welche zu Beginn des Monats noch bei etwa 1 at lag, stieg bis Monatsende auf 4 at. Die entsprechenden Kreislaufgasmengen waren entsprechend 9000 m^3/h bezw. 6300 m^3/h. Insbesondere wurde beobachtet, daß jede Abstellung der Ofenanlage eine Zunahme der Druckdifferenz zur Folge hatte. Daher sank das Gasverhältnis unter 500 1/1 und die Benzinqualität bezügl. Bombentest stieg über das zulässige Maß von 10 mg. Die Maschinen liefen störungsfrei. Es wurden 31 SK-Schieber nachverpackt u. 21 an der Stopfbüchse nachgezogen. Weiterhin wurden 7 Sperrdampfhandventile ausgewechselt, 1 nachverpackt und 7 an der Stopfbüchse nachgezogen. Die Geschränkekästen der Vorheizer wurden periodisch abgeluntet. Es wurden außer des undichten Rohres auf der Westseite des Zwischen-Vorheizer I (s. Monatsbericht April 44) zwei leichte Undichtigkeiten am Hauptvorheizer festgestellt.

Vordestillation

Die Anlage war dauernd in geordnetem Betrieb. Es wurden bis zum 20.5. ca. 6 Gew.% Leichtbi geschnitten, dann wurde auf 3 1/2 - 4 % heruntergegangen.

Betriebsdaten:

Einsatz	15 - 17 m^3/h
Rückfluß	2 - 5 "
Schnitt	3,5 - 6 Gew.% Leichtbi
Abgas	10 - 50 m^3/h
Kolonnen druck	0,1 atü
Temperatur Kopf	60 - 70°C
" Sumpf	120 - 125°C

Analysen

	d_{15}	S.B.	S.E.
Einsatz	0,755	75°C	170°C
Kopfprodukt	0,660	32°C	80 - 90°C
Sumpf "	0,762	100-110°C	170°C

Leichtbenzin-Stabilisierung

Die Anlage war nur zeitweise in diskontinuierlichem Betrieb. Keine

Störungen.

Betriebsdaten:	Einsatz	3 - 4	to/h
	Rückfluß	0,8- 1,2	"
	Kolonnendruck	3	atü
	Kopftemperatur	40°C	
	Sumpf "	70 - 80°C	
Analysen	Dampfdruck Einsatz	0,720 - 0,900	atü
	Sumpf	0,520 - 0,720	"

Schwerbenzin-Stabilisierung u. Kreislaufgaswäscher

Die Anlage war dauernd in störungsfreiem Betrieb. Beim Kreislaufgaswäscher ist die Höchstgrenze der Berieselung mit 13 to/h erreicht, ohne daß ein Überkotzen festgestellt werden konnte. Um die Waschbenzinmenge noch steigern zu können, müssen Waschbenzin-Regler u. ebenso Stab.Abgasdrossel erst noch umgeändert werden. Der Waschbenzin-Regler wird so umgebaut, daß bis zu 20 to/h Waschbenzin gefahren werden können, um den Zusammenhang zwischen Berieselung, Treibgasausbeute und Abgasmengen eingehender zu untersuchen. Die Abgasmengen betragen ohne Wäscher ca. 350 m³/h, bei Berieselung mit 7 to/h ca. 450 m³/h, bei Berieselung mit 12 to/h ca. 600 m³/h. Hiermit ist die maximale Abgasmenge erreicht; auch bei zusätzlich gänzlich offenem Umgang um den Abgasregler beginnt der Kolonnendruck zu steigen. Versuche darüber sind bei Monatsende noch im Gange.
Der Treibgasanfall war dauernd gut.

Betriebsdaten:	Einsatz	8 - 10	to/h
	Treibgas	0,6 - 0,8	"
	Rückfluß	3 6	m³/h
	Abgas	450 - 600	"
	Kolonnendruck	12	atü
	Wäscherdruck	15	"
	Berieselung	8 - 13	to/h
	Kreislaufgasmenge	6500 - 7500	m³/h
	Kopftemperatur	45°C	
	Sumpftemperatur	175°C	
	Dampfdruck Sumpf	0,400	atü

Treibgasanlage 396

Die Anlage wurde am 9.5.44 nach Fahrweise 1 (d.h. Redestillation eines Teiles des in 502 anfallenden Treibgases) in Betrieb genommen. Eine starke Undichte im Kondensator zwang zu kurzer Reparatur. Redestilliert wurden in dieser Zeit 23,8 to Treibgas. Am 16.5.44 wurde die Anlage auf Fahrweise 4 (Orlicek) (Kompression u. Zurückführung eines Teiles des Stabilisierungsabgases in den Kreislaufgaswäscher) umgestellt und blieb bis Monatsende nach dieser Fahrweise störungsfrei in Betrieb. Die Erhöhung der Treibgasausbeute durch die Rückführung von 180 m³/h Schwerbi-Abgas beträgt ca. 100 kg/h.

Redestillation

Die Anlage war dauernd in störungsfreiem Betrieb. Die Destillatrückführung wurde in Betrieb genommen. Es zeigte sich eine wesentliche Verbesserung der thermischen Belastung der Destillatkondensatoren, die Temperatur Kondensator -Eintritt sank von 98° auf 77°C.
Die Menge des rückgeführten Destillates (ca. 12 m³/h) und dadurch der Temperaturabfall vor Kondensatoren, wird nach oben dadurch begrenzt, daß der Stand im Rückflußbehälter bei weiterer Erhöhung der Rückführungsmenge steigt, trotz gänzlich offenen Abstoßreglers und zusätzlich offenem Re[illegible]umgang.

Betriebsdaten:	Einsatz	10 - 11	to/h
	Rückfluß	2 - 3	"
	Rückstand	3	Gew.%
	Kopftemperatur	115°C	
	Sumpf "	165 - 170°C	

Analyse	d_{15}	S.B.	S.E.
Destillat	0,790	42°C	170°C
Sumpf	0,940	178°C	300°C

A-Kohleanlage

Störungsfreier Gang der Anlage. Ein Absorber steht jeweils 8 Std. auf Beladung und 4 Std. auf Ausdämpfen, je 4 Std. gehen beide Absorber parallel auf Beladung. Anfall ca. 1800 l Benzin in 24 Std.

Raffination

Die Vorraffination wurde versuchsweise vom 19. - 25.5.44 außer Betrieb genommen, um zu sehen, ob evtl. auch ohne Vorraffination gefahren werden könnte. Zeitlich mit der Herausnahme der Vorraffination zusammenfallend, wurde eine ganz bedeutende Verschlechterung der Bombenteste des Fertigbenzins festgestellt. Die Annahme, daß diese Verschlechterung der Bombenteste mit der Stillsetzung der Vorraffination zusammenhängen könnte, erwies sich als nicht zutreffend. Systematische Versuche zur ursächlichen Klärung dieser Erscheinungen sind im Gange.

Treibgastanklager 597

Das Treibgastanklager war ohne Zwischenfälle normal in Betrieb.

Insbesonders auf dem Gebiete des Luftschutzes wurden neue Anweisungen gegeben. Für den Alarmfall wurde festgelegt, welche Anlageteile stillgelegt werden, bezw. in wieweit der Betrieb aufrecht erhalten wird. Im Rahmen dieser Vereinfachung wurde die Vorraffination herausgenommen. Sämtliche Zwischenvorräte werden möglichst tief gehalten. Gleiches gilt für Rohbenzin u. Fertigbenzin.

7.) **Fahrweise für Monat Juni 1944**

Es wird mit der optimalen Belastung auf einen Aromatengehalt von 53 - 55% Aromaten im Fertigbenzin gefahren. Die Belastung richtet sich nach dem Kreislaufgasverhältnis u. zwar soll dieses nicht unter 500 l/l sinken, um die Qualität des Fertigbenzins (Bromzahl, Bombentest) nicht zu verschlechtern. Gleichzeitig wird durch Rückkompression derstab. Abgase u. Einführen in die Kreislaufwäsche versucht, das mögliche Maximum an Treibgas zu gewinnen. Die Vorraffination wird ausgeschaltet.

8.) **Geplante Arbeiten u. Untersuchungen**

Da der HD-Regenerator auf der Druckseite langsam zugeht ist in nächster Zeit mit einer Abstellung der Anlage zu rechnen und die vorbereitenden Arbeiten durchzuführen. An Stelle des HD-Regenerators soll der Abhitze-Kessel III wieder eingebaut werden. Die drei liegenden Still-Wärmeaustauscher sollen gereinigt werden. Ferner soll ein neuer Kalorifer eingebaut werden. Zu gegebener Zeit soll auch der Sperrdampfüberhitzer ausgebaut und durch einen mit kleinerer Heizfläche ersetzt werden, um den allzuhohen Dampfverbrauch auf ein Minimum herabzudrücken.
Die im Monat Mai begonnen Untersuchungen zur Feststellung der Ursachen der Regeneratorversetzung von der Produktseite her werden fortgesetzt und wahrscheinlich im Juni abgeschlossen sein. Ebenso sollen die Untersuchungen der Verschlechterung der Bombenteste abgeschlossen werden.
Es wird laufend an den Verbesserungen der Luftschutz-Einrichtungen weitergearbeitet.

Kyg K Müller

2360
513

00001436

Akten Dr. Herold

33

Mineralölabteilung
Dr.O/Dr.Hl/Dr.Is/Rl

Moosbierbaum, d. 17. Oktober 1944

Geheim!

1. Dies ist ein Staatsgeheimnis im Sinne des § 85 RStGB.
2. Weitergabe nur verschlossen, bei Postbeförderung als „Einschreiben".
3. Aufbewahrung unter Verantwortung des Empfängers unter gesichertem Verschluß.

Monatsbericht

für den Monat August 1944

1. Allgemeines

Die HF-Anlage ging nach Beendigung der verschiedenen Reparaturen und Wiederherstellung der unbedingt notwendigen Anlageteile nach dem am 26.6.44 erfolgten Fliegerangriff am 5.8.44 wieder in Produktion. Die Anlage war bis zum 28.8.44 ohne nennenswerte betriebliche Störungen mit teils rumänischem, teils ungarischem und auch gemischtem Straight-run-Benzin normal in Betrieb. Durch Verminderung der Tanklagerkapazität nach dem ersten Fliegerangriff am 26.6.44 und bedingt durch die Rohbenzinqualität wurde Rohbenzin direkt in die Ofenanlage eingespritzt. Am 28.8.44 kam die HF-Anlage nach erfolgter Abstellung auf das Kommando "Insichfahren", wegen erfolgten Angriffs auf das Werk bis Monatsende nicht wieder zum Anfahren. In der Zeit vom 5. - 28.8.44 war die durchschnittliche Belastung der Ofenanlage 12,5 m³/h. Der Aromatengehalt der erzeugten Fertigbenzine betrug 58 - 59% Aromaten + Olefine. Während des Betriebes der Anlage im Monat August 1944 wurde die Anlage 6 mal auf das Kommando "Insichfahren" bei Fliegeralarm vorschriftsmäßig abgestellt. Die Rohbenzinlage war zeitweise sehr angespannt.

2.

Eingang an Rohbenzin in Lobau			—	to
" " " " Moosbierbaum			1 142,2	to
Umlagerung Lobau-Moosbierbaum			3 607	"
Einsatz an Rohbenzin zur Verarbeitung			5 176,3	"
Erzeugung: Fertigbenzin (d.i. 71,3 %)			3 683,8	"
Redestillationsrückstand			137,5	"
Treibgas			203,0	"
Heizgas ρ_n 0,74 kg/m³	1 105 100 m³			
H_u 7 300 WE/m³			816,9	"
Versand: Fertigbenzin			3 405,9	"
Redestillationsrückstand (zur Weiterverarbeitung nach Leuna)			—	"
" (als Eigenverbrauch)			34,2	"
Treibgas (in Kesselwagen)			169,4	"
" (als Eigenverbrauch in Fl.)			12,7	"
Produktverluste durch den Fliegerangriff am 28.8.44				
Rohbenzin			96	"
Zwischenprodukte			74	"
Redestillationsrückstand			30	"

3. Qualitätsangaben

	zum. Rohbz	neg. Rohbz
d_{15}	0,756	0,754
S.B.	94°	59°
-100°	1,5 %	26 %
50%	132°	115°
S.E.	165°	170°
A.P.	49,7°	41,6°
C_3C_4	nicht bestimmt worden	

Fertigbenzin

d_{15}	0,765	S.B.	45°
Aromaten + Olefine	58,5 %	100°	34,5 %
Glasschale	5 mg	50 %	124°
Bombentest	6 - 8 "	S.E.	170°
Dampfdruck	0,395 ata	O.Z. (MM)	81 - 82
A.P.	+0,8°	Bromzahl	5,5

Überladbarkeit

Es gingen folgende Überladbarkeitsergebnisse ein:

	0,8	0,9	1,0	1,1	1,2
Probe v.1. -15.8.44 (Orig)	16,4	14,9	11,8	10,7	11,4
-mit 20% ET 110	16,7	15,8	12,4	11,5	12,4
Vergleichskraftstoff	16,3	14,7	12,0	11,1	11,7

4. **Spez. Energieverbräuche** (bez. auf to Fertigbenzin)

Dampf:	SBi-Stab.	Vordest.	LBi-Stab.	Redest.	Treibgas	Ofenanlage	Σ
	0,278	—	—	0,025	0,025	0,227	0,555 to/to

Strom: 130 kWh/to
Wasser: 76,5 m³/to
Heisgas: 194 " = ≙ 400 000 WE/to

5. **Fahrbedingungen**

Produkt		rum. Rohbi		ung. Rohbi	
LBi abdest.		—		—	
Belastung		0,48 kg/l/h		0,48 kg/l/h	
Ofen I u. II	E	26,3 mV	498°	25,3 mV	482°
	A	24,4 mV	466°	24,4 mV	466°
Ofen III u. IV	E	26,5 mV	502°	26,1 mV	494°
	A	26,1 mV	494°	25,1 mV	478°
Ofen V u. VI	E	27,5 mV	520°	26,7 mV	506°
	A	27,5 mV	516°	26,6 mV	504°
Druck		15 atü			
Periodenlänge		15 Std.		15 Std.	
ø A.P. unstab. Abstreifer		4,8°			

6. Die Reparatur- und Instandsetzungsarbeiten der Ofenanlage nach dem am 26.6.44

erfolgten Fliegerangriff auf das Werk waren Ende Juli 1944 beendet, sodaß am 1.8.44 die Vorheizer der Ofenanlage mit Heizöl gezündet werden konnten. Am 4.8.44 war die Anlage auf Temperatur und am 5.8.44 morgens 3,15 Uhr wurde die Einspritzung angefahren. Durch Herausnahme des Hochdruckregenerators wegen Versetzung (s. Monatsbericht von Juni 1944) wurde das Zuschalten des Abhitzekessels III notwendig. Die Einspritzung bewegte sich je nach Produktlage zwischen 10 und 16 m³/h. Das Kreislaufgasverhältnis war gleichbleibend und betrug je nach Belastung 600 - 750 l/l. Dadurch war die gebildete Koksmenge verhältnismäßig gering und es mußte zeitweise die Reaktionszeit verlängert werden, um mehr Koks zu erzeugen und damit die Inertgaserzeugung zu sichern. Durch Wegfall eines besonderen Kreislaufgasgasometers und durch Verringerung des Heizgasspeichervolumens von 3000 m³ auf 2000 m³ mußte während des Betriebes der Ofenanlage im Monat August 1944 öfter wegen Heizgas- bezw. Kreislaufgasmangel in den Vorheizern zusätzlich Heizöl gefahren werden. Sonst ergaben sich kaum nennenswerte betriebliche Störungen. Die Unregelmäßigkeiten waren zum großen Teil elektrischer Natur. Ein Kabel der Automatik bekam durch eine schadhafte Stelle Schluß und es mußten bis zur Behebung des Schadens die SK-Schieber 27, 41, 49 für kurze Zeit von Hand gefahren werden. Wegen Nichtfunktionieren des Nullspulensystems fielen mehrere Male UP III, VG II und GKo II aus. Der Fehler wurde gleich behoben. Die im Betrieb befindlichen Maschinen liefen bis auf GKo I normal durch. Dieser war am 8. u. 9.8.44 wegen defekter Zylinderdichtung außer Betrieb. Im Monat August 1944 konnten die beiden Maschinen UP I u. II nicht gefahren werden, weil die Treibriemen noch nicht fertiggestellt waren. Das Kreislaufgasspülen wurde mit den GKo durchgeführt und außerdem um 1 - 2 Std. verlängert. Es wurden im Berichtsmonat 3 SK-Schieber nachverpackt, 9 an der Stopfbüchse nachgezogen, 1 Sperrdampfhandventil wurde nachverpackt und 3 nachgezogen.

Am 28.8.44 erfolgte ein zweiter Fliegerangriff auf das Werk. Die gesamte Anlage konnte vorher schon vorschriftsmäßig abgestellt werden. Es wurden diesmal folgende Anlageteile in Mitleidenschaft gezogen:

a) Destillationsanlagen 502 — verschiedene Treffer im Bedienungshaus, Redestillation, SBi-Stabilisation, Kreislaufgaswäsche und Zwischentanklager.

b) Rohrleitungen — an zahlreichen Stellen durch Treffer oder Splitterwirkung beschädigt.

c) Pipeline — Treffer an der Kaianlage.

Die Ofenanlage, Tanklager und Gasometer blieben bis auf belanglose Schäden unversehrt.

Vordestillation u. Leichtbi-Stabilisation

Wegen der Ausfälle mehrerer Tanks durch den Fliegerangriff am 26.6.44 wurde Rohbenzin direkt in die Ofenanlage eingespritzt, sodaß diese Anlagen nicht in Betrieb waren.

Schwerbi-Stabilisation u. Kreislaufgaswäsche

Die Anlage war in geordneten Produktionsverhältnissen. Der Dampfdruck des stabilisierten Abtreibers wurde wegen der ausfallenden Leichtbi-Beimischung zum HF-Benzin auf ø 0,440 ata (gegen früher ø 0,400 ata) gehalten.

Betriebsdaten:		
	Einsatz	8,9 to/h
	Treibgas	0,7 m³/h
	Rückfluß	5 - 6 "
	Abgas	400 - 550 m³/h
	Kopftemperatur	44°
	Sumpf "	175°
	Kolonnendruck	12 atü
	Wäscherberieselung	10 - 12 to/h
	Kreislaufgasmenge	8000 - 10000 m³/h
	Wäscherdruck	15 atü

+) Die Schäden betreffen hauptsächlich Bedienungsstände und Rohrleitungen. Die eigentlichen Anlagen blieben so gut wie unversehrt.

Treibgasanlage 596

Die Anlage, die in den Vormonaten einen Teil der Schwerbenzin-Abgase durch Rückkompression in den Wäscher zurückführte, war im August außer Betrieb, da infolge Heizgasknappheit ein fetteres Gas erwünscht war.

Redestillation

Die Anlage war in geordneter Produktion bei gutem Schnitt. Eine gewisse Beunruhigung der Fahrweise ergab sich aber durch die mit häufigen Fliegeralarmen verbundenen Maßnahmen.

Betriebdaten:	Einsatz	10 - 11 to/h
	Rückfluß	2 - 3 "
	Rückstand	2 - 3 %
	Kopftemperatur	115°
	Sumpftemperatur	170 - 175°

Analysen:	d_{15}	S.B.	S.E.
Destillat	0,785	45°	170°
Sumpf	0,945	175°	300°

A-Kohleanlage

Die Anlage war dauernd mit 6-stündigen Beladezeiten in Betrieb. Die Benzinausbeute betrug ø 1 tato.

Raffination

In Betrieb war nur die Nachraffination. Während sich die Bromzahlen mit ø 5,5 mg/100 in zulässigen Grenzen hielten und die Glasschalenteste dauernd gut lagen(ø 4 mg), waren die Bombenteste schwankend und durchschnittlich wesentlich höher.

Treibgastanklager 597

Am Behälter 2 wurden Arbeiten zur Vereinfachung der Leitungsführung der Saug- und Druckleitungen durchgeführt. Entsprechende Verkehrungen an den Behältern 1 u. 3 konnten bis jetzt noch nicht durchgeführt werden, da diese Behälter nicht entleert werden konnten. Der Betrieb im Treibgastanklager verlief sonst normal.

7.) **Fahrweise für Monat September 1944**

Nach beendeter Instandsetzung der verursachten Schäden und Fertigstellung der Destillationsanlagen HF II wird zunächst mit Rohbenzin, dann mit vordestilliertem SB1 auf einen Aromatengehalt von etwa 54 Vol.% (+ Olefine) gefahren. Die Belastung richtet sich nach der jeweiligen Rohbenzinlage, soll aber möglichst immer auf maximaler Höhe gehalten werden.

8.) **Geplante Arbeiten und Untersuchungen**

Durch Ausfall der Destillationsanlage HF I/502 wird die Destillation HF II 552, 553, 556 vordringlich fertiggestellt, um mit der Ofenanlage HF I zusammen gefahren zu werden. Durch Ausfall des Kreislaufgaswäschers kann das Reaktionsgas aus der Ofenanlage nicht gewaschen werden und die Tiefkühlungsanlage kann nicht mit der Ofenanlage HF I zusammengeschaltet werden. Weiterhin müssen durch Ausfall der Destillation HF I verschiedene Leitungsumschlüsse in den einzelnen Gasleitungen durchgeführt werden. Die Arbeiten zum Schutz von Personal und Anlagen gegen feindliche Fliegereinwirkung werden mit besonderer Dringlichkeit fortgeführt bezw. vervollständigt.
Nach Wiederinbetriebnahme müssen sofort Bilanzversuche gemacht werden, um genaue und neue Unterlagen über Ausbeute und Gasanfall zu haben, besonders im Hinblick auf die Weiterverarbeitung in der SS-Öl-Anlage und auf Heizgasbedarf.

Olian

WPA 17

ENDING

CODE DESIGNATIONS AND ROLL NUMBER

14

SENDING STATION CODE DESIGNATION	ROLL NUMBER	RECEIVING STATION CODE DESIGNATION

DATE PHOTOGRAPHED

June 15 1945

photographed by Paul Murray SPR1/C

U.S.N.R.