TOGRAP

NAVY

OFILM

NPA 17

START

CODE DESIGNATIONS AND ROLL NUMBER

13

SENDING STATION CODE DESIGNATION	ROLL NUMBER	RECEIVING STATION CODE DESIGNATION

DATE PHOTOGRAPHED

June 13 1945

(d) Alkylation (Brabag)

Bag 3500

Target 30/4.05

Items 71 - 108

Energiebedarf pro Stunde für Alkylierungsstufe bei einer Produktion von 50 000 jato Rohalkylat.

prot. F.A.			
0.4	Dampf Hochdruck	2,5 to	
3,4	" Niederdruck	21,3 to	
370	Rückkühlwasser	2 300 m^3	
87	Frischwasser	230 m^3	
150	el. Energie (ohne Kompression und ohne Kälteerzeugung, die in Leuna mit Dampf erzeugt werden)	930 kW	
4	Kälteleistung durch innere Verdampfung	2 500 000 WE	entspr. 21-25 to Dampf.

Angaben von OI Keinke und DI Weidmann

Leuna, den 24.7.41.

3500 #71

30/4.01

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.

3.2.0.-72.

Berlin, den 17. September 42.

30/4.07

Alkylierung (Mischerstufe)

Notiz UHDE vom 17.5.42.

	1941	1942	1943
Betriebsstunden/Jahr	7000	8000	8000
Mischer:			
Durchmesser mm	3000	3000	3000
Höhe ohne Deckel u. Boden mm	3000	3000	3000
Höhe Deckel und Boden mm	900	900	900
Inhalt m^3	~ 28	~ 28	~ 28
Höhe der Füllung m	(1,6)	(2,0)	
Füllung %	(77)	(100)	(100)
Reaktionszeit Min. (Minimum 40 Min.)	60	50	
Durchsatz ohne H_2SO_4 und ohne Kühlbutan:			
m^3 KW / h	6	8	
t KW / h	3,5	4,5	
kg $nC_{4=}$ + 1,2 iC_4/Std.	630	800	
t $nC_{4=}$ + 1,2 iC_4/Jahr	4500	6400	
AT Spiegel %		17,8	
Ausbeute bzg. auf Einsatz %	97	97	97 (-99,5)

Hue

3500-13

3o/14.05

AT / Mischerstufe

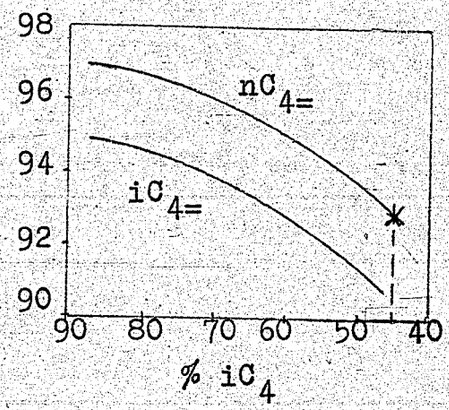
Berlin, den 17.3.42.
Dr. Sche/Gg.

A l k y l i e r u n g (Mischerstufe)

Dr. Pohl Bespr. Lu 16./17.3.42.

Abhängigkeit der O.Z. von der iC_4 Konzentration.

O.Z.



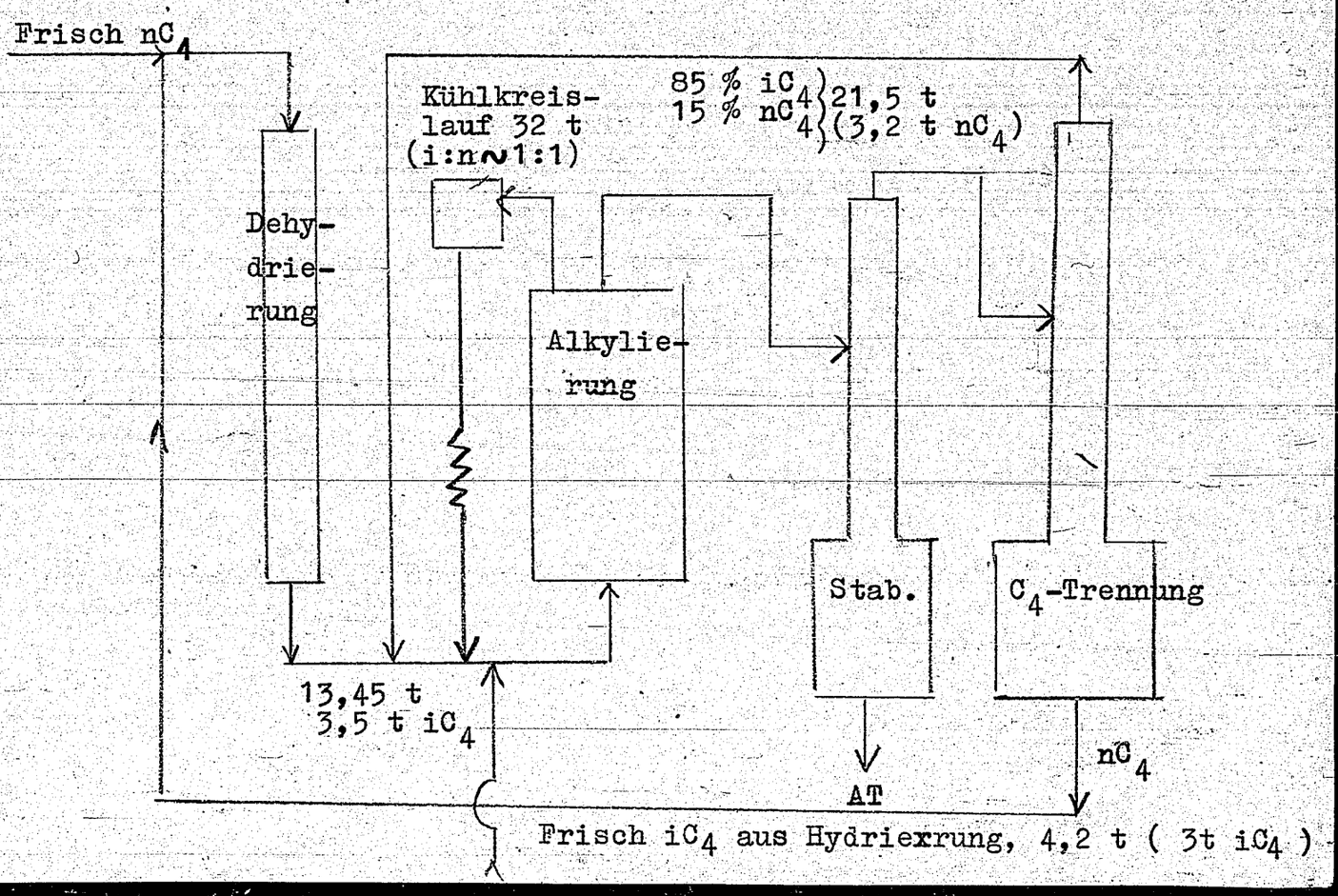
1. Grobbearbeitung Berichtsunterlagen Dr. Pohl 17.4.41

ungefähre Kurvenlage!

Leuna arbeitet praktisch bei 40-45 % iC_4- und 18-20 % AT-Konzentration. C-Gehalt der scheinbar 93 %igen H_2SO_4 gleich 3-4 %. Reaktionswärme bei der Alkylierung mit $iC_{4=}$ etwa 250 Kal. Zusammensetzung des Eingangsgases in die Alkylierung:

	%
iC_4	56,2
nC_4	33,0
$nC_{4=}$	4,4
C_3	4,6

Verhältnis $nC_{4=}$: iC_4 im Eingangsgas ist 1 : 12,7



AT 244 Kraftstoffe / Allg.

AMMONIAKLABORATORIUM OPPAU

Interner Bericht Nr. 18

20.1.1942.

350 #94

3540

Herrn

Dr. Ringer

z. Verbleib Fr.

Dr. Blümel

Eing.: 19.FEB.1942

Über die Herstellung von hochklopffestem Benzin durch Alkylierung von Isobutan mit Buten-1 in einer halbtechnischen Versuchsanlage.

Inhalt.

Übersicht
Ausgangsstoffe
Mengenverhältnis Isobutan zu n-Buten
Katalysator
Emulsionsbildung
Druck
Temperatur
Durchsatz
Beschreibung der Versuchsanlage
Versuchsergebnisse
Eigenschaften der Alkylate
Zusammenfassung

20.1.1942.
Dr.Bl/Gg.

gez. G. Wietzel

Über die Herstellung von hochklopffestem Benzin durch Alkylierung von Isobutan mit Buten-1 in einer halbtechnischen Versuchsanlage.

Übersicht.

Die in einer halbkontinuierlich arbeitenden Laboratoriumsapparatur durchgeführten Versuche zur Alkylierung von Isobutan mit den Butenen in Gegenwart von konzentrierter Schwefelsäure als Katalysator lieferten sehr gute Ergebnisse, so daß eine halbtechnische, kontinuierlich arbeitende Versuchsanlage in Op. 195 (Dr.Kuhn) aufgestellt und in Betrieb genommen wurde. Wie in der Laboratoriumsapparatur wurde unter einem geringen Überdruck gearbeitet, der ausreichte, die an der Reaktion beteiligten Kohlenwasserstoffe in flüssigem Zustand zu halten. Während aber bei der Laboratoriumsapparatur die gewünschte Temperatur durch eine in das Reaktionsgefäß eingebaute Kühlschlange aufrecht erhalten wurde, erfolgte bei der halbtechnischen Versuchsanlage die Kühlung unmittelbar durch Verdampfung eines Isobutanüberschusses.

In der Versuchsanlage konnte mit 30 Ltr. Schwefelsäure-Katalysator (das 50-fache der Laboratoriumsapparatur) eine Dauerleistung von 0,35 - 0,4 tato Alkylat erzielt werden.

Die Alkylierung von Isobutan mit Olefinen zur Herstellung von hochklopffesten Motortreibstoffen wurde bisher in einer halbkontinuierlichen Laboratoriumsapparatur in flüssiger Phase durchgeführt. Das Reaktionsgefäß hatte einen Inhalt von ca. 1600 cm^3 und wurde mit 600 cm^3 96 - 100 %iger Schwefelsäure als Katalysator beschickt. Dieses Reaktionsgefäß ist mit einer Rührvorrichtung und, zur Einhaltung der gewünschten Temperatur, im Innern mit einer Kühlschlange versehen. In dieser Apparatur konnten bis 4100 cm^3 flüssiges Gemisch je Stunde durchgesetzt werden. Die 4100 cm^3 Gemisch bestehen aus 240 cm^3 n-Buten + 3860 cm^3 Isobutan; das Volumenverhältnis ist also 1:16, das Gewichtsverhältnis (entsprechend den Dichteunterschieden) 1:15. Auf Grund der mit dieser Apparatur erhaltenen guten Ergebnisse (worüber noch ein Bericht folgt) wurde in Op. 195 bei Dr.Kuhn eine größere Apparatur aufgebaut.

Ausgangsstoffe.

Die bei diesen Versuchen verwendeten Ausgangsstoffe waren Isobutan und n-Buten. Das Isobutan wurde in Kesselwagen aus Leuna bezogen, das n-Buten in Oppau durch Dehydratisierung aus n-Butanol (Dr.Kuhn) gewonnen. Das Isobutan hatte folgende Zusammensetzung (Analyt.Labor.):

	C_3H_8	0,6 %	97,9 %	C_3H_6	Spuren	2,1 %
i	C_4H_{10}	88,8 %		C_4H_8	2 %	
n	C_4H_{10}	6,1		C_5H_{10}	0,1 %	
	C_5H_{12}	2,4				

Das angewandte n-Buten hatte folgende Zusammensetzung (Analyt.Labor):

	C_3H_6	0,4 %	98,2	C_3H_8	0,1 %	1,8 %
n	C_4H_8	97,8 %		C_4H_{10}	1,7 %	

Nach der Ramanspektralanalyse (Dr.Thaler) besteht das n-Buten selbst aus ca. 90 % Buten-1 und ca. 10 % Buten-2.

Mengenverhältnis Isobutan zu n-Buten.

Zur Herstellung von Octanen aus Isobutan und Buten würde nach der Gleichung

$$i\,C_4H_{10} + C_4H_8 \longrightarrow i\,C_8H_{18}$$

je ein Mol der Ausgangsstoffe anzuwenden sein. Es ist aber bekannt, daß Olefine in Gegenwart von Schwefelsäure mehr oder weniger stark zur Polymerisation neigen und zwar Isobuten stärker als die n-Butene und diese wieder stärker als Propylen oder Äthylen. Die Polymerisationsneigung kann aber z.B. durch einen entsprechend großen Überschuß an Isobutan weitgehend zurückgedrängt bezw. zu Gunsten der Alkylierungsreaktion praktisch vollkommen unterdrückt werden. Bei der in flüssiger Phase durchgeführten Isobutan- n-Buten-Alkylierung genügt bereits ein ca. 7-facher Isobutanüberschuß, um die Polymerisation fast vollständig zu verhindern. Da aber in der technischen Anlage die Kühlung auf die gewünschte Temperatur durch Vergasen von flüssigem Isobutan bewirkt werden soll, so muß ein noch größerer Überschuß an Isobutan angewendet werden. Auf Grund der Verdampfungswärme sind ca. 7,5 Mole Isobutan für die Abführung der bei der Bildung von 1 Mol Octan entstandenen Wärmemenge bei guter wärmetechnischer Ausführung notwendig, um die Reaktionszone von ca. 20° auf 0° zu kühlen. Bei kontinuierlicher Fahrweise in flüssiger Phase ergab sich daher ein Mischungsverhältnis von ca. 14 - 16 Molen Isobutan für 1 Mol n-Buten.

Katalysator.

Als Katalysator kam 98 - 100 %ige Schwefelsäure zur Anwendung. Für jeden Versuch wurden 30 Liter Säure in den Reaktionsraum gebracht. Nach kurzen Versuchen mit 7-10 Stunden war die ausgebaute Säure noch 96 - 97 %ig und von hellbrauner Farbe. Durch Dauerversuche konnte, wie früher bei den Laborversuchen, festgestellt werden, daß die Säurekonzentration bei der Isobutan- n-Buten-Alkylierung nicht unter 92 % sinken darf. Bei geringerer Konzentration wird trotz des vorhandenen großen Isobutanüberschusses eine Polymerisatbildung bemerkbar, es tritt ein Olefingehalt im entspannten Isobutan auf und dadurch geht die Alkylatbildung stark zurück. Bei diesen Ver-

suchen wurde die Säure noch nicht während der Versuchszeit aufkonzentriert, wie es durch Zugaben von Schwefeltrioxyd oder rauchender oder konzentrierter Schwefelsäure geschehen kann. Mit 30 Liter Katalysator (= 55 kg) konnten in 43 ½ Stunden 890 Liter (= 625 kg) Alkylat hergestellt werden , d.h. für 100 kg-Alkylat wurden 8,8 kg Katalysatorsäure verbraucht.

Emulsionsbildung.

Die Bildung einer Emulsion aus Schwefelsäure und den verflüssigten Kohlenwasserstoffen ist ein sehr wichtiges Erfordernis für einen günstigen Verlauf der Reaktion, nämlich für die Erzielung einer ungefähr theoretischen Ausbeute eines hohen Benzinanteils im Alkylat (der bis 185°C übergehende Anteil) und einer hohen Octanzahl. Im Reaktionsgefäß war daher ein Höschrührer mit ca. 700 Umdrehungen/Min. eingebaut. Zur weiteren Verbesserung der Emulsionsbildung wurden geeignete Emulgatoren zugesetzt. Die mit einem schwefelsäurebeständigen Emulgator als Zusatz zur Schwefelsäure (ca. 0,02 Gew.% genügen vollkommen) gefahrenen Versuche bestätigten den schon bei den Kleinversuchen festgestellten günstigen Einfluß solcher Zusätze auf die Versuchsergebnisse, indem insbesondere eine Verlängerung der Wirkungsdauer des Katalysators, nämlich von 43½ auf 55 Stunden erreicht wurde, so daß für 100 kg Alkylat nur 6,5 kg Säure benötigt werden.

Druck.

Der Druck im Reaktionsgefäß wird so hoch gehalten, daß die Reaktionsteilnehmer in flüssiger Phase vorliegen. Da das Isobutan mit dem höheren Dampfdruck im Überschuß gegenüber dem n-Buten vorhanden ist, so genügt der Druck, der dem Dampfdruck des Isobutans bei der gewählten Temperatur entspricht. Da aber die Temperatur durch verdampfendes Isobutan in der Reaktionszone erhalten werden soll, wird der Druck etwas niedriger gehalten, so daß eine entsprechende Menge Isobutan vergasen kann, während der für die Reaktion benötigte Anteil flüssig bleibt.

Temperatur.

Die Temperatur hat einen großen Einfluß auf die Mengen der sich bildenden Octanisomeren. Da es aus Laborversuchen bekannt war, daß bei der Alkylierung von Isobutan mit den n-Butenen die besten Ergebnisse bei einer Temperatur um 0°C zu erzielen sind, so wurde die Versuchsanlage bei dieser Temperatur gefahren. Durch die in der Reaktionszone einsetzende Vergasung des Isobutans konnte sehr leicht eine Temperatur von 0 ± 2°C gehalten werden.

Durchsatz.

In der Versuchsapparatur wurden 7,4 - 15,7 Liter flüssiges Olefin oder 130 - 240 Liter flüssiges Gemisch pro Stunde für 30 Liter Katalysator durchgesetzt. Das Isobutan wurde mit einem Ovalradzähler gemessen und das n-Buten aus einem geeichten Druckbehälter zugedrückt. Das n-Buten wurde immer vollständig verarbeitet, da auch bei stärkstem Durchsatz kein Olefin im Abgas bei der Prüfung mit Brom und Kalilauge nachzuweisen war. Während nach den Laboratoriumsversuchen der Olefindurchsatz, auf 1 Liter Schwefelsäure bezogen, bestenfalls 0,24 Liter pro Stunde betrug, konnte mit der halbtechnischen Versuchsapparatur ein stündlicher Olefindurchsatz von 0,42 Liter pro 1 Liter Schwefelsäure erzielt werden, was unter Berücksichtigung der spezifischen Gewichte einem stabilisierten Alkylatgewinn von etwa 0,73 Liter pro Stunde pro Liter Schwefelsäure entspricht. Da die obere Durchsatzgrenze durch die Leistung der beiden Kompressoren, die nicht mehr als 42 cbm gasförmiges Isobutan pro Stunde verflüssigen konnten, bestimmt wurde, konnte nicht festgestellt werden, ob nicht noch eine höhere Belastung der Apparatur möglich wäre.

Beschreibung der Apparatur.

Die Versuche wurden in einer kontinuierlich arbeitenden Apparatur unter geringem Überdruck gefahren, so daß die an der Reaktion beteiligten Kohlenwasserstoffe in flüssiger Phase vorlagen. Isobutan und Buten-1 werden in flüssiger Form Druckbehältern entnommen. Die Messung des flüssigen Isobutans erfolgt durch einen Ovalradzähler, während das Buten-1 mit einem geeichten Druckzylinder

dosiert wird. Nach Mischung der beiden Komponenten wird das flüssige Gemisch in einem Chlorkalziumturm getrocknet, filtriert und steht unter einem Druck von ca. 2,4 - 2,8 atü (je nach der Außentemperatur) bis zu dem Ventil am Boden des Reaktionsgefäßes. Das Reaktionsgefäß ist ein zylindrisches Rohr von ca. 80 Liter Inhalt (Höhe 160 cm, innerer Durchmesser 25 cm), das mit einem Höschrührer (ca. 700 Umdrehungen/Minute) versehen ist. Die Temperatur wird an 3 Stellen gemessen und zwar

1) knapp über dem Boden des Gefäßes
2) in der oberen Reaktionszone und
3) in der Gaszone.

Der Rührer ist knapp über dem Eingang für das flüssige Gemisch angebracht, damit sofort beim Eintritt der flüssigen Kohlenwasserstoffe in die Schwefelsäure eine gute Durchmischung stattfindet. Dieses Reaktionsgefäß ist mit einem Turm dreimal verbunden. Eine Verbindung von der tiefsten Stelle des Reaktionsgefäßes zur tiefsten Stelle des Turmes, um einen Säurerücklauf herzustellen, die zweite Verbindung in ca. 1 m Höhe, um gebildetes Alkylat überzuführen, und die dritte Verbindung am oberen Ende des Reaktionsgefäßes, um das gasförmige Isobutan, das durch seine Verdampfung die Kühlung bewirkt, in einen genügend großen Dampfaufnahmeraum abzuleiten. Von diesem Turm, der unter demselben Druck wie das Reaktionsgefäß steht (ca. 0,4 atü), wird das gebildete Alkylat mit noch teilweise gelöstem Isobutan durch ein Steigrohr in einen drucklosen Rührbehälter übergeführt, wobei der Flüssigkeitsspiegel im Turm durch ein Schauglas kontrolliert wird. Durch ein Entspannungsventil wird der Druck und mit diesem die Temperatur im Reaktionsgefäß eingestellt und gehalten. Das entspannte Gas (Isobutan) wird nach der Vereinigung mit dem Abgas des Rührbehälters durch einen Kondensationsturm geleitet, um von den aus dem Rührbehälter mitgerissenen niedrigsiedenden Kohlenwasserstoffen befreit zu werden. Eine zusätzliche Kühlung des Kondensationsturmes ist überflüssig, weil das nach dem Entspannungsventil ausströmende Isobutan noch genügend kühlend wirkt. Das gasförmige Isobutan wird komprimiert und wieder dem Kreislauf zugeführt. Bei unserer Apparatur wurde zur Vorsicht ein Gasometer (30 cbm) als Puffer eingeschaltet.

Das Reaktionsgefäß ist nicht wie bei schon bekannten Plänen gleichzeitig als Raum für das verdampfte gasförmige Isobutan berechnet, sondern kleiner gehalten, damit ein schmales Gefäß verwendet werden kann, in dem der Rührer zur vollen Wirkung kommen kann. Der Raum für das verdampfte Isobutan ist in den anschließenden Turm verlegt.

Versuchsergebnisse.

In der folgenden Tabelle sind einige Ergebnisse, die mit der beschriebenen Apparatur bei $0^\circ \pm 2^\circ C$ erhalten wurden, zusammengestellt. Als Katalysator wurde 98 - 100 %ige Schwefelsäure verwendet; die Versuche mit x) hatten zur Schwefelsäure einen säurefesten Emulgator.

Tabelle.

				x)	x)
Mischungsverhältnis Isobutan:Olefin	15,7:1	16,1:1	12,7:1	13,6:1	13,2:1
Durchsatz Ltr.Olefin/ Stunde für 30 Ltr. H_2SO_4	7,44	13,6	13,3	12,7	15,7
Gew.% Gesamtausbeute bez. auf Olefin	204	206	194	211	196
Gew.% Benzin (bis 185°C)	189	165	175	194	180
Gew.% Benzin bez. auf Gesamt	93	80	90	92	92
Motoroctanzahl des Benzins	94,5	93	94	94	94
Bleiempfindlichkeit des Benzins	14,5		14		14,5
Dampfdruck nach Reid	0,19	0,18	0,14	0,17	0,13
Versuchsdauer in Stunden	7	5	7	7	7

In der nächsten Tabelle sind die Ergebnisse von 2 Dauerversuchen, die bis zur Erschöpfung des Katalysators gefahren wurden, angeführt.

belle.

Mischungsverhältnis Isobutan : Olefin	14 : 1	13,9 : 1
Katalysater	H_2SO_4, 100 %ig	H_2SO_4 + Zusatz
Durchsatz Ltr.Olefin/30 Ltr. Katalysator/h	12,5	12,5
Gew.% Gesamtausbeute bez. auf Olefin	195	205
Gew.% Benzin (bis 185°C) " "	173	184
Gew.% Benzin bez. auf Gesamt	88,5	90
Motoroctanzahl des Benzins	93,5	93,5
Bleiempfindlichkeit "	14	
Dampfdruck nach Reid "	0,15	0,13
Versuchsdauer in Stunden	43½	55
Säureverbrauch für 100 kg Alkylat	8,8	6,5

Aus den Versuchsergebnissen ist zu ersehen, daß die theoretische Ausbeute von 204 % (bezogen auf Buten) bei günstigen Versuchsbedingungen erhalten werden kann. Rund 90 % des stabilisierten Rohalkylates gehen bis 185°C über und bestehen aus Isoparaffinen. Der Anteil über 185°C besteht in der Hauptsache aus höhermolekularen Isoparaffinen, so daß nur ca. 5 % des angewandten Olefins als Polymerisat anfallen.

Eigenschaften der Alkylate.

Das Alkylat ist, so wie es anfällt, eine wasserklare Flüssigkeit mit schwach bläulichem Stich bei größerer Schichthöhe. Es enthält noch gelöstes Isobutan und muß stabilisiert werden. Das stabilisierte Alkylat hat ein spez. Gewicht von 0,703 - 0,717 je nach den angewandten Versuchsbedingungen. Der bis 185° siedende Anteil, bei uns als Benzin bezeichnet, hat ein spez. Gewicht von fast immer 0,702 oder 0,703, ist praktisch vollkommen gesättigt (Hydrierjodzahl 0), ist schwefelfrei (Schwefelgehalt unter 0,01 %) und hat ca. 1,6 mg/100 cm^3 verharzende Bestandteile nach B.V.M. Die Motoroctanzahlen lagen zwischen 93 - 94,5 , die Bleiempfindlichkeit war 14 - 15 (z.B. mit 1 cm^3 Pb/Ltr. von MOZ 93,5 auf 108,5) und der Motor-

mischwert 93 - 94. Der Dampfdruck nach Reid lag in den Grenzen von 0,13 bis 0,17. Von diesem Benzin gehen nach der Siedeanalyse nach Engler über:

55 - 98°	12 %	112 - 116°	23 %
98 - 102°	5 %	116 - 130°	20 %
102 - 112°	26 %	über 130°	11 %.

Nach der Siedeanalyse auf einer 10 Bödenkolonne:

bis 98°	15,2 %	112 - 116°	37,6 %
98 - 102°	14,6 %	116 - 123°	5,8 %
102 - 112°	14,4 %	über 123°	9,7 % Vergl. Kurvenbild 1

Die Hauptmenge (70 - 80 %) des Benzins geht, wie aus der mit der 10 Bödenkolonne erzielten Siedekurve zu ersehen ist, zwischen 95° und 125°C über, wobei nach der Ramanspektralanalyse in der Hauptsache 3 dreifach verzweigte Octane, 2,2,4 -, (Kp. 99,3°), 2,3,4-, (Kp. 113,4) und 2,3,3-Trimethylpentan, (Kp. 114,6°C) festzustellen sind. Außerdem treten im Siedebereich bis 98° 2,3-Dimethylbutan, Kp. 58° und 2,4-Dimethylpentan, Kp. 80,8°C auf, während im Bereich von 123 bzw. 130° bis 185°C höhere, stark verzweigte Kohlenwasserstoffe erscheinen. Nach der Ramanspektralanalyse (Dr.Thaler) sind folgende Anteile im Benzin ermittelt:

	Kp °C	MOZ		Partial MOZ
2,3 - Dimethylbutan	58	95	6 %	5,7
2,4 - Dimethylpentan	80,8	80	6 %	4,8
2,2,4 - Trimethylpentan	99,3	100	20 %	20,0
2,3,4 - "	113,4	96	30 %	55,7
2,3,3 - "	114,2		28 %	
Höhere Isoparaffine		88	10 %	8,8
				95

Das Benzin hatte eine gemessene Motoroctanzahl von 93,5; Motoroctanzahl ~~für~~ der höheren Isoparaffine (123° - 185°) ~~für sich einen Klopfwert von~~ 88. Für eine Mischung von 2,3,4- und 2,3,3-Trimethylpentan im Verhältnis 1:1 wurde früher der Wert 96 gefunden, womit auch hier gerechnet wird.

Die Errechnung des Klopfwertes aus den Partialoctanzahlen (95) stimmt ziemlich gut mit dem gemessenen Wert (93,5) überein. Andere Octane, auch das zu erwartende 2,2,3-Trimethylpentan, Kp. 110,3°, oder ein- und zweifach verzweigte Octane konnten nicht nachgewiesen werden. Im Anteil über 185°C sind auch noch höhere verzweigte Isoparaffine und ca. 10 - 20 % ungesättigte Kohlenwasserstoffe.

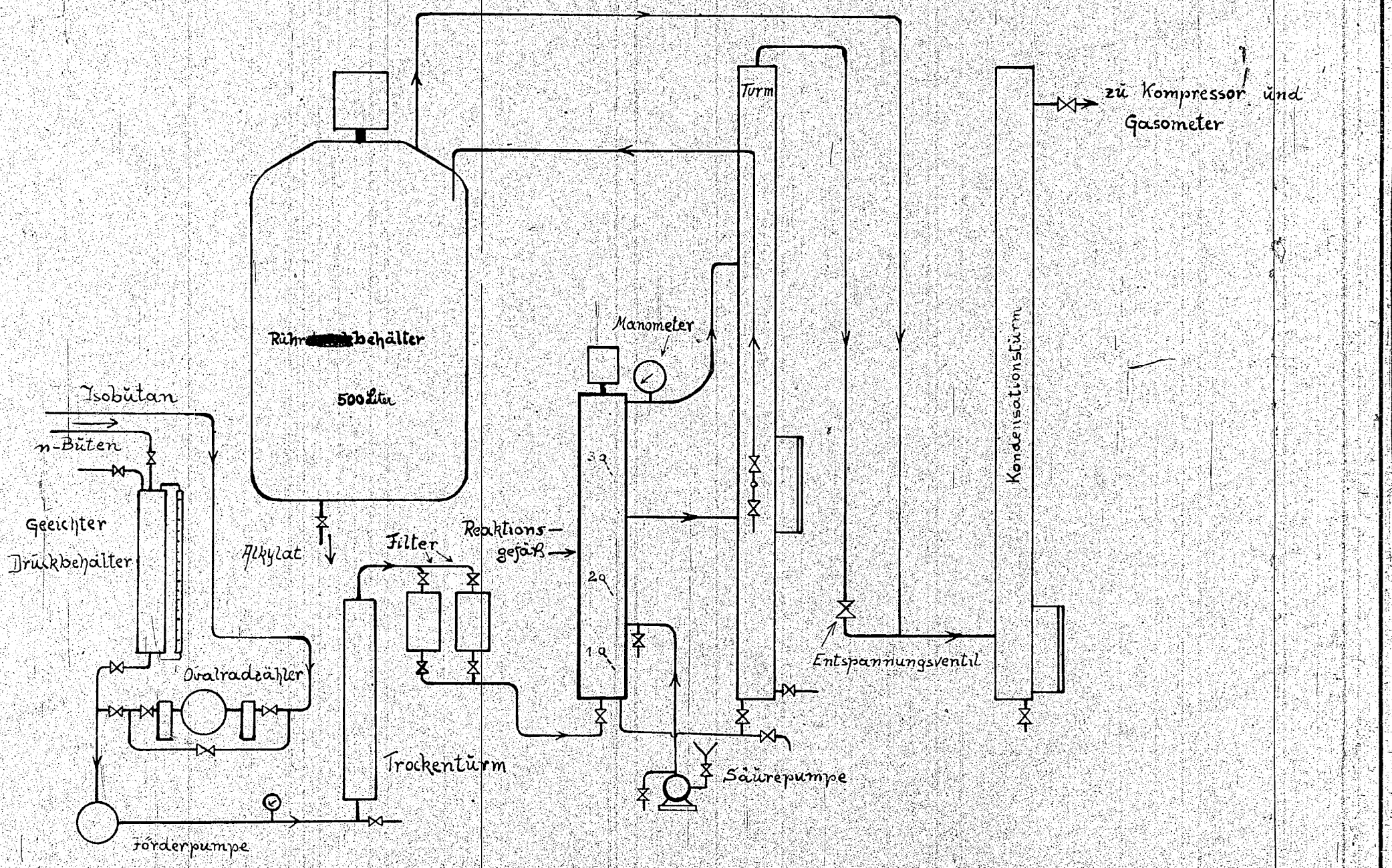
Z u s a m m e n f a s s u n g

Die Herstellung von hochklopffestem Benzin durch katalytische Alkylierung von Isobutan mit Buten-1 in einer kontinuierlich arbeitenden Versuchsanlage von 350-400 kg Tagesleistung wird beschrieben. die Reaktion verläuft bei geringem Überdruck in flüssiger Phase und bei einer Temperatur um 0°C und einem Durchsatz von 12 - 14 Ltr. Olefin/Stunde auf 30 Ltr. Schwefelsäure. Das molare Mischungsverhältnis Isobutan zu Olefin ist bei Kühlung durch verdampfendes Isobutan ca. 14-16:1. Der zur Aufnahme des verdampften Isobutans notwendige Gasraum ist zweckmäßig vom Reaktionsgefäß getrennt. Eine gute Emulsionsbildung durch intensive Rührwirkung und vorteilhaft auch durch Zusatz von schwefelsäurefesten Emulgatoren steigert die Ausbeute und verlängert die Aktivität des Katalysators, so daß der Säureverbrauch (ohne Aufkonzentrierung oder Regenerierung) 6,5 Gew.% des gewonnenen Alkylates beträgt, Das Alkylat besteht bis zu 90 % aus im Siedebereich des Benzins übergehenden gesättigten verzweigten Kohlenwasserstoffen, hauptsächlich 2,2,4-, 2,3,4- und 2,3,3- Trimethylpentan, zeigt eine Motoroctanzahl von 93 - 94,5 und besitzt eine hohe Bleiempfindlichkeit von 14-15.

Blume

Die dem vorstehenden Bericht zugrundeliegenden Versuchsarbeiten wurden in der Zeit vom März bis Juli 1941 in der Gruppe Dr.Jannek in Zusammenarbeit mit Dr.Kuhn und Dr.Braun ausgeführt.

Schema der halbtechnischen Alkylierungsversuchsanlage in Op 195.



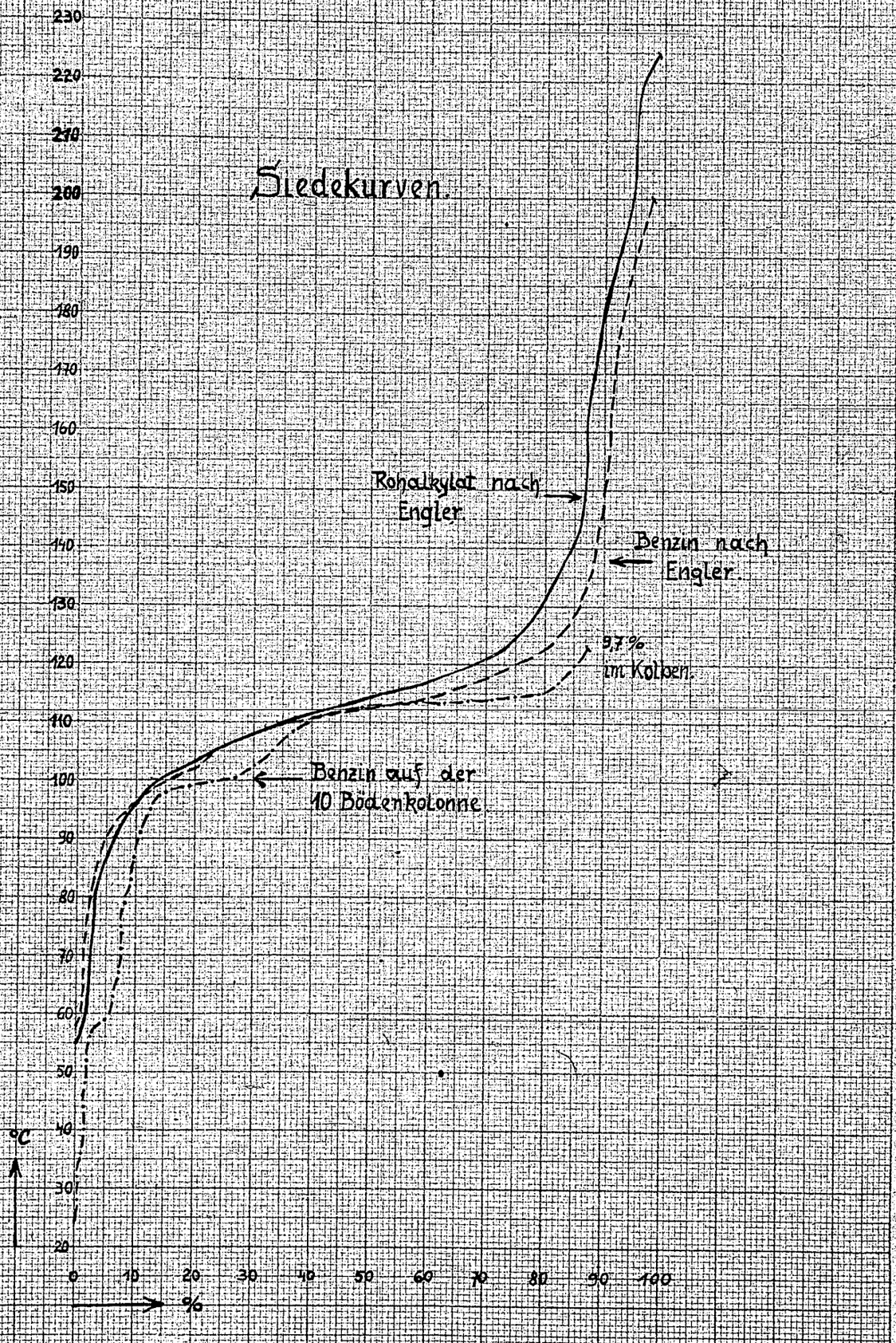
I.G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft
Ludwigshafen a. Rhein.

1941. Ammoniak-Laboratorium

Blümel.

DIN-Format A 4 (210 x 297)

Siedekurven.



I.G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft, Ludwigshafen a. Rhein.	Ammoniak-Laboratorium Oppau 1941. Blümel.	

DIN-Format A 4 (210 x 297 mm)

Abt. Mineralöl
Eing. 4 JAN 1943
Dr. Ri | Dr. Schs | Dr. T. | Dr. Ha.

Alkylierung / Kautschuk 409

Abteilung für
Wirtschaftlichkeitsprüfung
Dr.Schm./Me

Leuna Werke, den 2.Nov.1942
Aktennotiz Nr. 2272
Exemplar Nr.: 3

Geheim!
1. Dies ist ein Staatsgeheimnis im Sinne des § 88 R.St.G.B.
2. Weitergabe nur verschlossen, bei Postbeförderung als Einschreiben!
3. Aufbewahrung unter Verantwortung des Empfängers unter gesichertem Verschluß

Aktennotiz

Betr.: Vergleich der Herstellung von AT 244 mit Butylen-Gewinnung durch katalytische Dehydrierung und durch Chlordehydrierung nach Bähr.

Anlässlich des letzten Erfahrungsaustausches über Dehydrierung von Kohlenwasserstoffen usw. am 16./17.III.1942 in Ludwigshafen war auf Wunsch von Dr. Bähr festgelegt worden, durch die AWP Leuna die Gestehkosten des Bähr'schen Verfahrens zur Dehydrierung von Kohlenwasserstoffen mit Chlor zu ermitteln, um sie mit den Gestehkosten der katalytischen Dehydrierung zu vergleichen bezw. den Vergleich auf die nach beiden Verfahren herzustellenden Alkylat-Treibstoffe auszudehnen.

Das Bähr'sche Verfahren der Butylen-Herstellung (Chlordehydrierung) arbeitet in der Weise, dass Kohlenwasserstoffe in der Wärme chloriert werden. Die dabei entstehende Salzsäure und die Polychloride sowie das nicht umgesetzte Butan werden entfernt, während das gebildete Chlorid und Dichlorid in einem Spaltofen bei 550° dechloriert werden. Nach Entfernung der hierbei gebildeten Salzsäure gelangt das Reaktionsprodukt zur Trennung von Butylen und Butadien in eine Kupferlaugewäsche, in der sich das Butadien löst. Nach der Wäsche fällt fertiges Butylen und Butadien an, wobei jedoch noch zu prüfen ist, ob das Butadien in der vorliegenden Form zum Einsatz in den Kautschuksektor geeignet ist.

In der folgenden Betrachtung sind 3 Vergleichsfälle untersucht worden:

1) AT 244 mit katalytischer Dehydrierung,
2) AT 244 mit Butylengewinnung nach Bähr ohne Isomerisierung,
3) AT 244 mit Butylengewinnung nach Bähr mit Isomerisierung.

Den Vergleichsfällen 1 und 3 liegt ein Einsatz von 60 000 jato Rohbutan mit 39 % i-C_4 und 61 % n-C_4 zugrunde. Für den Vergleichsfall 2) ist ein Einsatz von 47 500 jato Rohbutan, welches 35 % i-C_4 und 65 % n-C_4 enthält, angenommen, da hierfür ein von Ludwigshafen fertig ausgearbeitetes Fliess-Schema vorgelegen hat und auf Wunsch von Herrn Dr. Bähr dessen Verfahren so berechnet werden sollte, dass eine Isomerisierung von überschüssigem n-Butan vermieden wird, um das Verfahren möglichst billig zu gestalten. In allen drei Fällen besitzt das Rohbutan einen Olefingehalt von 4,8 %, auf n- u. i-Butan verteilt, und einen Propangehalt von 3 % zusätzlich zu dem eingesetzten Butan.

Die beiliegende Tabelle I enthält die Anlagekosten, wie sie für die einzelnen Verfahren von Leuna ermittelt wurden[1]. Die Schätzungen enthalten nur die eigentlichen Fabrikationsbetriebe einschliesslich Eingangs- u. Schlussbehälterlager[2] für je 7 Tage sowie die zwischen

1) Siehe hierzu das ausführliche Apparateschema BSK 34a
2) s. Anmerk. 1) S.. 2

den einzelnen Verfahrensstufen nötigen Zwischenlager[1] für eine Betriebszeit von ca. 20 Stunden. Dagegen sind in der Aufstellung nicht enthalten Beträge für Geländeaufschluss, Energieerweiterung, Hilfs- und Nebenbetriebe usw. - Die im Anhang beigefügten Fliessschemen zeigen die für die einzelnen Vergleichsfälle eingehaltene Fahrweise sowie die Durchsätze in den verschiedenen Verfahrensstufen.

Im einzelnen ist zu den verschiedenen Vergleichsfällen folgendes zu bemerken:

Vergleichsfall 1) stellt eine völlig durchkonstruierte Anlage dar. Die hier genannten Zahlen sind nicht, wie bei den beiden übrigen Fällen, Überschlagsschätzungen, sondern bilden das Ergebnis einer exakten Durchrechnung. Ferner liegen für die katalytische Dehydrierung ausgedehnte Betriebserfahrungen vor. Für die Alkylierung ist ein 18 %iger Alkylatspiegel vorgesehen, wodurch die Grösse der Kreislaufdestillation bedingt ist.

Vergleichsfall 2) wurde nach Unterlagen von Dr. Bähr vom Konstruktionsbüro Leuna durchgerechnet. Herr Dr. Bähr sieht den Hauptvorteil für sein Verfahren darin, dass die Isomerisierung in Wegfall kommt, wobei das überschüssige n-Butan in Butadien übergeführt wird. Damit verringert sich in entsprechendem Masse die Ausbringung an Alkylat. Da in dem Verfahren 100 %iges Butylen anfällt, ist es möglich, mit einem Alkylatspiegel von 26 % zu fahren, wodurch sich die Anlagekosten sowohl für die Alkylierung als auch für die nachfolgende Destillation entsprechend verkleinern. Für die Aufarbeitung der anfallenden Salzsäure ist eine Elektrolyse vorgesehen, für deren Schätzung Angaben von Dr. Messner, Bitterfeld, benutzt werden konnten. - Vergleichsfall 2) 47 500 jato Butaneinsatz.

Vergleichsfall 3) berücksichtigt einen Butaneinsatz von 60 000 jato und stellt die Anwendung des Bähr'schen Chlordehydverfahrens für eine maximale Alkylatgewinnung dar. Die Anlagekosten für die Butylengewinnung wurden nach den ersten Angaben von Dr. Waldmann, Lu, errechnet[2] und sind gemeinsam mit Dr. Bähr festgelegt worden. Aus diesen Unterlagen wurden die Anlagekosten für den vorliegenden Einsatz umgeschätzt. Zur Erzielung einer maximalen Butylenausbeute ist die Chlorierung eines olefinfreien Butans nötig. Aus diesem Grunde wurde der n/i-Trennung eine Vorhydrierung vorgeschaltet, für die Anlagekosten und Energien aus einer früheren Schätzung übernommen wurden. Im Vergleichsfall 1) wird das Rohbutan durch die Alkylierung geleitet, wobei die Olefine entfernt werden. Dieser Weg ist für Vergleichsfall 3) nicht wirtschaftlich, da damit die Vorteile eines 100 %igen Butylens - 26 % Alkylatspiegel - nicht ausgenutzt werden können.

Gestehkosten

Für die Gestehkosten wurde einheitlich ein Einstandspreis für Rohbutan von RM 30,08 % kg zugrunde gelegt. In Tabelle II sind zunächst die Gestehkosten für die Herstellung des Butylens ermittelt, Tabelle III zeigt die der Herstellung von AT 244. Eine Zusammenstellung der wichtigsten Zahlen aus den Tabellen I - III bringt Tabelle IV.

Tabellen s. Anhang.

---

1) Gemäss den für Leuna geltenden Luftschutzvorschriften mit RM 300,-/m³ eingesetzt.
2) A.N. 2134. Vergleich der Herstellung von Butylen durch Dehydrierung mittels Chlor und durch katalytische Dehydrierung und anschliessende Alkylatherstellung . (Bespr.Notiz v. 15.6.42).

Ergebnis.

Vergleichsfall 2)

Auf Grund der oben angeführten Betrachtungen zeigt sich zunächst als billigste Herstellungsweise für Butylen und für AT 244 das Verfahren Bähr ohne Isomerisierung. Es darf aber nicht übersehen werden, dass hierzu ein Butan-Einsatz nötig ist, der das 1,6-fache des bei dem katalytischen Verfahren benötigten ausmacht. Für die Herstellung von Butylen beträgt der Verbrauch sogar das 2,3-fache von dem des Verfahrens mit katalytischer Dehydrierung. Dies ist darin begründet, dass bei der Herstellung

von 100 kg n-Butylen 129 kg Butadien + 99 kg Polychloride

bzw. " 100 kg AT 244 58 kg Butadien + 44 kg Polychloride

gebildet werden.

Damit geht dem Treibstoffsektor eine erhebliche Menge Produkt verloren. Gleichzeitig muss darauf hingewiesen werden, dass bei Anwendung des Bähr'schen Verfahrens (Vergleichsfall 2) und 3)) für die Chlorierung und Dechlorierung sowie für die Kupferlaugewäsche der Werkstoff-Frage zurzeit noch besondere Beachtung geschenkt werden muss, was im Falle der Butylenherstellung durch katalytische Dehydrierung nicht nötig ist, da hierfür Betriebserfahrungen vorliegen. Ausserdem ist zu berücksichtigen, dass der für die Salzsäure-Elektrolyse notwendige Strombedarf von ∿ 13 000 kWh/h die Erstellung eines Kraftwerkes mit einem Kapitalaufwand von ca. RM 4,0 Mill. erfordert, das im vorliegenden Falle nicht berücksichtigt ist.

Der niedrige Gestehpreis von RM 22,36 % kg n-Butylen bezw. von RM 36,74 % kg AT 244 bei dem Chlordehydrierverfahren nach Bähr ohne Isomerisierung hat seine Ursache in dem überwiegenden Anfall von Butadien, das hierbei als Hauptprodukt angesehen werden muss.

Es bilden sich bei der Chlordehydrierung von 100 kg n-Butan im Vergleichsfall 2) :

48,8 kg Butadien	entspr.	39,3 %	(Bewertung RM 75,- % kg)
37,8 kg Butylen	"	30,5 %	
37,5 kg Polychloride	"	30,2 %	(Bewertung RM 15,- % kg)
124,1 kg Gesamtanfall	entspr.	100,0 %	gewinnbare Produkte.

Butadien und Polychloride tragen bei der vorstehenden Bewertung praktisch die gesamten Rohmaterialkosten. Vor Berücksichtigung der Gutschrift für Butadien und Polychloride betragen die

Spesen	bezw.	Gestehkosten
RM 54,32	"	RM 133,84 % kg Butylen
RM 31,03	"	RM 86,63 % kg AT 244 .

Unter der Annahme eines maximalen Erlöses von RM 75,- % kg Butadien und RM 15,-- % kg Polychloride würden sich die voraussichtlichen Gestehpreise zwischen

RM 22,36 und RM 133,84 % kg Butylen
bezw. " 36,74 und " 86,63 % kg AT 244

je nach Bewertung der "Nebenprodukte" Butadien und Polychlorbutan bewegen. Der voraussichtliche Gestehpreis wird sich danach richten, ob Butadien in der anfallenden Form und Menge unmittelbar für den Kautschuksektor anwendbar ist und ob die Polychloride absetzbar sind.

Die Anwendung des Bähr'schen Verfahrens der Butylengewinnung ohne Isomerisierung mit erhöhter Butadienbildung würde - beispielsweise für die Planung der Alkylatanlage Brüx eingesetzt - (55 000 jato Brüx)

21 000 jato Mindererzeugung AT 244

ergeben. Daneben würden entstehen

ca. 20 000 jato Butadien
ca. 15 000 jato Polychloride.

Abgesehen davon, dass der Absatz der Polychloride in dieser Menge kaum möglich sein dürfte, und dass die Anlagen zur Herstellung von Butadien bereits bestehen, würde allein die Mindererzeugung von 21 000 jato AT 244 die Anwendung des Bähr'schen Verfahrens ohne Isomerisierung verbieten. Für den Ausfall der vorgenannten 21 000 jato AT 244 wäre eine Ersatzproduktion nötig. Da weitere Mengen an Butan für die Herstellung von Flugtreibstoffen nicht zur Verfügung stehen, käme hierfür die Herstellung von Di 1 000 in Frage, die von i-Butanol ausgeht. Zur Gewinnung von 21 000 jato Di 1 000 sind ca. 30 000 jato Isobutanol nötig, die selbst wieder die Gewinnung von etwa 240 000 jato Rohisobutylöl verlangen. Für diese Produktion wäre eine Neuinvestierung von etwa RM 70 Mill. für Rohisobutylöl einschl. Di 1 000 mit einem Gesamteisenbedarf von etwa 70 000 t erforderlich.

Vergleichsfall 1) und 3).

Ein Vergleich der beiden übrigen Fälle, Alkylatherstellung mit katalytischer Dehydrierung und mittels Chlordehydrierung mit Isomerisierung (maxim. Butylenerzeugung) zeigt, dass hinsichtlich der Gestehpreise von

RM 51,14 % kg AT 244 u. RM 55,85 % kg Butylen-(Chlordehydrierung max.)
(Butylengewinnung)

RM 50,38 % kg AT 244 u. RM 49,79 % kg Butylen-(Katal.-Dehydrierung)

eine Differenz von2 % für AT 244 bezw. 12 % für Butylen zugunsten der Fahrweise mit katal. Dehydrierung besteht.

Sofern man hierbei die Alkylatausbeute und die Anlagekosten in den beigefügten Tabellen betrachtet und die Tatsache berücksichtigt, dass die Herstellung von AT 244 mittels katal.Dehydrierung ein bereits praktisch erprobtes Verfahren darstellt, während die Chlordehydrierung noch mit gewissen Werkstoffschwierigkeiten (Kupferlaugewäsche)

behaftet ist, ist wegen der praktisch gleichen Gestehkosten ein besonderer Vorzug der Chlordehydrierung für die Alkylaterzeugung gegenüber der katalytischen Dehydrierung zurzeit nicht zu ersehen.

Dabei sind zwei weitere Vorteile der Butylengewinnung durch katal. Dehydrierung noch nicht berücksichtigt:

1) Auf Grund von Kleinversuchen darf eine Steigerung der Butylenausbeute von 85 auf 88 % erwartet werden. Damit erhöht sich im Falle der katal. Dehydrierung die Alkylatausbeute von 87,5 auf 89,0 %, während sich der Alkylat-Gestehpreis erniedrigt.

2) In den beiliegenden Tabellen ist fernerhin eine Kostensenkung nicht berücksichtigt, die sich durch Ausnützung der im Rohbutan enthaltenen Olefine bietet. Während im Falle der Butylengewinnung mittels Chlordehydrierung die im Rohbutan vorhandenen Butylene durch zusätzliche Aufwendungen - Vorhydrierung - mit Verlust an Butan entfernt werden müssen oder andernfalls Butadien ergeben, kann - wie aus dem beigefügten Fliessschema 1 ersichtlich ist - im Vergl.-Fall 1), katal. Dehydrierung, ursprünglich vorhandenes Butylen in der Alkylierung umgesetzt werden, da es bei der katal. Dehydrierung keine Nebenreaktionen gibt. Damit ergibt sich für Vergleichsfall 1) eine entsprechend kleinere Dehydrierung und somit eine entsprechende Einsparung an Dehydrierungsverlusten.

Bei einem Olefingehalt von 4,8 % im Rohbutan wird eine Erhöhung der AT-Ausbeute um 0,6 % auf 88,1 % (52 860 jato AT) und eine Senkung des Gestehpreises um RM 0,50 % kg auf RM 49,88 % kg AT erzielt. Bei Annahme einer 88 %igen Dehydrierungsausbeute ergibt sich für den vorgenannten Fall eine weitere Ausbeuteerhöhung von 89,0 auf 89,4 % AT 244.

Da sichere Voraussagen über die Menge der im Rohbutan vorhandenen Olefine nicht gegeben werden konnten, wurde für die Gewinnung von AT 244 auf dem Wege der katal. Dehydrierung der Olefingehalt in den Tabellen und im Fliessschema "Vergleichsfall 1", dem die in Tabelle I aufgeführten Durchsätze in den einzelnen Verfahrensstufen zugrunde liegen, nicht in Rechnung gesetzt. Die durch Berücksichtigung des Rohbutan-Olefingehaltes bedingten Änderungen sind dem ~~korrekten~~ Fliessschema "Vergleichsfall 1 mit Olefinverwertung" zu entnehmen.

Herr Dr. Bähr gab in dem eingangs genannten Erfahrungsaustausch über Kohlenwasserstoffe einen in guter Übereinstimmung mit der vorliegenden Schätzung stehenden Gestehpreis für Butylen in Höhe von RM 46,- % kg. Auf Grund der in dieser Arbeit durchgeführten Vorausschätzungen ergibt sich nach Umrechnung auf gleiche Einsatzpreise und gleiche Gutschriften (Butan, Butadien) ein Gestehpreis von RM 46,60 % kg Butylen.

Ø Herrn Dir.Dr.Pier, Lu
" Dr.Bähr, Lu
" Dr.Ringer, Bln.
" Dir.Dr.v.Staden
" Dir.Dr.Herold
" OI.Keinke
AWP Bln
AWP Me

Schmidt

Anlagen

Zusammenfassung:

1) Es wurden nach den in der vorstehenden Notiz gegebenen Voraussetzungen die Gestehkosten für die Herstellung von Butylen und von AT 244 nach den Verfahren der katalytischen Dehydrierung und der Chlordehydrierung von Dr. Bähr, Lu, und zwar mit erhöhter Butadienbildung und mit maximaler Butylenbildung ermittelt und gegenübergestellt.

2) Die <u>Anlagekosten für Butylen</u> betragen - wie aus Tabelle II ersichtlich ist - pro jato Butylen

RM	325	für	katal. Dehydrierung
"	1 333	"	Chlordehydrierung; erhöhte Butadienbildung verringerte Treibstoffausbeute
"	733	"	Chlordehydrierung; maxim.Butylenbildung.

3) Die <u>Anlagekosten für AT 244</u> ergeben sich - wie Tabelle III u. IV zeigen - pro jato AT 244 zu:

RM	380	für	katal. Dehydrierung
"	766	"	Chlordehydrierung; erhöhte Butadienbildung verringerte Treibstoffausbeute
"	517	"	Chlordehydrierung; maxim.Butylenbildung.

4) Der <u>Gestehpreis für Butylen</u> ergibt sich - wie aus Tabelle II hervorgeht - zu:

RM	49,79 ₰ kg	bei 85,0 % Ausb.	für katal.Dehydr.
"	55,85 ₰ kg	bei 67,3 % Ausb.	für Chlordehydrierung maxim.Butylenbildung
"	22,36 ₰ kg	bei 37,8 % Ausb.	für Chlordehydrierung erhöhte Butadienbildg. bei Berücksichtg.der sehr hohen Gutschriften

5) Der Gestehpreis für AT 244 stellt sich - nach den ins einzelne gehenden Angaben von Tabelle IV - auf:

RM 50,38 % kg bei 87,5 % Ausbeute für katal. Dehydrierung
RM 51,14 " " " 77,5 " " " Chlordehydrierung max. Treibstoffgewg.

und infolge der bedeutenden Gutschriften von RM 52,92 % kg Alkylat auf

RM 36,74 % kg bei 54,1 % Ausbeute für Chlordehydrierung; erhöhte Butadienbildg.

6) Bei Durchführung des Bähr'schen Chlordehydrierungsverfahrens mit erhöhter Butadienbildung ist zum Ausgleich der Minderproduktion an Alkylat eine zusätzliche Treibstoffgewinnung über CO + H_2 erforderlich, durch die sich die Anlagekosten um RM 980,- /t Treibstoff (auf die Gesamtmenge bezogen) erhöhen.

Anlagekosten für die Herstellung von AT 244

Tabelle I

	AT 244 mit katal. Dehydr.				AT 244 m.Chlordehydr.nach Bähr o.Isomeris.m.erhöht.C_4H_6-Bildg.				AT 244 m.Chlordehydr. n.Bähr m.Isomeris.m.maxim.AT-Erzeug.			
	Anlagekosten MTA Mio RM	BTA Mio RM	Gesamt Mio RM	Eingang / Ausgang jato	Anlagekosten MTA Mio RM	BTA Mio RM	Gesamt Mio RM	Eingang / Ausgang jato	Anlagekosten MTA Mio RM	BTA Mio RM	Gesamt Mio RM	Eingang / Ausgang jato
Rohbutan - Vorhydrierung	-	-	-	-	-	-	-	-	1,228	0,317	1,545	60 000 / 59 700
Frischbutan n / i-Trennung	1,162	0,177	1,339	60 000 / 60 000	0,600	0,360	0,960	47 500 / 47 500	0,517	0,083	0,600	59 700 / 59 700
Isomerisierung	0,653	0,157	0,810	6 970 / 6 620	-	-	-	-	0,425	0,110	0,535	3 550 / 3 380
Butylengewinnung	5,415	2,078	7,493	29 530 / 25 100	5,250	1,650	6,900	30 400 / 11 500 x)	6,350	1,650	8,000	32 850 / 22 230 x)
Alkylierung	2,938	1,186	4,124	55 220 / 53 560	1,210	0,987	2,197	28 600 / 26 240	1,876	1,382	3,258	48 910 / 47 450
Destillation	5,428	0,706	6,134	53 560 / 52 500	1,120	0,500	1,620	26 240 / 25 700	2,070	0,930	3,000	47 450 / 46 500
HCl-Elektrolyse	-	-	-	-	7,000	1,055	8,055	- / 57 300	6,150	0,926	7,076	- / 50 540
Gesamt	15,596	4,304	19,900	60 000 / 52 500	15 180	4,552	19,732	47 500 / 25 700	18,616	5,398	24,014	60 000 / 46 500
					zusätzlich	4,000		Kraftwerk f.HCl-Elektrol.	3,600			
Ausbeute an AT 244				87,5 %				54,1 %				77,5 %

x) zusätzl. 14 820 Butadien
11 370 Polychloride

x) zusätzl. 7 620 Butadien
4 270 Polychloride

Tabelle II

Gestehkosten, Spesenverteilung und Anlagekosten sowie Rohbutanbedarf

für

100 kg n - Butylen

	Katal. Dehydr.		Chlordehydrierung nach Bähr ohne Isomerisierung erhöhte Butadienbildung		mit Isomerisierung maxim. Butylenbildung	
Rohbutanbedarf in kg	117,6		264,3		148,5	
Ausbeute in %	85,0		37,8		67,3	
	Rohmaterialien und Spesen RM	Anlagewert RM/t	Rohmaterialien und Spesen RM	Anlagewert RM/t	Rohmaterialien und Spesen RM	Anlagewert RM/t
RM 30,08 % kg Butan Rohbutaneinsatz	35,39		79,52		44,67	
Vorhydrierung	-	-	-	-	1,86	38,20
n/i-Trennung	0,93	26,30	1,85	53,40	0,78	14,90
Butylengewinnung	14,75	298,50	26,50	600,00	25,29	359,90
HCl-Elektrolyse	-	-	25,97	679,10	11,84	319,60
Spesen gesamt	15,68		54,32		39,77	
Summe ohne Berücksichtigung der Gutschr.	51,07		133,84		84,44	
Restgas	1,28		-		-	
Butadien	-		96,65		25,71	
Polychloride	-		14,83		2,88	
Gutschriften gesamt	1,28		111,48		28,59	
Gestehpreis % kg Butylen	49,79		22,36		55,85	
Anlagewert gesamt je t Butylen		324,80		1 332,50		732,60

Tabelle III

Gestehkosten, Spesenverteilung, Anlagekosten und Rohbutaneinsatz

für 100 kg AT 244

	Katal. Dehydr.		Chlordehydrierung nach Bähr ohne Isomerisierung erhöhte Butadien-Bildg.		mit Isomerisierung maxim. Butylen-Ausb.	
Rohbutaneinsatz in kg	114,3		184,7		129,0	
Ausbeute in %	87,5		54,1		77,5	
	Rohmaterialien und Spesen RM	Anlagewert RM/t	Rohmaterialien und Spesen RM	Anlagewert RM/t	Rohmaterialien und Spesen RM	Anlagewert RM/t
RM 30,08 % kg Butan Butaneinsatz	34,38		55,60		38,85	
Vorhydrierung	-	-	-	-	1,62	35,30
n/i-Trennung	0,90	26,00	1,29	37,30	-,68	12,90
Isomerisierung	0,91	15,40	-	-	-,72	11,50
Butylengewinnung	7,05	142,80	11,85	268,70	12,09	172,20
Alkylierung	3,54	78,70	3,55	85,40	2,79	70,10
Destillation	5,28	116,80	2,72	63,20	2,41	64,50
HCl-Elektrolyse	-	-	11,62	311,80	5,65	152,80
Spesen gesamt	17,68[1]		31,03		25,96	
Summe ohne Berücksichtg. der Gutschr.	52,06		86,63		64,81	
Restgas	0,61		-		-	
Butadien	-		43,25		12,29	
Polychloride	-		6,64		1,38	
Gutschriften gesamt	0,61		49,89		13,67	
Gestehpreis % kg AT 244	51,45[2]		36,74		51,14	
Anlagewert gesamt je t AT 244		379,70[3]		766,40[4]		517,30[5]

1) Die Spesen von RM 17,68 % kg AT 244 ergeben sich unter Zugrundelegung des von den Apparatebau-Firmen garantierten Dampfverbrauches von 92 t/h. Nach Ermittlungen von Leuna ist ein Verbrauch von 55 t/h völlig ausreichend, wodurch sich die Spesen um RM 1,07 auf RM 16,61 % kg AT erniedrigen.

2) Gemäss den unter Fussnote 1) angeführten Gründen erniedrigt sich der Gestehpreis auf RM 51,45 % kg AT 244.

3) Bei Berücksichtigung eines Kontaktfabrik für Dehydrierung Zuschlag von ca. RM 6,50 /t AT 244.

4) Bei Berücksichtigung eines Kraftwerkes für HCl-Elektrol. " " " " 155,60 /t " " .

5) Bei Berücksichtigung eines Kraftwerkes " " " " " " " 77,40 /t " " .

Tabelle IV

Zusammenfassung der Tabellen I-III

Einsatz, Ausbeute, Anlagekosten und Gestehpreis für AT 244

		Katal. Dehydrierung	Chlordehydrierung nach Bähr o.Isomerisierung erhöht. C_4H_6-Bildg.	Chlordehydrierung nach Bähr m.Isomerisierung max. AT 244-Ausb.
Butaneinsatz	in jato	60 000	47 500	60 000
Treibstoff AT 244	in jato	52 500	25 700	46,500
Butadien	in jato	-	14 800	7 620
Polychloride	in jato	-	11 070	4 270
Treibstoffausbeute	in %	87,5	54,1	77,5
Anlagekosten gesamt	in Mio RM	19,900 [1] 0,300	19,732 [2] 4,000	24,014 [2] 3,600
Anlagewert	RM/t AT 244	380,-	766,-	517,-
Rohbutaneinsatz	RM % kg AT 244	34,38	55,59	38,85
Gutschriften	RM % kg AT 244	-,61 [3]	52,92 [4]	15,15 [4]
Spesen	RM % kg AT 244	16,61 [5]	34,07	27,44
Gestehpreis	% kg AT 244	50,38 [5]	36,74	51,14

1) Anlagekosten für Anteile an Kontaktfabrik (Dehydrier-Kontakt)

2) Anlagekosten einer Kraftzentrale für den zur HCl-Elektrolyse notwendigen Strombedarf.

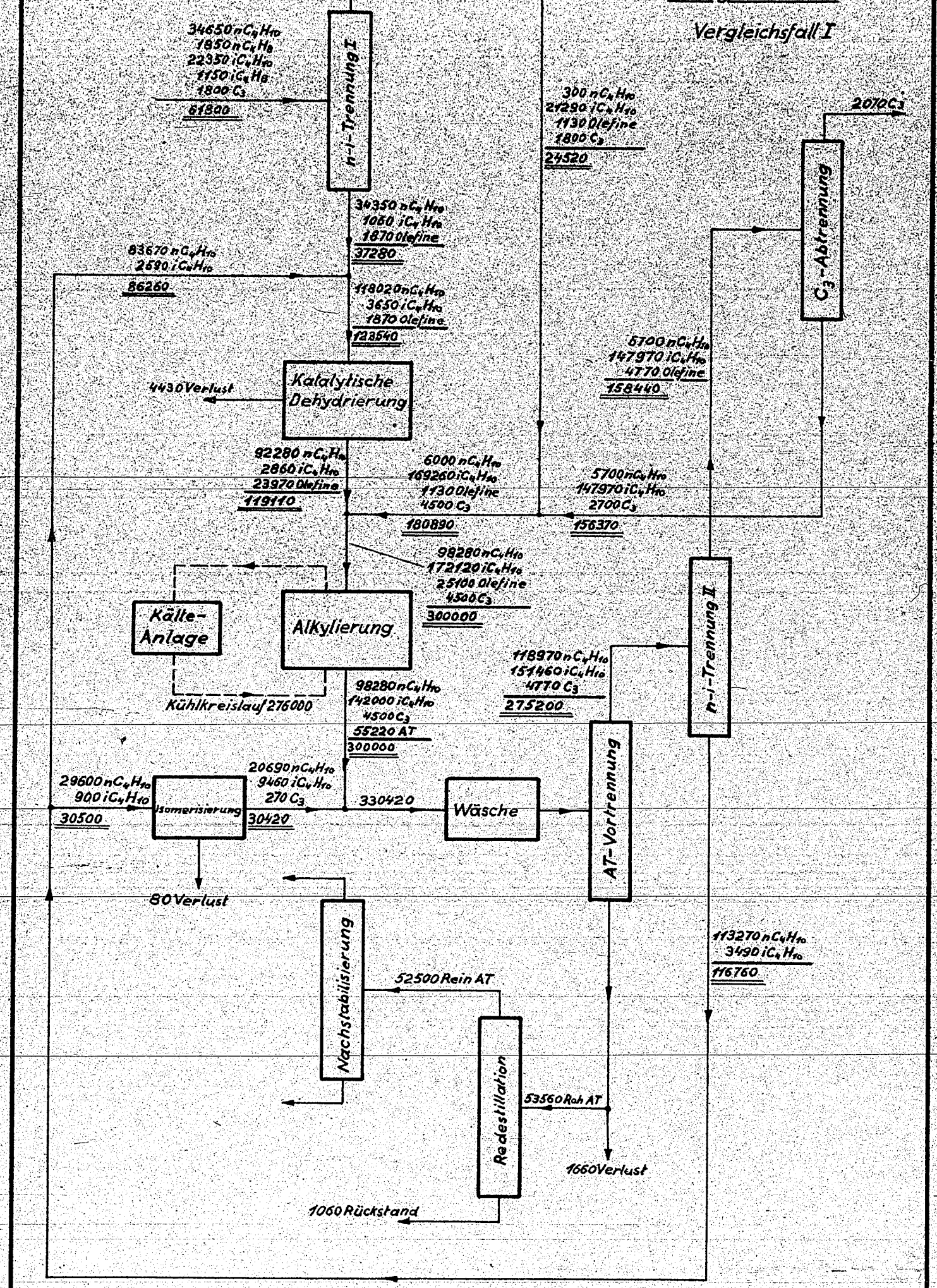
3) Restgas bei Dehydrierung.

4) Butadien, Polychloride, Elektrolyse-Wasserstoff.

5) Unter Berücksichtigung des geringeren Dampfbedarfs (siehe Text).

Mengen in Jato

Vergleichsfall I



Mengenschema zur AT-Anlage mit katalytischer Dehydrierung

60000 Jato C_4 Einsatz

Ammoniakwerk Merseburg
Konstr. Büro Mta.

Dat.
Gez.
Gepr

B.Sk. 44

DIN-Format A 4

Mengen in Jato

Vergleichsfall I
mit Olefinverwertung

34650 nC_4H_{10}
1850 nC_4H_8
22350 iC_4H_{10}
1150 iC_4H_8
1800 C_3
61800

n-/i-Trennung I

300 nC_4H_{10}
21290 iC_4H_{10}
1130 Olefine
1800 C_3
24520

2080 C_3

C_3-Abtrennung

34350 nC_4H_{10}
1060 iC_4H_{10}
1870 Olefine
37280

67290 nC_4H_{10}
2080 iC_4H_{10}
69370

101640 nC_4H_{10}
3140 iC_4H_{10}
1870 Olefine
106650

22470 nC_4H_{10}
149700 iC_4H_{10}
4670 C_3
176840

Katalytische Dehydrierung

3930 Verlust

76230 nC_4H_{10}
2350 iC_4H_{10}
24140 Olefine
102720

22770 nC_4H_{10}
170990 iC_4H_{10}
11300 Olefine
4390 C_3
199280

22470 nC_4H_{10}
149700 iC_4H_{10}
2590 C_3
174760

99000 nC_4H_{10}
173340 iC_4H_{10}
25270 Olefine
4390 C_3
302000

Kälte-Anlage

Alkylierung

Kühlkreislauf 276000

n-/i-Trennung II

121670 nC_4H_{10}
152770 iC_4H_{10}
4670 C_3
279110

99000 nC_4H_{10}
143000 iC_4H_{10}
4390 C_3
55610 AT
302000

AT-Vortrennung

22670 nC_4H_{10}
9770 iC_4H_{10}
280 C_3
334720

31910 nC_4H_{10}
890 iC_4H_{10}
32900

Isomerisierung

32720

Wäsche

180 Verlust

Nachstabilisierung

52860 Rein AT

Redestillation

53940 Roh AT

1670 Verlust

1080 Rückstand

99200 nC_4H_{10}
3070 iC_4H_{10}
102270

Mengenschema zur AT-Anlage mit katalytischer Dehydrierung

60000 Jato C_4 Einsatz

Ammoniakwerk Merseburg
Konstr. Büro Mta.
Dat. 7. 11. 42
Gez. Rinsche
Gepr.

B.Sk.46

DIN-Format A 4

Mengen in Jato

Vergleichsfall II

1160 C_3H_8

1500 nC_4H_{10}
14800 iC_4H_{10}
800 C_4H_8
1400 C_3H_8
18500

C_3-Abtrennung I

240 C_3

C_3-Abtrennung II

29500 nC_4H_{10}
15700 iC_4H_{10}
2300 C_4H_8
1400 C_3H_8
48900 Frischgas

n-i-Trennung I

1500 nC_4H_{10}
14800 iC_4H_{10}
800 C_4H_8
240 C_3
17340

28000 nC_4H_{10}
900 iC_4H_{10}
1500 C_4H_8
30400

29500 nC_4H_{10}
950 iC_4H_{10}
1500 C_4H_8
31950

7500 Frisch-Chlor

60700 HCl

Chlor-Dehydrierung
64260 Jato Chlor gesamt

Elektrolyse

780 nC_4H_{10}
6950 iC_4H_{10}
1730

57300 Cl_2

14920 Butadien

11370 Polychloride

11500 C_4H_8

Nachstabilisierung

15670 nC_4H_{10}
48000 iC_4H_{10}
1650 C_3H_8
65330

25700 Rein AT

17950 nC_4H_{10}
69750 iC_4H_{10}
12300 C_4H_8
1900 C_3H_8
101900

Alkylierung

Kälte-Anlage

2280 nC_4H_{10}
7000 iC_4H_{10}
240 C_3H_8
9520

n-i-Trennung II

Kältekreislauf 120000

17950 nC_4H_{10}
55000 iC_4H_{10}
1900 C_3H_8
27050 Alkylate = 26,6 %
101900

Wäsche

AT-Vortrennung

Redestillation

810 Verlust

26240 Roh AT

1500 nC_4H_{10}
50 iC_4H_{10}
1550

540 Rückstand

Mengenschema zur AT-Anlage mit Chlordehydrierung nach Bähr (ohne Isomerisierung)

Einsatz 47500 Jato C_4

Ammoniakwerk Merseburg
Konstr. Büro Mtz.

Dat. 24.9.43
Gez. [illegible]
Gepr. [illegible]

B.Sk.35a

DIN-Format A 4

Mengen in Jato

Vergleichsfall III

1490 C_3H_8

2550 nC_4H_{10}
26680 iC_4H_{10}
1930 C_3H_8
31160

C_3-Abtrennung I

H_2

34650 nC_4H_{10}
1850 nC_4H_8
22350 iC_4H_{10}
1150 iC_4H_8
1800 C_3H_8
61800

Vorhydrierung

36400 nC_4H_{10}
23300 iC_4H_{10}
1800 C_3H_8
61500

Verlust 300

44700 nC_4H_{10}
26680 iC_4H_{10}
1930 C_3H_8
73310

n-i-Trennung I

8300 nC_4H_{10}
3380 iC_4H_{10}
130 C_3H_8
11810

Verlust 40

Isomerisierung

42150 nC_4H_{10}

2550 nC_4H_{10}
26680 iC_4H_{10}
440 C_3H_8
29670

11850 nC_4H_{10}

2650 nC_4H_{10}

30300 nC_4H_{10}

32850 nC_4H_{10}

3300 Frisch-Chlor

50540 Rück-Chlor

Chlor-Dehydrierung

HCl-Elektrolyse

22230 nC_4H_8

7620 Butadien

4270 Polychloride

440 C_3H_8

C_3-Abtrennung II

1530 nC_4H_{10}
12500 iC_4H_{10}
14030

28320 nC_4H_{10}
86520 iC_4H_{10}
2980 C_3H_8
117820

Alkylierung

Kälte-Anlage

Kältekreislauf 217000

4080 nC_4H_{10}
12500 iC_4H_{10}
440 C_3H_8
17020

n-i-Trennung II

46500 Rein AT

Nachstabilisierung

32400 nC_4H_{10}
99020 iC_4H_{10}
3420 C_3H_8
48910 AT
183750

Wäsche

AT-Vortrennung

2550 nC_4H_{10}

48910 AT

47450 Roh AT

Redestillation

Verlust 1460 AT

Rückstand 950

Mengenschema zur AT-Anlage mit Chlordehydrierung nach Bähr (mit Isomerisierung)

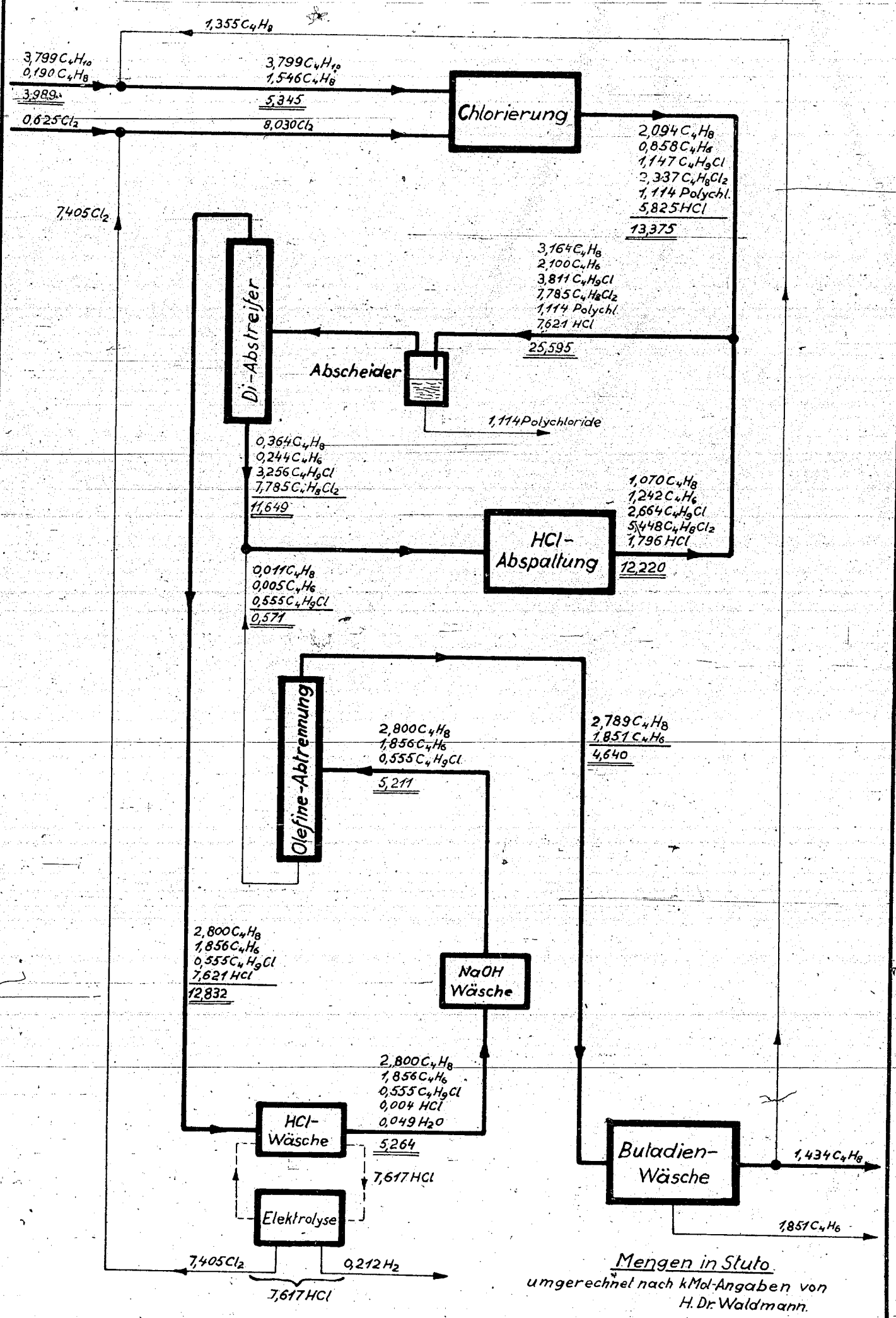
Einsatz 60000 Jato C_4

Ammoniakwerk Merseburg
Konstr. Büro Mtz.

Dat. 2.11.42
Gez.
Gepr.

B.Sk. 43

DIN-Format A 4



Mengen in Stuto
umgerechnet nach kMol-Angaben von
H. Dr. Waldmann.

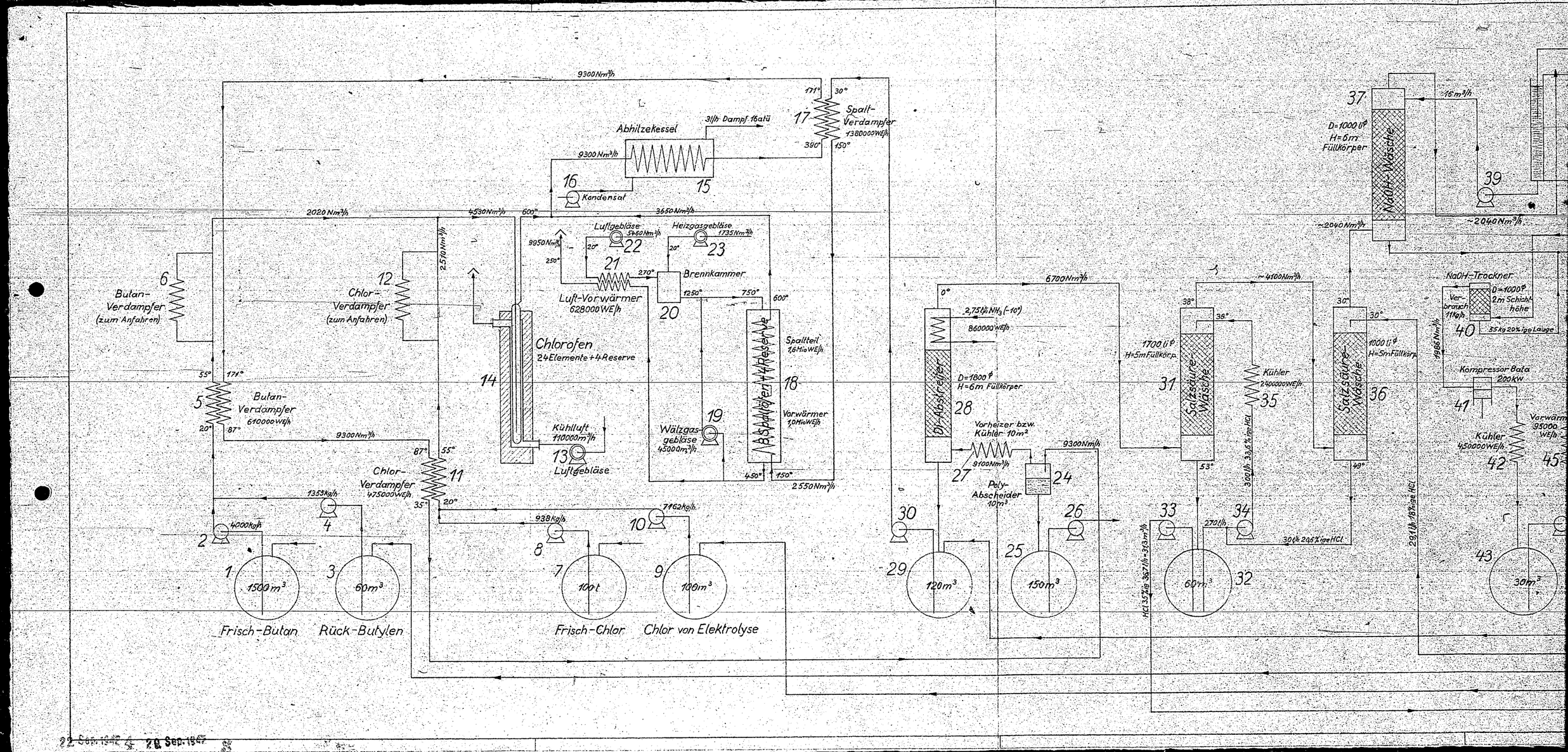
Einsatz: $3{,}989\,C_4H_{10} + 0{,}625\,Cl_2 = 4{,}614$

Mengenschema zur Chlordehydrierung nach Bähr mit erhöhter C_4H_6-Bildung

Ammoniakwerk Merseburg
Konstr. Büro Mtg.
Dat. 15.12.42
Gez. Rumpf Hz
Gepr.

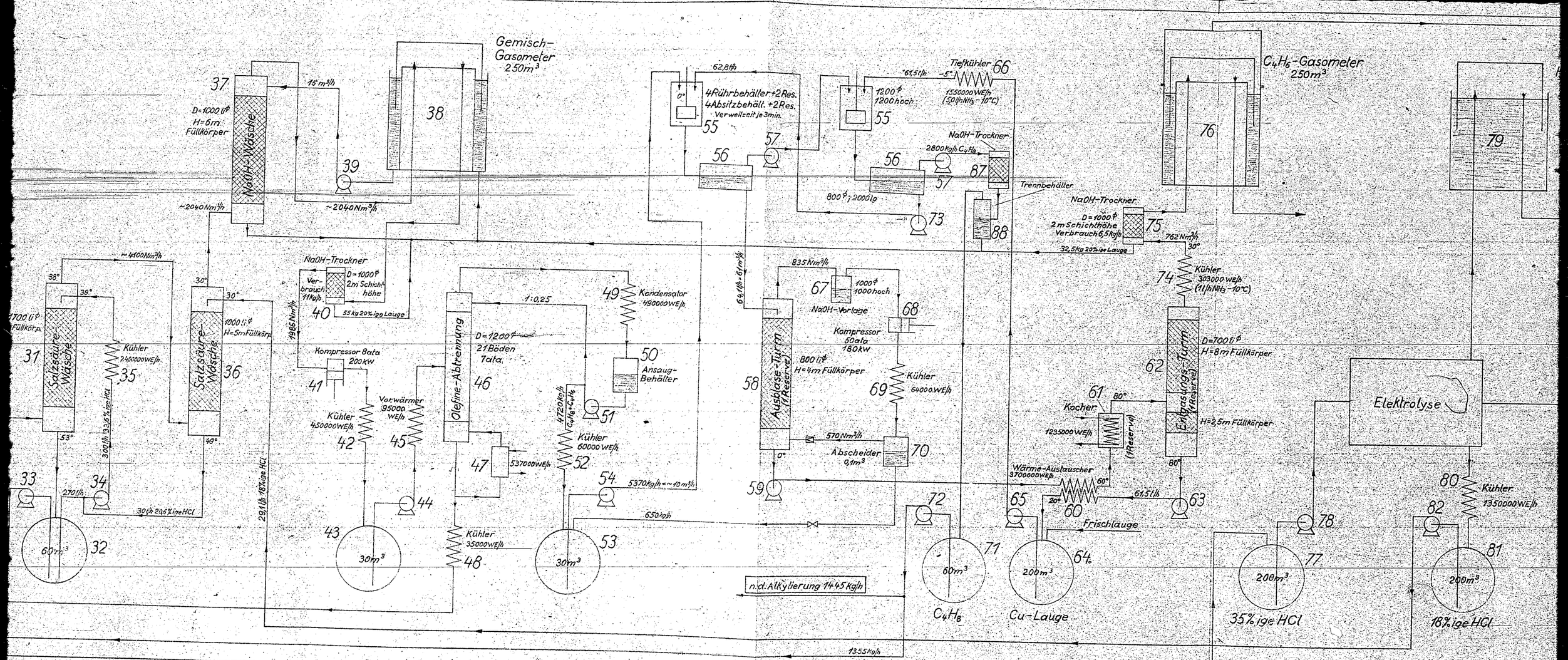
B. Sk. 48

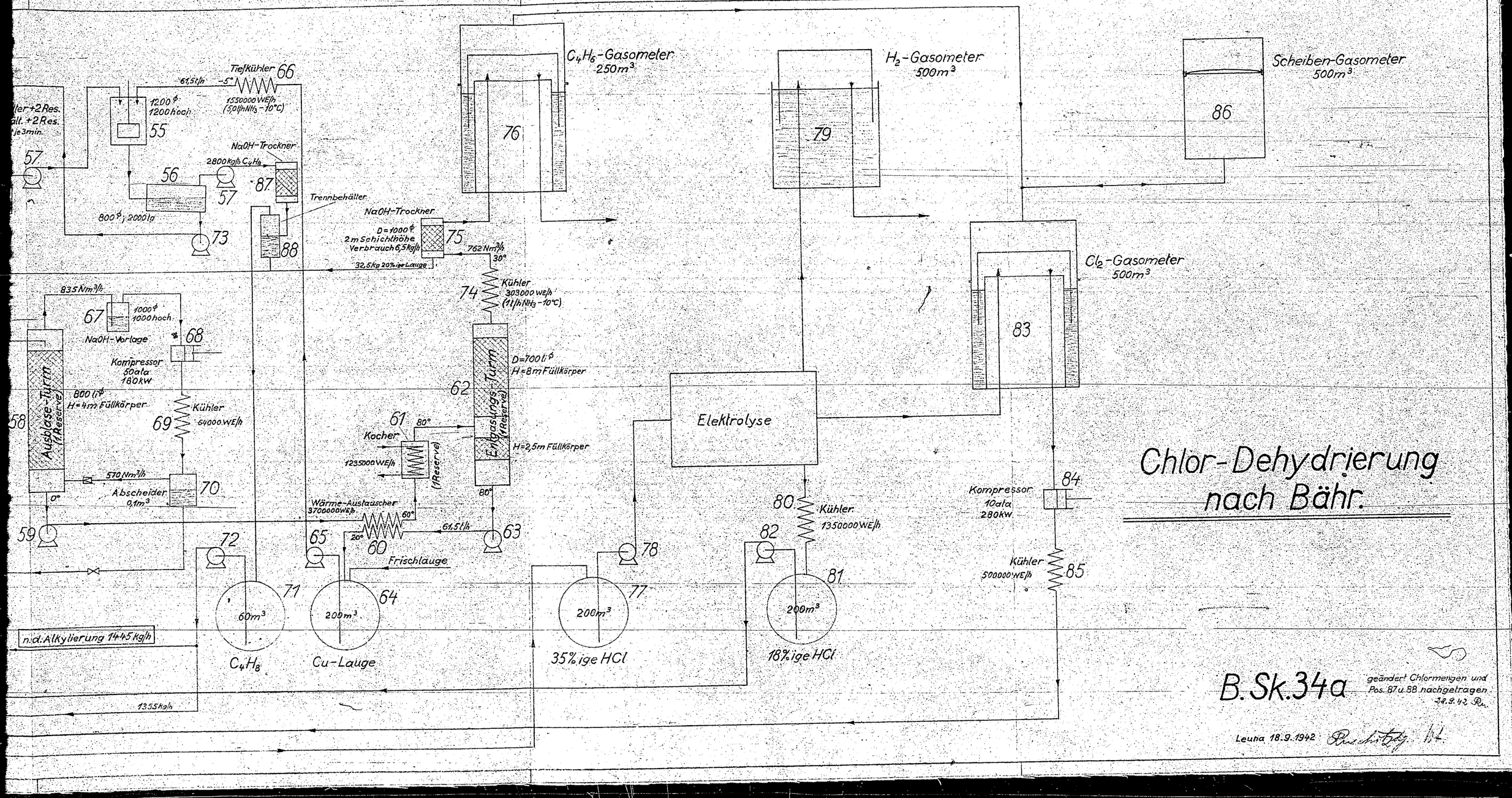
DIN-Format A 4



22 Sep. 1947 28 Sep. 1947

A


Gemisch-Gasometer 250m³
C₄H₆-Gasometer 250m³
NaOH-Wäsche
D=1000 l/φ
H=6m Füllkörper
15 m³/h
~2040Nm³/h
4Rührbehälter+2Res.
4Absitzbehält. +2Res.
Verweilzeit je 3min.
62,8t/h
61,5t/h
Tiefkühler 66
-5°
1550000WE/h
(30t/hNH₃ -10°C)
1200 φ
1200 hoch
NaOH-Trockner
2800kg/h C₄H₆
800 φ; 2000lg
Trennbehälter
NaOH-Trockner
D=1000 φ
2m Schichthöhe
Verbrauch 6,5kg/h
32,5Kg 20%ige Lauge
762Nm³/h
Kühler
303000WE/h
(11t/h NH₃ -10°C)
NaOH-Trockner
Verbrauch 11Kg/h
D=1000 φ
2m Schichthöhe
55kg 20%ige Lauge
1986Nm³/h
~4100Nm³/h
1700 l/φ Füllkörp.
Salzsäure-Wäsche
Kühler
240000WE/h
300l/h 33,6%ige HCl
1000 l/φ
H=5m Füllkörp.
Salzsäure-Wäsche
270l/h
30% 20,6%ige HCl
291l/h 18%ige HCl
1:0,25
D=1200 φ
21 Böden
7ata
Olefine-Abtrennung
Kompressor 8ata
200kW
Kühler
450000WE/h
Vorwärmer
95000 WE/h
Kühler
35000WE/h
Kondensator
490000WE/h
Ansaug-Behälter
537000WE/h
4720Kg/h C₄/C₄H₆
Kühler
60000 WE/h
5370Kg/h ≈ ~10m³/h
650kg/h
835Nm³/h
1000 φ
1000 hoch
NaOH-Vorlage
Kompressor
50ata
180kW
800 l/φ
H=4m Füllkörper
Ausblase-Turm
(1Reserve)
Kühler
64000WE/h
570Nm³/h
Abscheider
0,1m³
Kocher
1235000WE/h
(1Reserve)
Wärme-Austauscher
3700000WE/h
61,5t/h
Frischlauge
Entgasungs-Turm
(1Reserve)
D=700 l/φ
H=8m Füllkörper
H=2,5m Füllkörper
Elektrolyse
Kühler
1350000WE/h
n.d. Alkylierung 1445 Kg/h
1355Kg/h
60m³
30m³
30m³
60m³
200m³
200m³
200m³
C₄H₈
Cu-Lauge
35%ige HCl
18%ige HCl



Chlor-Dehydrierung nach Bähr.

B. Sk. 34a

geändert Chlormengen und Pos. 87 u. 88 nachgetragen 28.9.42 R.

Leuna 18.9.1942 Buchholz 14

Abt. Mineralöl
Eing. 4. JAN. 1943
Dr. Ri | Dr. Scho | Dr. Tr | Dr. S

Alkylierung / Kalkulationen 408

Abteilung für
Wirtschaftlichkeitsprüfung
Dr. Schm./Me.

Leuna Werke, den 15. Okt. 1942
Aktennotiz Nr. 2265
Exemplar Nr. : 1

3500 #76
3/14.02

Geheim!
1. Dies ist ein Staatsgeheimnis im Sinne des § 88 R. St. G. B.
2. Weitergabe nur verschlossen, bei Postbeförderung als Einschreiben!
3. Aufbewahrung unter Verantwortung des Empfängers unter geschlossenem Verschluß

Bln

Aktennotiz

Betr.: Gestehkostenermittlung für Alkylat-Treibstoff und ET 100 nach verschiedenen Herstellungsverfahren.

Anlässlich des letzten Erfahrungsaustausches über Dehydrierung von Kohlenwasserstoffen usw. am 16./17.III.1942 in Ludwigshafen war auf Wunsch von Dr. Bähr festgelegt worden, durch die AWP Leuna die Gestehkosten des Bähr'schen Verfahrens zur Dehydrierung von Kohlenwasserstoffen mit Chlor zu ermitteln, um sie mit den Gestehkosten der katalytischen Dehydrierung zu vergleichen bezw. den Vergleich auf die nach beiden Verfahren herzustellenden Alkylat-Treibstoffe auszudehnen.

In den Vergleich wurde ferner die Herstellung von Alkylat und von ET 100 über die Gewinnung von Butylen nach dem Oppauer Verfahren - Dehydrierung von Kohlenwasserstoffen zu Olefinen mittels Chlor in flüssiger Phase-einbezogen.

Das Bähr'sche Verfahren der Butylen-Herstellung (Chlordehydrierung) arbeitet in der Weise, dass Kohlenwasserstoffe in der Wärme chloriert werden. Die dabei entstehende Salzsäure und die Polychloride sowie das nicht umgesetzte Butan werden entfernt, während das gebildete Chlorid und Dichlorid in einem Spaltofen bei 550° dechloriert werden. Nach Entfernung der hierbei gebildeten Salzsäure gelangt das Reaktionsprodukt zur Trennung von Butylen und Butadien in eine Kupferlaugewäsche, in der sich das Butadien löst. Nach der Wäsche fällt fertiges Butylen und Butadien an, wobei jedoch noch zu prüfen ist, ob das Butadien in der vorliegenden Form zum Einsatz in den Kautschucksektor geeignet ist.

Das Oppauer Chlorierungsverfahren arbeitet in der Weise, dass die Chlorierung des Kohlenwasserstoffes in flüssiger Phase unter Zuhilfenahme von UV-Licht erfolgt; Salzsäure, nicht umgesetztes Butan und etwa auftretende Polychloride werden entfernt und - wie in dem Bähr'schen Verfahren - das gebildete Butylchlorid in einem Spaltofen zersetzt. Die Zersetzungsprodukte werden im Falle des Isobutans mit Öl getrennt, während beim n-Butan die Trennung der Reaktionsprodukte durch Druckdestillation erfolgen soll.[1]

In der folgenden Betrachtung sind 6 Vergleichsfälle untersucht worden:

1) AT 244 mit katalytischer Dehydrierung,
2) AT 244 mit Butylengewinnung nach Bähr ohne Isomerisierung,
3) AT 244 mit Butylengewinnung nach Bähr mit Isomerisierung und maxim. Treibstofferzeugung,
4) AT 244 mit Butylengewinnung nach Oppauer Verfahren,
5) ET 100 mit Butylengewinnung nach Oppauer Verfahren (Ausbeuteangaben Oppau),
6) ET 100 mit Butylengewinnung nach Oppauer Verfahren (Ausbeuteangaben Leuna)

---

1) Nach neueren Mitteilungen erfolgt die Trennung zwischen Butylen-Butylchlorid-Gemisch und HCl-Gas in beiden Fällen mittels Ölwäsche, während sie nach den ersten Vorschlägen im Mai mittels Dimethylformamid durchgeführt werden sollte.

Allen Vergleichsfällen liegt ein Rohbutan zugrunde, welches 4,8 % Olefine enthält und das einen Propangehalt von 3 % zusätzlich zu der Butanmenge aufweist. Im Vergleichsfall 2) ist ein Butaneinsatz von 47 500 jato der Zusammensetzung 35 % i-C_4 und 65 % n-C_4 angenommen worden, da hierfür ein genau durchgearbeitetes Fliess-Schema vorlag und auf Wunsch von Herrn Dr. Bähr dessen Verfahren so berechnet werden sollte, dass eine Isomerisierung von überschüssigem n-Butan vermieden wird, um das Verfahren möglichst billig zu gestalten. -- Bei Vergleichsfall 5) ist die gleiche Butanzusammensetzung zugrunde gelegt, da die Berechnungen von Herrn OI. Giehne auf dieses Verhältnis zwischen i-C_4 und n-C_4 abgestellt waren, jedoch beträgt der Einsatz 60 000 jato Butan. -- Die übrigen Fälle sind für einen Durchsatz von 60 000 jato Rohbutan der Zusammensetzung 39 % i-C_4 und 61 % n-C_4 ausgelegt.

Die beiliegende Tabelle I enthält die Anlagekosten, wie sie für die einzelnen Verfahren von Leuna ermittelt wurden. Die Schätzungen enthalten nur die eigentlichen Fabrikationsbetriebe einschl. Eingangs- und Schlussbehälterlager für je 7 Tage sowie die zwischen den einzelnen Verfahrensstufen nötigen Zwischenlager für eine Betriebszeit von ca. 20 Stunden. Dagegen sind in der Aufstellung nicht enthalten Beträge für Geländeaufschluss, Energieerweiterung, Hilfs- und Nebenbetriebe usw. Die im Anhang beigefügten Fliessschemen zeigen die für die einzelnen Vergleichsfälle eingehaltene Fahrweise sowie die Durchsätze in den verschiedenen Verfahrensstufen.

Im einzelnen ist zu den verschiedenen Vergleichsfällen folgendes zu bemerken:

Vergleichsfall 1) stellt eine völlig durchkonstruierte Anlage dar. Die hier genannten Zahlen sind nicht, wie bei den übrigen 5 Fällen, Überschlagsschätzungen, sondern stellen das Ergebnis einer exakten Durchrechnung dar. Ferner liegen für die katalytische Dehydrierung ausgedehnte Betriebserfahrungen vor. Für die Alkylierung ist ein 18 %iger Alkylatspiegel vorgesehen, wodurch die Grösse der Kreislaufdestillation bedingt ist.

Vergleichsfall 2) wurde nach Unterlagen von Dr. Bähr vom Konstruktionsbüro Leuna durchgerechnet. Herr Dr. Bähr sieht den Hauptvorteil für sein Verfahren darin, dass die Isomerisierung in Wegfall kommt, und das überschüssige n-Buten in Butadien übergeführt wird. Damit verringert sich in entsprechendem Masse die Ausbringung an Alkylat. Da in dem Verfahren 100 %iges Butylen anfällt, ist es möglich, mit einem Alkylatspiegel von 26 % zu fahren, wodurch sich die Anlagekosten sowohl für die Alkylierung als auch für die nachfolgende Destillation entsprechend verkleinern. Für die Aufarbeitung der anfallenden Salzsäure ist eine Elektrolyse vorgesehen, für deren Schätzung Angaben von Dr. Messner, Bitterfeld, benutzt werden konnten. - Vergleichsfall 2) 47 500 jato Butaneinsatz.

Vergleichsfall 3) berücksichtigt einen Butaneinsatz von 60 000 jato und stellt die Anwendung des Bähr'schen Chlordehydverfahrens für eine maximale Alkylatgewinnung dar. Die Anlagekosten für die Butylengewinnung wurden nach den ersten Angaben von Dr. Waldmann, Ludwigshafen, errechnet und sind gemeinsam mit Dr. Bähr festgelegt worden [1]. Aus diesen Unterlagen wurden die Anlagekosten für den vorliegenden Einsatz umgeschätzt. Zur Erzielung einer maximalen Butylenausbeute ist die Chlorierung eines olefinfreien Butans nötig. Aus diesem Grunde wurde der n/i-Trennung eine Vorhydrierung vorgeschaltet, für die Anlagekosten und Energien nach Vergleichsfall 4 (s.d.) zugrunde

[1] 21941 Vergleich der Herstellung von Butylen durch Dehydrierung mittels Chlor und durch katalytische Dehydrierung unter anschliessende Alkyläthersynthese. (Versuchsbericht v. 12.6.1942)

gelegt wurden. Im Vergleichsfall 1) wird das Rohbutan durch die Alkylierung geleitet, wobei die Olefine entfernt werden. Dieser Weg ist für Vergleichsfall 3) nicht wirtschaftlich, da damit die Vorteile eines 100 %igen Butylens - 26 % Alkylatspiegel - nicht ausgenutzt werden können.

Vergleichsfall 4) enthält die Schätzungen für die Alkylierung vom Konstruktionsbüro Leuna. Die Anlagekosten für die Butylengewinnung wurden aus denen des Vergleichsfalles 5) - die ebenfalls von Leuna unter Berücksichtigung der von Oppau stammenden Unterlagen errechnet wurden - umgeschätzt. (Die Umrechnung erfolgte nach dem Durchsatz unter Berücksichtigung der Faktoren für Verdoppelung der Anlage : 1,6 bei MTA und 1,4 bei BTA). — Die Zuschläge für Rohrleitungen, Messeinrichtungen und dergl. betragen bei Herrn OI. Giehne einschl. Tanklager nur 17 %, während sie bei den Leunaer Berechnungen - entsprechend den allgemeinen Erfahrungen - mit ca. 25 % ausschliesslich Tanklager eingesetzt wurden. Für die Tanklager sind unter Berücksichtigung der für Leuna bestehenden Luftschutzvorschriften RM 300,-- / m³ Tankraum eingesetzt worden.

Für die Entfernung der Olefine muss im vorliegenden Vergleichsfall eine Vorhydrierung vorgesehen werden, da sonst Schwierigkeiten in der nachfolgenden Isomerisierung entstehen würden. Für die Vorschaltung einer Vorhydrierung gelten die gleichen Gründe, wie sie im Vergleichsfall 3) besprochen wurden.

Die Aufarbeitung der bei der Chlordehydrierung anfallenden Salzsäure erfolgt nach dem in Oppau verbesserten Deacon-Prozess (~~siehe hierzu A.N. 2261 über Chlorrückgewinnung~~). Von Oppau war zunächst vorgesehen, das bei der Oxydation entstehende Wasser in Form von 20 %iger Salzsäure aus dem Kreislauf herauszunehmen. Statt dessen wird nach dem neuesten Vorschlag von Oppau das Reaktionswasser durch eine Schwefelsäuretrocknung entfernt. Hierfür waren von Oppau Quarz-Apparaturen von Schott u.Genossen eingesetzt. Auf Anfrage von Leuna lehnen Schott als auch Deutsche Quarzschmelze den Bau solcher Quarz-Apparaturen ab, sodass in der vorliegenden Schätzung die Schwefelsäure-Konzentrierung in Pauling-Kesseln durchgeführt wird, wobei - nach Auskunft der anorganischen Abteilung Lu - eine vorherige Entgasung der Schwefelsäure von der begleitenden Salzsäure in einer keramischen Apparatur notwendig ist.

Vergleichsfall 5) - Herstellung von ET 100 - benutzt unter Berücksichtigung der Ausbeuteangaben von Oppau die Anlagekostenschätzungen von Herrn OI. Giehne, die auf den Vergleichsfall umgerechnet wurden. Die gegenüber den vorhergehenden Vergleichsfällen höheren Anlagekoste: und Energiebeträge für die n/i-Trennung erklären sich dadurch, dass hierbei auch die Kreislaufdestillation der Isomerisierung mit einbezogen ist. (Eine getrennte Ausweisung der Anlagekosten war nach den Unterlagen von Herrn OI. Giehne nicht möglich.) Die überschlägigen Angaben von Herrn OI. Giehne ergaben für den Einsatz von 60 000 jato Butan einen Betrag von RM 22,4 Mio. In dieser Summe sind die Kosten für die Schwefelsäurekonzentrierung in der HCl-Oxydation noch nicht enthalten, welche nach den Ermittlungen von Leuna RM 3 Mio betragen. Den von Leuna berechneten Anlagekosten von rd. RM 29,5 Mio steht die von Oppau geschätzte Summe von RM 22,4 + 3 = RM 25,4 Mio gegenüber. Der bestehende Unterschied von RM 4,1 Mio erklärt sich nach eingehender Betrachtung unter Berücksichtigung der zum Vergleich notwendigen Tanklager und der üblichen Zuschläge für Rohrleitungen usw. (s.hierzu Vergleichsf.4). — Vergleichsfall 5) berücksichtigt in Übereinstimmung mit den Berechnungen von Herrn OI.Giehne die Butanzusammensetzung 35 % i-C_4 und 65 % n-C_4 bei einem Einsatz von 60 000 jato Butan.

Vergleichsfall 6) unterscheidet sich gegenüber Vergleichsfall 5) durch die Butanzusammensetzung 39 % i-C_4 und 61 % n-C_4 und durch geringere Ausbeute, die sich auf Grund der Leunaer Schätzungen ergibt. So rechnet Leuna bei der Vorhydrierung mit 99,5 % und bei der Polymerisation und Nachhydrierung mit 97,5 % Ausbeute, während von Oppau für diese Verfahrensstufen 100 % Ausbeute angenommen waren. Die Anlagekosten hierfür sind unter denselben Verhältnissen wie bei Fall 5) ermittelt.

Gestehkosten

Für die Gestehkosten wurde einheitlich ein Einstandspreis für Rohbutan von RM 30,08 % kg zugrunde gelegt. In Tabelle II sind zunächst die Gestehkosten für die Herstellung des Butylens ermittelt, während Tabelle III die für AT 244 bezw. ET 100 sich ergebenden Gestehkosten enthält. Eine Zusammenstellung der wichtigsten Zahlen aus den Tabellen I - III bringt Tabelle IV.

Tabellen siehe Anhang.

Ergebnis

Vergleichsfall 2)

Auf Grund der oben angeführten Betrachtungen zeigt sich zunächst als billigste Herstellungsweise für Butylen und für AT 244 das Verfahren Bähr ohne Isomerisierung. Es darf aber nicht übersehen werden, dass hierzu ein Butan-Einsatz nötig ist, der das 1,6-fache des bei den anderen Verfahren benötigten ausmacht. Für die Herstellung von Butylen beträgt der Verbrauch sogar das 2,3-fache der Durchschnittswerte der anderen Verfahren.

Dies ist darin begründet, dass bei der Herstellung von

100 kg n-Butylen	129 kg Butadien	+ 99 kg Polychloride
bezw. 100 kg AT 244	58 kg Butadien	+ 44 kg Polychloride

gebildet werden. Damit geht dem Treibstoffsektor eine erhebliche Menge Produkt verloren. Gleichzeitig muss darauf hingewiesen werden, dass bei dem Verfahren Bähr noch Werkstoff-Schwierigkeiten sowohl für die Chlorierung und Dechlorierung als auch für die Kupferlaugewäsche bestehen. Ausserdem ist zu berücksichtigen, dass der für die Salzsäure-Elektrolyse notwendige Strombedarf von 13 000 kWh/h die Erstellung eines Kraftwerkes mit einem Kapitalaufwand von RM 4 000 000,- erfordert, das im vorliegenden Falle nicht berücksichtigt ist.

Der niedrige Gestehpreis von RM 22,36 % kg n-Butylen bezw. von RM 36,74 % kg AT 244 bei dem Chlordehydrierverfahren nach Bähr hat seine Ursache in dem überwiegenden Anfall von Butadien, das hierbei als Hauptprodukt angesehen werden muss.

Es bilden sich bei der Chlordehydrierung von 100 kg n-Butan:

48,8 kg Butadien	entspr.	39,3 %	(Bewertung RM 75,- % kg)
37,8 kg Butylen	"	30,5 %	
37,5 kg Polychloride	"	30,2 %	(Bewertung RM 15,- % kg)
124,1 kg Gesamtanfall	entspr.	100,0 %	gewinnbare Produkte.

Butadien und Polychloride tragen bei der vorstehenden Bewertung praktisch die gesamten Rohmaterialkosten. Vor Berücksichtigung der Gutschriften für Butadien und Polychloride betragen die

	Spesen	bezw.	Gestehpreise	
RM	54,32	"	RM 133,84	% kg Butylen
RM	31,03	"	RM 86,63	% kg AT 244 .

Unter der Annahme eines maximalen Erlöses von RM 75,-- % kg Butadien und RM 15,-- % kg Polychloride würden sich die voraussichtlichen Gestehpreise zwischen

RM 22,36 und RM 133,84 % kg Butylen

bezw. RM 36,74 " RM 86,63 % kg AT 244

je nach Bewertung der "Nebenprodukte" Butadien und Polychloride bewegen. Der voraussichtliche Gestehpreis wird sich danach richten, ob Butadien in der anfallenden Form und Menge unmittelbar für den Kautschuksektor anwendbar ist und ob die Polychloride absetzbar sind. Sobald diese Fragen geklärt sind, erscheint es vorteilhaft zu versuchen, das Bähr'sche Chlordehydverfahren auf die alleinige Herstellung von Butadien weiter zu entwickeln, da diese Art und Weise der Butadiengewinnung im Vergleich zu schon bestehenden Verfahren wesentlich billiger sein dürfte.

Vergleichsfall 3)

Der gegenteilige Fall, nämlich der Gewinnung einer maximalen Menge an Butylen bezw. AT 244 nach dem Chlordehyd-Verfahren Bähr mit Isomerisierung - Vergleichsfall 3)- zeigt, dass dieser Weg der Alkylatherstellung auf Grund des sich ergebenden Gestehpreises von

RM 51,14 % kg AT 244

bezw. RM 55,85 % kg n-Butylen

und hinsichtlich Alkylatausbeute (77,5 %) und Anlagekosten (RM 517,30 je jato AT 244) den anderen Alkylatverfahren nicht überlegen ist. Dies gilt besonders deshalb, weil auch in diesem Fall die oben angeführten Bedenken (Werkstoff-Schwierigkeiten, Absetzbarkeit der Nebenprodukte Butadien, Polychloride) bestehen.

Vergleichsfall 1) und 4)

Hinsichtlich der Gewinnung von n-Butylen zeigt sich zwischen katalytischer Dehydrierung und Chlordehydrierung nach dem Oppauer Verfahren nur ein sehr geringer Unterschied, wie es die folgenden Gestehpreise erkennen lassen:

katalyt. Dehydrierung	RM 49,79 % kg Butylen
Chlordehydr. Oppau	RM 51,61 % kg Butylen.

Sofern jedoch berücksichtigt wird, dass die den Berechnungen zugrunde liegende Dehydrierausbeute und damit die AT-Ausbeute auf Grund vorliegender Versuchsergebnisse gesteigert werden kann, was bei dem Chlordehydrierungsverfahren kaum noch möglich erscheint, dürfte das katalytische Verfahren die wirtschaftlichere Art der Butylengewinnung darstellen. In diesem Zusammenhang sei auch auf die für die Gewinnung von Butylen erforderlichen Anlagewerte hingewiesen, die mit

RM 525,-- je jato n-Butylen - Oppauer Verfahren
gegenüber RM 325,-- je jato n-Butylen - katalytische Dehydrierung

im Falle des Oppauer Verfahrens 160 % derjenigen der katalytischen Dehydrierung ausmachen. Hierbei sind die Anlagekosten für eine Linde-Fränkel-Anlage für die Gewinnung von Sauerstoff für die HCl-Oxydation noch nicht eingeschlossen, die im vorliegenden Fall RM 450 000,- (1 700 m³ O2/h) betragen und denen bei der katalytischen Dehydrierung anteilige Kosten an einer Kontaktfabrik für Dehydrierkontakt in Höhe von max. RM 300 000,- gegenüberstehen.

Vergleichsfall 5) und 6)

Während im Falle der Herstellung von AT 244 n-Butylen aus bereits vorliegendem n-Butan gewonnen wird, muss für die Erzeugung von ET 100 i-Butylen erzeugt werden, wofür der im Rohbutan enthaltene Teil an n-Butan zu isomerisieren ist. Aus diesem Grunde liegt der Gestehpreis von RM 53,64 % kg i-Butylen wesentlich höher als derjenige des n-Butylens (RM 49,79 % kg im Falle der katalytischen Dehydrierung).

Gestehpreis-Vergleich.

Ein Vergleich der Treibstoff-Gestehpreise zeigt, dass die Gewinnung von ET 100 teurer ist als die des AT 244, wie es aus den nachstehenden Zahlen ersichtlich ist:

Ausbeute	Gestehpreis		Verfahren
89,0 %	RM 57,97 % kg	ET 100	Oppau, Ausbeuteangaben Oppau
86,5 %	" 59,34 % kg	ET 100	Oppau, Ausbeuteangaben Leuna
77,5 %	" 55,85 % kg	AT 244	Bähr, mit Isomerisierung
87,5 %	" 50,38 % kg	AT 244	katal. Dehydrierung
90,3 %	" 49,39 % kg	AT 244	Oppau .

Auch anlagekostenmässig bietet sich kein Anreiz, ET 100 herzustellen wie die im Anhang beigefügten Tabellen ausweisen.

Da aus den oben angeführten Gründen die Herstellung von AT 244 nach den Verfahren von Bähr vom Standpunkt einer optimalen Treibstoff-Gewinnung nicht vorteilhaft erscheint, verbleiben noch die Vergleichsfälle 1) und 4) mit einem Gestehpreis von

RM 50,38 % kg AT 244 bei Vergleichsfall 1
- Alkylierung mit katal.Dehydr.
bezw. RM 49,39 % kg AT 244 bei Vergleichsfall 4
- Alkylierung mit Chlordehydr.Op.

Hierbei sei nochmals darauf hingewiesen, dass der dem Gestehpreis von RM 51,45 % kg AT 244 für das Verfahren mit katal. Dehydrierung zugrunde liegende Dampfbedarf von 82 t/h zu hoch ist und Leuna mit dem niedrigeren Dampfbedarf von 55 t/h rechnet. Die in der Aufstellung gegebene Berechnung wurde lediglich deshalb gewählt, weil die entsprechenden Energie-Verbräuche den Reichsstellen gegenüber genannt worden waren. (Firmengarantie für die Destillation)

Für das Verfahren der Herstellung von AT 244 mittels katalytischer Dehydrierung ist in dem Gestehpreis von RM 50,38 % kg eine Kostensenkung nicht berücksichtigt, die sich durch Ausnutzung der im Rohbutan enthaltenen Olefine bietet. Während bei den anderen Vergleichsfällen die im Rohbutan vorhandenen Butylene durch zusätzliche Aufwendungen - Vorhydrierung - mit Verlust an Butan entfernt werden müssen, kann - wie aus dem beigefügten Fliessschema 1 ersichtlich ist - im Vergleichsfall 1, katal. Dehydrierung, ursprünglich vorhandenes Butylen in der Alkylierung umgesetzt werden, da es bei der katalytischen Butandehydrierung keine Nebenreaktionen gibt. Damit ergibt sich für Vergleichsfall 1) eine entsprechend kleinere Dehydrierung und somit eine entsprechende Einsparung an Dehydrierungsverlusten. Dadurch wird eine Erhöhung der AT-Ausbeute um 0,6 % auf 88,1 % (52 860 jato AT) und eine Senkung des Gestehpreises um RM 0,50 % kg auf RM 49,88 % kg AT erzielt. Da sichere Voraussagen über die Menge der im Rohbutan vorhandenen Olefine nicht gegeben werden konnten, wurde für die Gewinnung von AT 244 auf dem Wege der katalytischen Dehydrierung der Olefingehalt in den Tabellen und im Fliessschema "Vergleichsfall 1", dem die in Tabelle I aufgeführten Durchsätze in den einzelnen Verfahrensstufen zugrunde liegen, nicht in Rechnung gestellt. Die durch Berücksichtigung des Rohbutan-Olefingehaltes bedingten Änderungen sind dem korrekten Fliessschema "Vergleichsfall 1 mit Olefinverwertung" zu entnehmen.

Ohne Berücksichtigung der Vorteile des Olefingehaltes für die katal. Dehydrierung besteht also zwischen den Vergleichsfällen 4) - Chlordehydrierung Oppau - und 1) - katal.Dehydrierung - eine Gestehpreisdifferenz von 2 %, die als innerhalb der Fehlergrenze liegend angesehen werden muss. Hinsichtlich Anlagekosten liegt AT 244 mit katalytischer Dehydrierung um 10 % günstiger als mit Chlordehydrierung. Dem steht bei dem katalytischen Verfahren die geringere Ausbeute von 87,5 % gegen 90,3 % gegenüber. Diese Differenz wird sich jedoch voraussichtlich verringern, da nach den für die Gewinnung von Butylen gemachten Ausführungen die Dehydrierausbeute von 85 % auf voraussichtlich 88 % erhöht werden kann, womit die Alkylatausbeute im Vergleichsfall 1), mit katalytischer Dehydrierung, von 87,5 auf 89,0 % steigt.

Bei Berücksichtigung der Vorteile, die die Ausnutzung der im Rohbutan mit 4,8 % angenommenen Butylene mit sich bringt, ergibt sich für die Alkylatgewinnung mittels katalytischer Dehydrierung eine Ausbeuteerhöhung von 87,5 auf 88,1 % AT bezw. bei Annahme einer 88 %igen Dehydrierausbeute eine Ausbeuteerhöhung von 89,0 auf 89,4 % AT.

Gleichzeitig damit geht eine Gestehpreissenkung einher, durch die der Unterschied gegenüber den Gestehkosten für AT nach dem Oppauer Verfahren auf 1 % erniedrigt wird.

Es zeigt sich damit, dass für die Herstellung von AT 244 mit Butylengewinnung durch katalytische Dehydrierung ein wirtschaftlicheres Konkurrenzverfahren gegenwärtig nicht besteht und dass eine Umstellung der bisherigen Planung auf eine andere Butylengewinnung nicht zu rechtfertigen ist, da die Butylengewinnung durch Chlordehydrierung grosstechnisch noch nicht ausgeprüft ist, während die Butylengewinnung durch katalytische Dehydrierung betrieblich ohne Schwierigkeiten läuft und die vorliegenden Erfahrungen zu günstigeren Ergebnissen berechtigen.

Anlagen

Ø I.G.Bln, Herrn Dr. Ringer
Herrn Dir.Dr.Schneider
" Dir.Dr.Bütefisch
" Dir.Dr.v.Staden
" Dir.Dr.Giesen
" Dir.Dr.Herold
" OI. Keinke.
AWP Bln
AWP Me

ie

Zusammenfassung:

1) Es werden die Gestehkosten für die Gewinnung von Butylen sowie Treibstoff AT 244 bzw. ET 100 nach den Verfahren:

katal. Dehydrierung
Chlordehydrierung von Dr.Bähr (Lu)
Chlordehydrierung Oppau

ermittelt und gegenübergestellt.

Als Ergebnis des Vergleiches zeigt sich unter Einhaltung der in der Notiz gemachten Voraussetzungen:

2) Die Anlagekosten für Butylen betragen bei den einzelnen Verfahren - wie aus Tabelle II ersichtlich ist - pro jato:

n-Butylen	RM	325	für	katal.Dehydrierung
"	"	1 333	"	Chlordehydrierung Dr.Bähr mit erhöhter Butadienbildung(geringe Treibstoff ausbeute)
"	"	733	"	Chlordehydrierung Dr.Bähr mit maximaler Butylenbildung
"	"	525	"	Chlordehydrierung Oppau
i-Butylen	"	494	"	" " Ausbeuteangabe Op
"	"	495	"	" " " Leuna

3) Die Anlagekosten für AT 244 belaufen sich pro jato AT 244 - wie Tabellen III und IV zeigen - auf:

RM	380	für	katal.Dehydrierung
"	766	"	Chlordehydrierung Bähr - erhöhte Butadienbildung
"	517	"	Chlordehydrierung Bähr maxim.Treibstoffausb.
"	421	"	Chlordehydrierung Oppau

4) Die Anlagekosten für ET 100 stellen sich pro jato ET 100 - wie aus Tabellen III und IV zu entnehmen ist - auf:

RM	552	für	Chlordehydrierung Oppau Ausbeuteangabe Op
"	563	"	" " " Leuna.

5) Der Gestehpreis für Butylen ergibt sich - wie Tabelle II i. einzelnen aufweist - bei

n-Butylen zu:

RM 49,79	% kg	bei 85,0%	Ausbeute	für katal.Dehydrierung
" 51,61	% "	" 91,6%	"	" Chlordehydrierung Oppau
" 55,85	% "	" 67,3%	"	" Chlordehydrierung Bähr mit maxim.Butylengewinnung
" 22,36	% "	" 37,8%	"	" Chlordehydrierung Bähr mit erhöhter Butadienbildung, entspr.den sehr erheblichen Gutschriften

i-Butylen zu:

RM 53,64	% kg	bei 89,1%	Ausbeute	für Chlordehydrierung Oppau Ausbeuteangaben Oppau
" 53,54	% kg	" 88,7%	"	" Chlordehydrierung Oppau Ausbeuteangaben Leuna.

6) Der Gestehpreis für AT 244 stellt sich - wie Tabelle IV näher darlegt - auf:

RM 50,38	% kg,	bei 87,5%	Ausbeute	für katal.Dehydrierung
" 49,39	% "	" 90,3%	"	" Chlordehydrierung Oppau
" 51,14	% "	" 77,5%	"	" Chlordehydrierung Bähr maxim.Butylenbildung
" 36,74	% "	" 54,1%	"	" Chlordehydrierung Bähr erhöhte Butadienbildung.

Der niedrige Preis im letzten Fall erklärt sich aus der sehr erheblichen Gutschrift für die erhöhte Butadienbildung, die durch Vermeidung der Isomerisierung herbeigeführt wird und wodurch die niedrige Treibstoffausbeute bedingt ist.

7) Der Gestehpreis für ET 100 liegt - wie Tabelle IV im einzelnen angibt - bei:

RM 57,97	% kg	bei 89,0%	Ausbeute	für Chlordehydrierung Oppau Ausbeuteangaben Oppau
" 59,34	% "	" 86,5%	"	" Chlordehydrierung Oppau Ausbeuteangaben Leuna.

Tabelle I

Anlagekosten für die Herstellung von AT 244 und ET 100

Verfahrensstufe	AT 244 mit katal.Dehydr.				AT 244 m.Chlordehydr. n.Bähr o.Isomeris.m.erhöht.C_4H_6-Bldg.				AT 244 m.Chlordehydr. n.Bähr m.Isomeris.m.maxim.AT-Erzeug.				AT 244 mit Chlordehydr. Op.				ET 100 m.Chlordehydr.Oppau Ausbeuteangaben Oppau				ET 100 mit Chlordehydr. Oppau Ausbeuteangaben Leuna			
	Anlagekosten MTA Mio RM	BTA Mio RM	Gesamt Mio RM	Eingang / Ausgang jato	Anlagekosten MTA Mio RM	BTA Mio RM	Gesamt Mio RM	Eingang / Ausgang jato	Anlagekosten MTA Mio RM	BTA Mio RM	Gesamt Mio RM	Eingang / Ausgang jato	Anlagekosten MTA Mio RM	BTA Mio RM	Gesamt Mio RM	Eingang / Ausgang jato	Anlagekosten MTA Mio RM	BTA Mio RM	Gesamt Mio RM	Eingang / Ausgang jato	Anlagekosten MTA Mio RM	BTA Mio RM	Gesamt Mio RM	Eingang / Ausgang jato
Rohbutan - Vorhydrierung	-	-	-	-	-	-	-	-	1,228	0,317	1,545	60 000 / 59 700	1,228	0,317	1,545	60 000 / 59 700	1,228	0,317	1,545	60 000 / 60 000	1,228	0,317	1,545	60 000 / 59 700
Frischbutan n / i-Trennung	1,162	0,177	1,339	60 000 / 60 000	0,600	0,360	0,960	47 500 / 47 500	0,517	0,083	0,600	59 700 / 59 700	0,517	0,083	0,600	59 700 / 59 700	0,830	0,180	1,010	60 000 / 60 000	0,830	0,180	1,010	59 700 / 59 700
Isomerisierung	0,653	0,157	0,810	6 970 / 6 620	-	-	-	-	0,425	0,110	0,535	3 550 / 3 380	0,732	0,178	0,910	8 220 / 7 810	2,815	0,675	3,490	39 000 / 37 000	2,620	0,630	3,250	36 400 / 34 600
Butylengewinnung	5,415	2,078	7,493	29 530 / 25 100	5,250	1,650	6,900	30 400 / 11 500 x)	6,350	1,650	8,000	32 850 / 22 230 x)	4,560	1,240	5,800	28 180 / 25 925	7,000	1,900	8,900	58 000 / 53 400	7,000	1,900	8,900	57 900 / 53 250
Alkylierung	2,938	1,186	4,124	55 220 / 53 560	1,210	0,987	2,197	28 600 / 26 240	1,876	1,382	3,258	48 910 / 47 450	2,350	1,410	3,760	57 035 / 55 320	-	-	-	-	-	-	-	-
Polymerisation	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,560	0,150	0,710	53 400 / 53 400	0,560	0,150	0,710	53 250 / 52 200
Destillation	5,428	0,706	6,134	53 560 / 52 500	1,120	0,500	1,620	26 240 / 25 700	2,070	0,930	3,000	47 450 / 46 500	2,320	1,050	3,350	55 320 / 54 200	-	-	-	-	-	-	-	-
Nachhydrierung	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	2,500	0,820	3,320	53 400 / 53 400	2,500	0,820	3,320	52 200 / 51 900
HCl-Elektrolyse	-	-	-	-	7,000	1,055	8,055	- / 57 300	6,250	0,926	7,076	- / 50 540	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HCl-Oxydation	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	4,450	2,350	6,800	- / 51 700	6,900	3,600	10,500	72 100 / 65 250	6,900	3,600	10,500	72 100 / 65 250
Gesamt Produktion in jato	15,696	4,304	19,900	60 000 / 52 500	15 180	4,552	19,732	47 500 / 25 700	18,616	5,398	24,014	52 000 / 46 500	16,157	6,628	22,785	60 000 / 54 200	21,833	7,642	29,475	60 000 / 53 400	21,638	7,597	29,235	60 000 / 51 900
					zusätzlich 4,000 ← Kraftwerk f.HCl-Elektrol. → 3,600								zusätzlich 0,450 ← für Fränkel-Linde-Anlage → 0,600											
													gesamt 22,235				gesamt 30,075				gesamt 29,835			
Ausbeute: AT 244 / ET 100				87,5%				54,3%				77,7%				90,3%				89,0%				86,5%

x) zusätzlich 14 820 Butadien, 11 370 Polychlorbutan

x) zusätzlich 7 620 Butadien, 4 270 Polychlorbutan

22,4 Mio RM nach Schätzung Oppau (ohne Schwefelsäurekonzentrierung und ohne den Vergleichsfällen entsprechendes Tanklager)

Gestehkosten, Spesenverteilung und Anlagekosten sowie Rohbutanbedarf

Tabelle II

	für 100 kg n-Butylen						für 100 kg i-Butylen			
	Katal.Dehydr.	Chlordehydrierung					Chlordehydrierung Oppau Ausbeute-Angaben			
		Bähr				Oppau	Oppau		Leuna	
		ohne Isomerisierung erhöhte Butadienbildung		mit Isomerisierung maxim.Butylenbildung						
Rohbutanbedarf in kg	117,6	264,3		148,5		109,2	112,2		112,7	
Ausbeute in %	85,0	37,8		67,3		91,6	89,1		88,7	
	Rohmaterialien und Spesen RM	Rohmaterialien und Spesen RM	Anlagewert RM/t	Rohmaterialien und Spesen RM	Anlagewert RM/t	Rohmaterialien und Spesen RM	Anlagewert RM/t	Rohmaterialien und Spesen RM	Anlagewert RM/t	Rohmaterialien und Spesen RM	Anlagewert RM/t
RM 30,08 % kg Butan Rohbutaneinsatz	35,39	79,52		44,67		32,86	33,80		33,89	
Vorhydrierung	-	-	-	1,86	38,20	1,37	1,40	28,90	1,41	29,20
n/i-Trennung	0,93	26,30	1,85	53,40	0,78	14,90	0,58	10,90	1,00	18,90	1,00	19,10
Isomerisierung	-	-	-	-	-	-	-	-	3,98	68,80	3,77	64,20
Butylengewinnung	14,75	298,50	26,50	600,00	25,29	359,90	9,08	223,70	7,54	181,00	7,53	181,70
HCl-Elektrolyse	-	-	25,97	679,10	11,84	319,60	-	-	-	-	-	-
HCl-Oxydation	-	-	-	-	-	-	7,72	262,30	5,92	196,60	5,94	201,00
Spesen gesamt	15,68		54,32		39,77		18,75		19,84		19,65	
Summe ohne Berücksichtigung der Gutschriften	51,07		133,84		84,44		51,61		53,64		53,54	
Restgas	1,28		-		-		-		-		-	
Butadien	-		96,65		25,71		-		-		-	
Polychloride	-		14,83		2,88		-		-		-	
Gutschriften gesamt	1,28		111,48		28,59		-		-		-	
Gestehpreis % kg Butylen	49,79		22,36		55,85		51,61		53,64		53,54	
Anlagewert gesamt je t Butylen		324,80		1 332,50		732,60		525,--		494,20		495,20

Gestehkosten, Spesenverteilung, Anlagekosten und Rohbutaneinsatz

für 100 kg AT 244 bezw. ET 100

Tabelle III

	AT 244								ET 100 Chlordehydrierung Oppau Ausbeuteangaben von :			
	Katal.Dehydr.		Chlordehydrierung									
			Bähr				Oppau					
			ohne Isomerisierung erhöhte Butadien-Bldg.		mit Isomerisierung maxim.AT 244 Ausbeute							
									Oppau		Leuna	
Rohbutaneinsatz in kg	114,3		184,7		129,0		110,7		112,4		115,6	
Ausbeute in %	87,5		54,1		77,5		90,3		89,0		86,5	
	Rohmaterialien und Spesen RM	Anlagewert RM/t	Rohmaterialien und Spesen RM	Anlagewert RM/t	Rohmaterialien und Spesen RM	Anlagewert RM/t	Rohmaterialien und Spesen RM	Anlagewert RM/t	Rohmaterialien und Spesen RM	Anlagewert RM/t	Rohmaterialien und Spesen RM	Anlagewert RM/t
RM 30,08 % kg Butan Butaneinsatz	34,38		55,60		38,85		33,30		33,80		34,78	
Vorhydrierung	-	-	-	-	1,62	33,30	1,39	28,50	1,40	28,90	1,44	29,80
n/i-Trennung	0,90	26,00	1,29	37,30	-,68	12,90	0,58	11,10	1,00	18,90	1,02	19,40
Isomerisierung	0,91	15,40	-	-	-,72	11,50	1,04	16,80	3,98	65,40	3,87	62,60
Butylengewinnung	7,05	142,80	11,85	268,70	12,09	172,50	4,33	107,00	7,54	166,70	7,72	171,50
Alkylierung	3,54	78,70	3,55	85,40	2,79	70,10	2,72	69,40	-	-	-	-
Polymerisation	-	-	-	-	-	-	-	-	0,89	13,30	0,92	13,70
Destillation	5,28	116,80	2,72	63,20	2,41	64,50	2,34	62,20	-	-	-	-
Hydrierung	-	-	-	-	-	-	-	-	3,44	62,20	3,50	64,00
HCl-Elektrolyse	-	-	11,62	311,80	5,65	152,80	-	-	-	-	-	-
HCl-Oxydation	-	-	-	-	-	-	3,69	125,50[3]	5,92	196,60[4]	6,09	202,30[5]
Spesen gesamt	17,68[1]		31,03		25,96		16,09		24,17		24,56	
Summe ohne Berücksichtigung der Gutschrift	52,06		86,63		64,81		49,39		57,97		59,34	
Restgas	0,61		-		-		-		-		-	
Butadien	-		43,25		12,29		-		-		-	
Polychloride	-		6,64		1,38		-		-		-	
Gutschriften gesamt	0,61		49,89		13,67		-		-		-	
Gestehpreis % kg AT 244 bezw. ET 100	51,45[2]		36,74		51,14		49,39		57,97		59,34	
Anlagewert gesamt je t AT 244 bezw. ET 100		379,70[6]		766,40[7]		517,30[8]		420,30[3]		552,00[4]		563,30[5]

1) Die Spesen von RM 17,68 % kg AT 244 ergeben sich unter Zugrundelegung des von den Apparatebau-Firmen garantierten Dampfverbrauches von 82 t/h. Nach Ermittlungen von Leuna ist ein Verbrauch von 55 t/h völlig ausreichend, wodurch sich die Spesen um RM 1,07 auf RM 16,61 % kg AT ermässigen.

2) Gemäss den unter Fussnote 1) angeführten Gründen ermässigt sich der Gestehpreis auf RM 50,38 % kg AT 244.

3) Bei Berücksichtigung einer Sauerstoffanlage nach Fränkel-Linde Zuschlag von ca. RM 8,20 /t AT 244.

4) Bei Berücksichtigung einer Sauerstoffanlage nach Fränkel-Linde Zuschlag von ca. RM 11,10 /t ET 100.

5) Bei Berücksichtigung einer Sauerstoffanlage nach Fränkel-Linde Zuschlag von ca. RM 11,50 /t ET 100.

6) Bei Berücksichtigung einer Kontaktfabrik für Dehydrierung Zuschlag von ca. RM 6,50 /t AT 244.

7) Bei Berücksichtigung eines Kraftwerkes für HCl-Elektrolyse Zuschläge von ca. RM 156,60 /t AT 244.

8) Bei Berücksichtigung eines Kraftwerkes für HCl-Elektrolyse Zuschlag von ca. RM 77,40 /t AT 244.

Zusammenfassung der Tabellen I - [illegible]:

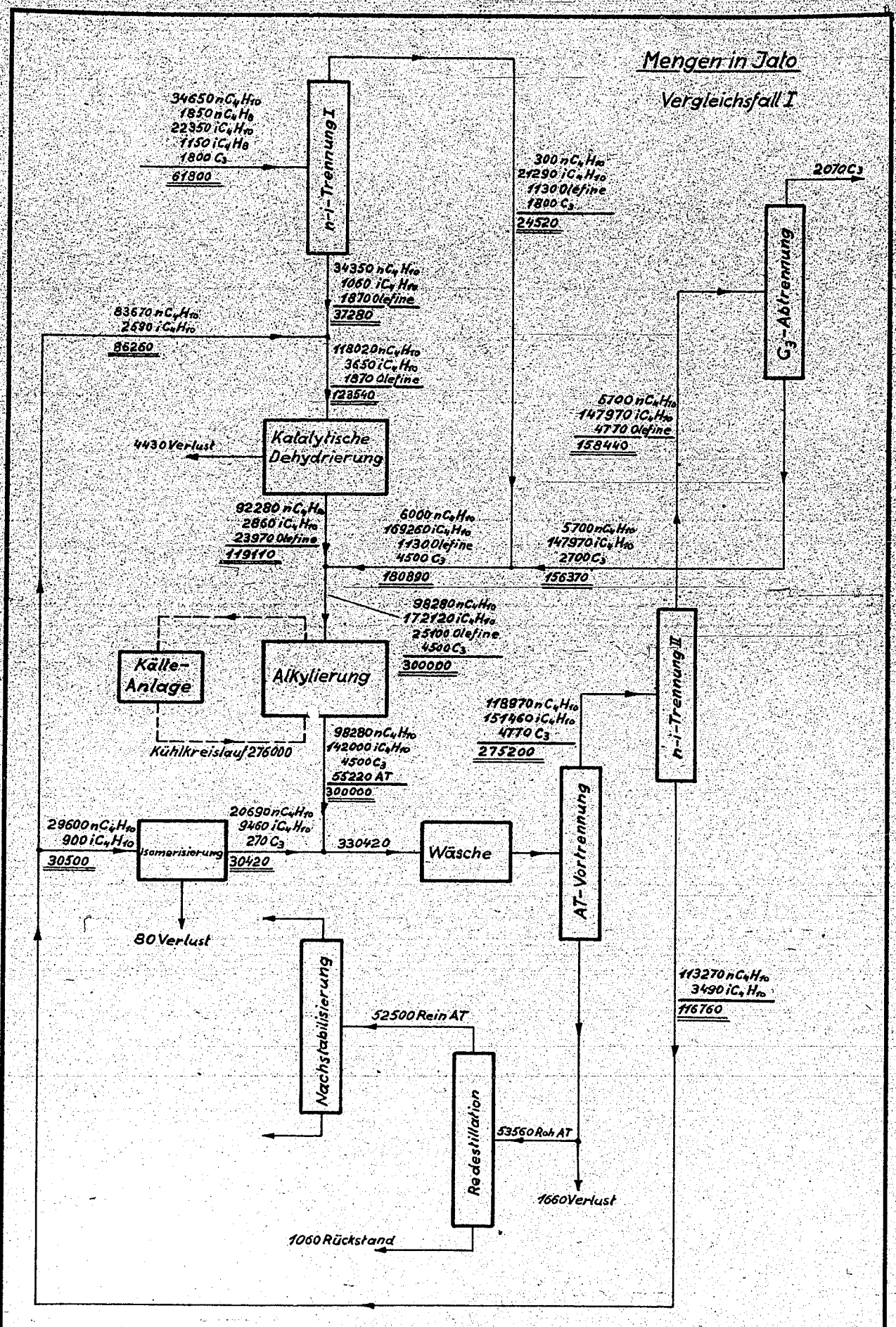
Tabelle IV

Ertrags-, Ausbeute-, Anlagekosten und Gestehungspreis

für AT 244 bezw. MT 100

		AT 244 Chlordehydrierung Bühler				MT 100 Chlordehydrierung Oppau Angaben von	
		Katal. Dehydrierung	o. Isomerisierg. erhöht. Cl/C-Hlg	m. Isomerisierg. max. AT 244 Ausb.	Oppau	Oppau	Leuna
Butanansatz	in Jato	60 000	47 500	60 000	60 000	60 000	60 000
Treibstoff	in Jato	52 500	35 700	46 500	54 200	53 400	51 900
Butadien	in Jato	-	14 800	7 620	-	-	-
Polychloride	in Jato	-	11 070	4 270	-	-	-
Treibstoffausbeute	in %	87,5	54,1	77,5	90,3	89,0	86,5
Anlagekosten gesamt in Mio RM		19,900 0,300 6)	19,732 4,000 1)	21,014 3,600 1)	28,285 0,450 2)	29,475 0,600 2)	29,235 0,600 2)
Anlagewert	RM/a Treibstoff	380,--	766,--	517,--	421,--	ø 552,--	563,--
Rohbutangestehungspreis	RM/kg Treibst.	34,38	55,59	35,85	33,50	33,80	34,78
Gutschriften	RM/kg "	-,61 3)	52,92 4)	15,15 4)	-	-	-
Spesen	RM/kg "	16,61 5)	34,07	27,44	16,09	24,17	24,56
Gestehungspreis	RM/kg AT 244 bezw. MT 100	50,38 5)	36,74	51,14	49,59	57,97	59,34

1) Anlagekosten einer Kraftzentrale für den zur HCl-Elektrolyse notwendigen Strombedarf.
2) Anlagekosten für eine Fränkel-Linde-Anlage zur Gewinnung von Sauerstoff für die HCl-Oxydation.
3) Restgas bei Dehydrierung.
4) Butadien, Polychlorbutan, Elektrolyse-Wasserstoff.
5) unter Berücksichtigung des geringeren Dampfbedarfs (siehe Text).
6) Anlagekosten für Anteile an Kontaktfabrik (Dehydrierkontakt)



Mengenschema zur AT-Anlage mit katalytischer Dehydrierung

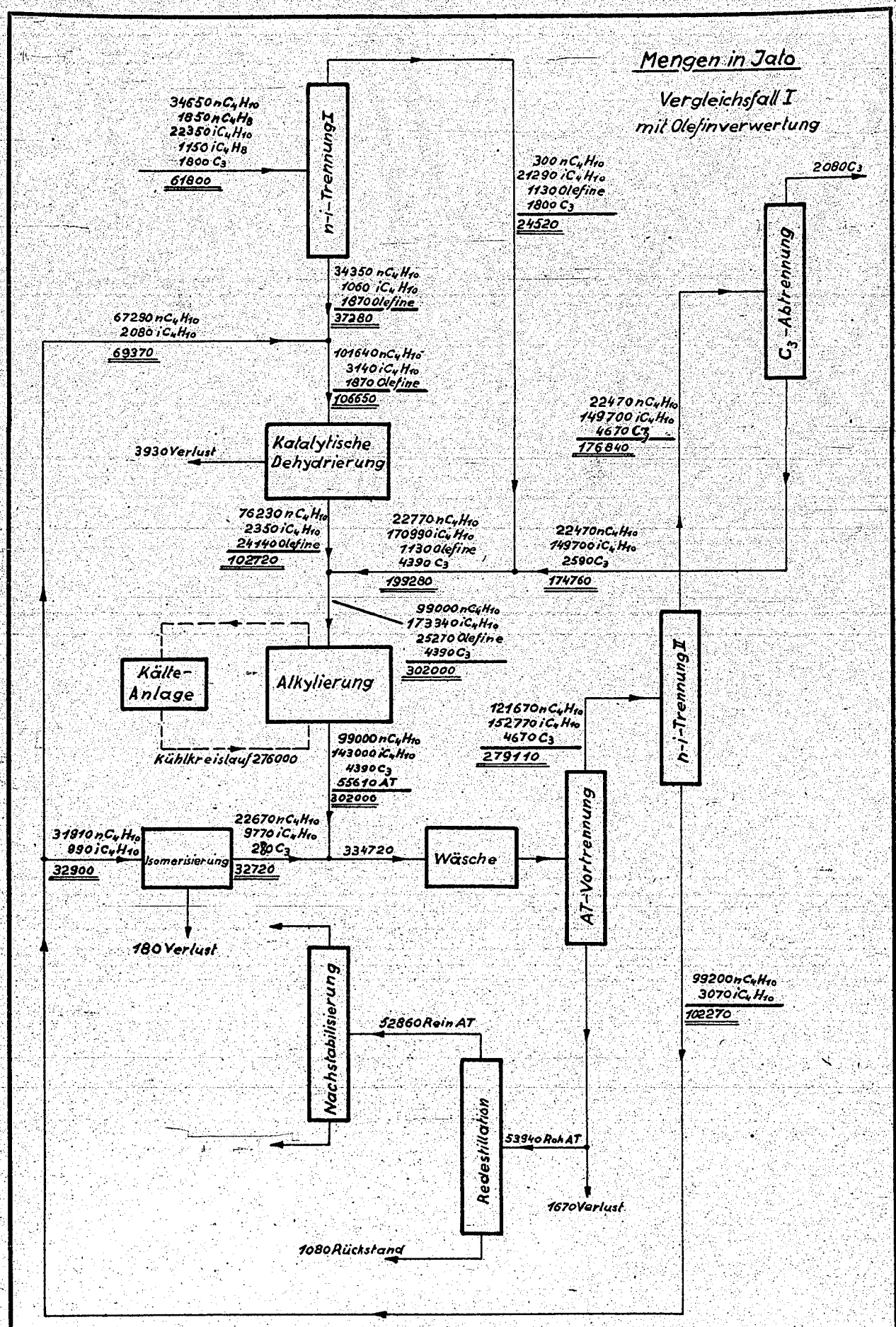
60000 Jato C_4 Einsatz

Ammoniakwerk Merseburg
Konstr. Büro Mta.

Dat.
Gez.
Gepr.

B.Sk.44

DIN-Format A 4



Mengenschema zur AT-Anlage mit katalytischer Dehydrierung

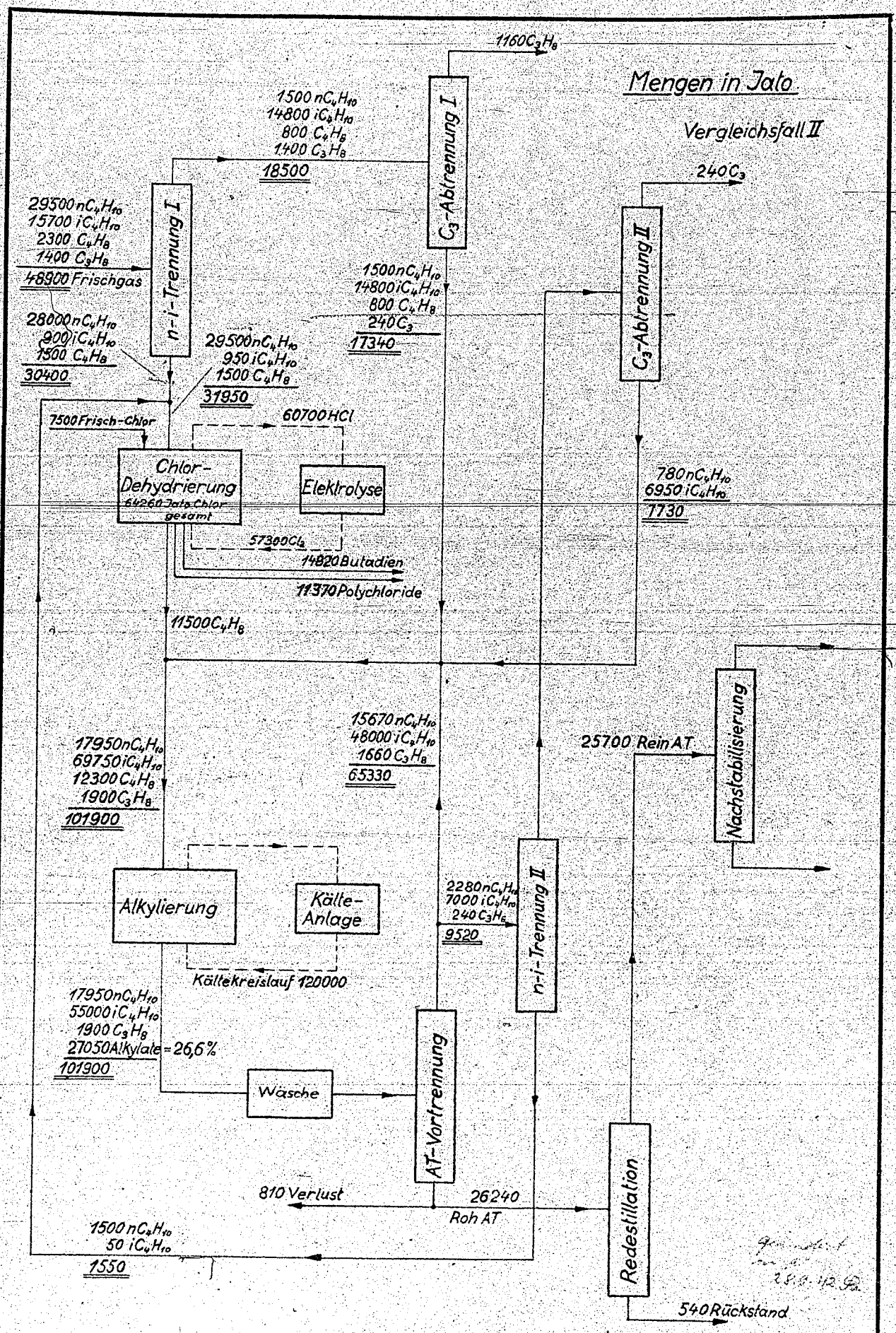
60000 Jato C_4 Einsatz

Ammoniakwerk Merseburg
Konstr. Büro Mta.

Dat. 7.11.
Gez. Ruppert
Gepr.

B.Sk.46

DIN-Format A 4



Mengenschema zur AT-Anlage mit Chlordehydrierung nach Bähr (ohne Isomerisierung)

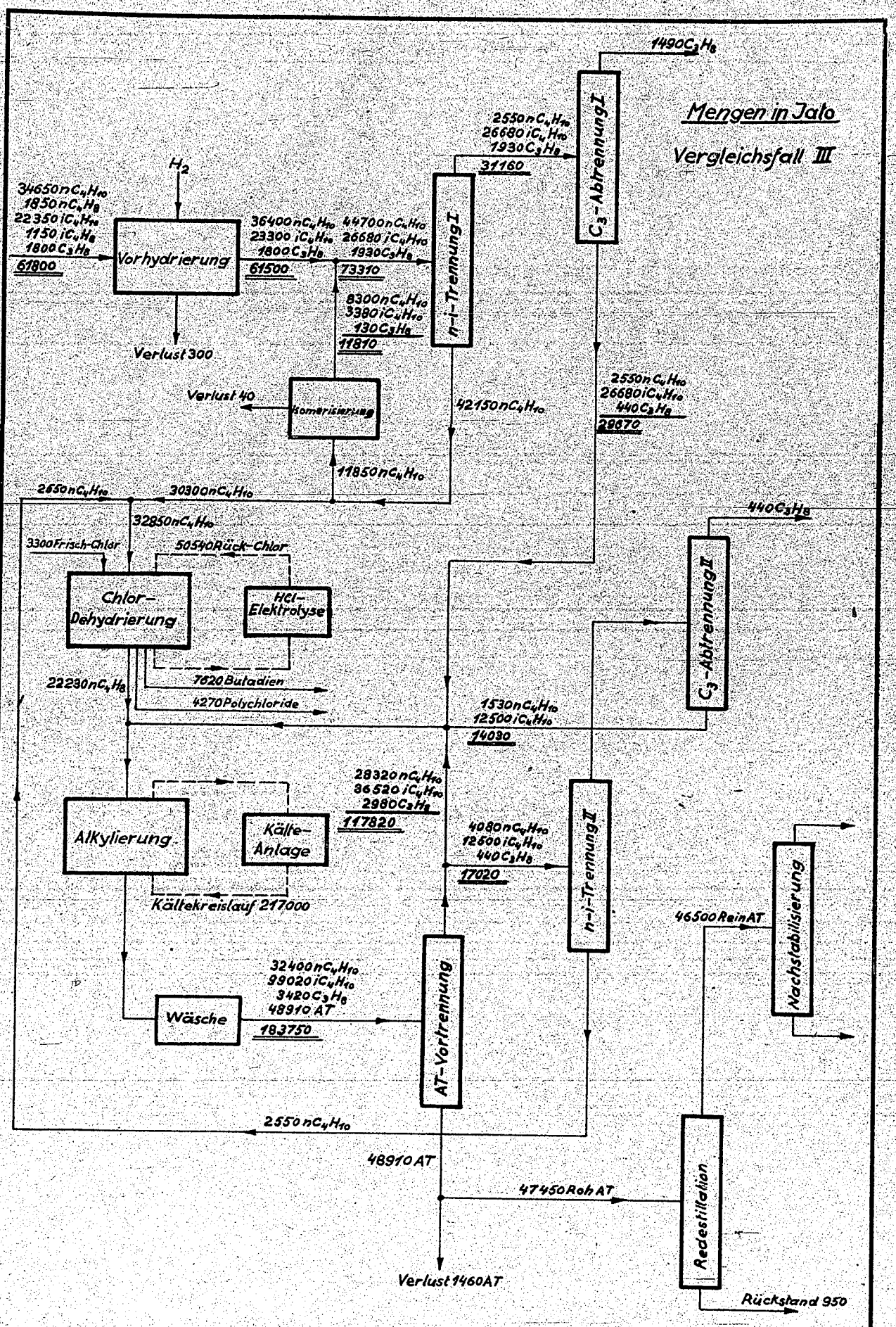
Einsatz 47500 Jato C_4

Ammoniakwerk Merseburg
Konstr. Büro Mla.

Dat. 24.9.42
Gez. Ruch 5.5.
Gepr. Mf

B.Sk. 35a

DIN-Format A 4

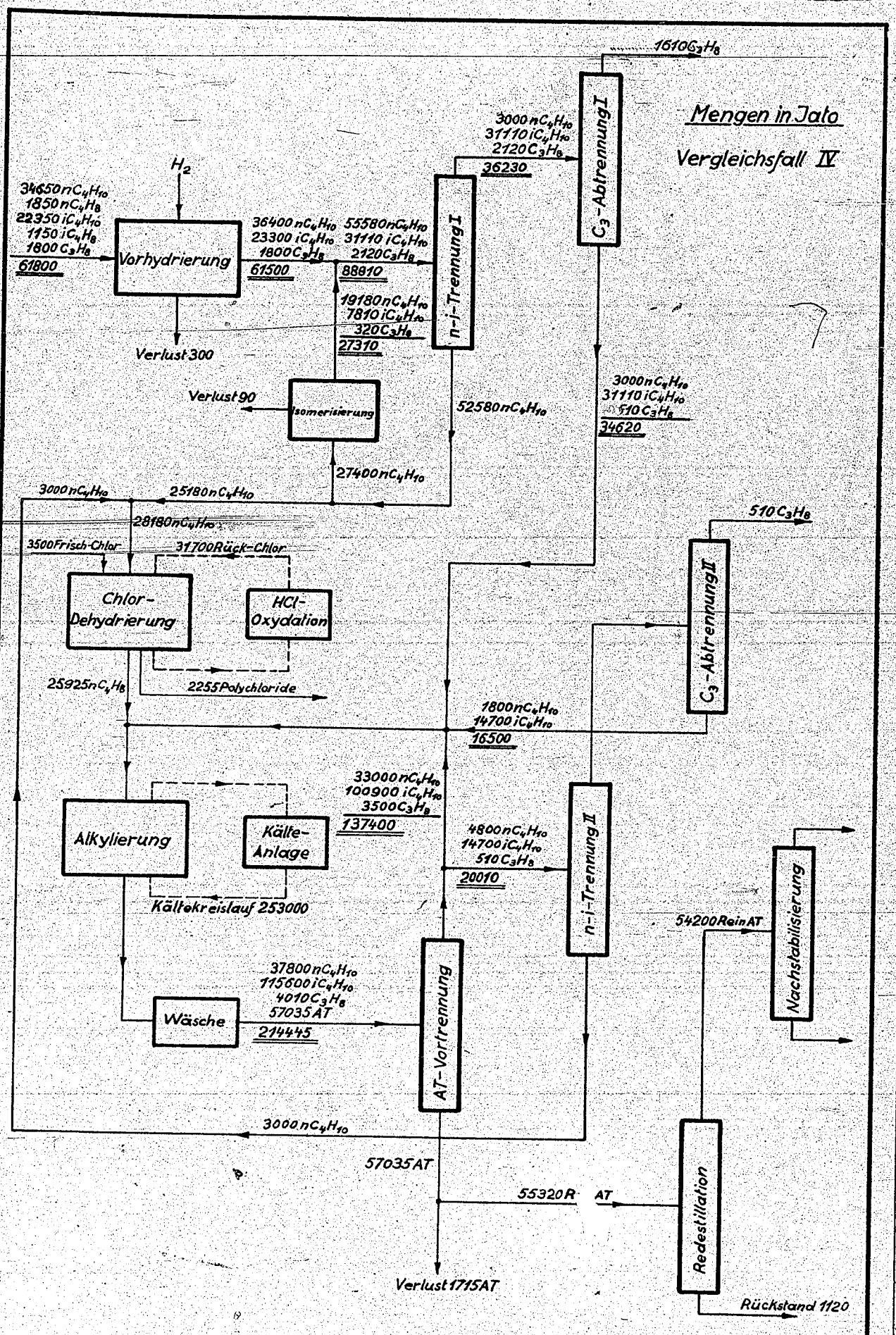


Mengenschema zur AT-Anlage mit Chlordehydrierung nach Bähr (mit Isomerisierung)

Einsatz 60000 Jato C_4

Ammoniakwerk Merseburg	
Konstr. Büro Mtc.	
Dat.	B.Sk. 43
Gez.	
Gepr.	

DIN-Format A 4



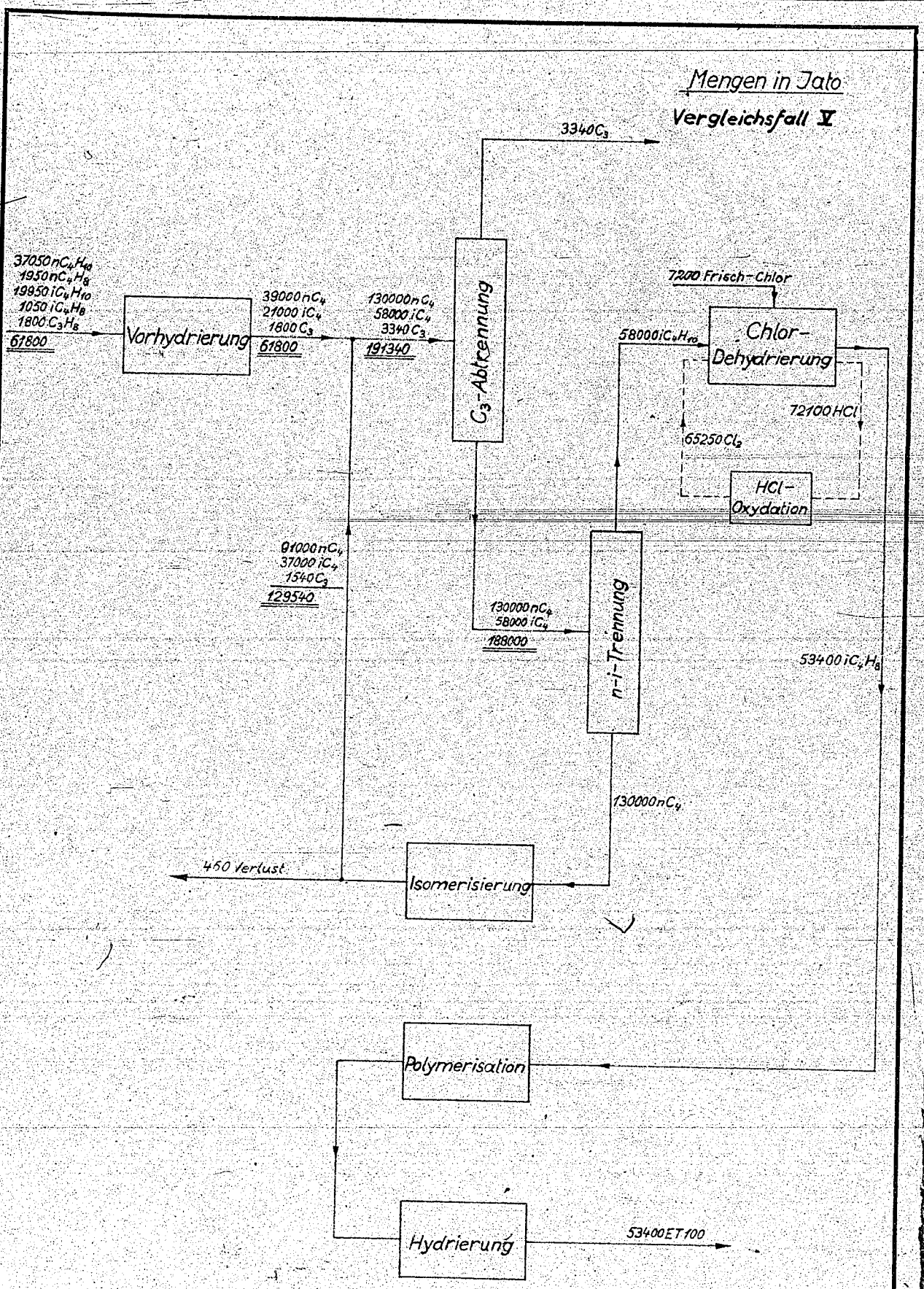
Mengenschema zur AT-Anlage mit Chlordehydrierung nach M-C.

Einsatz 60000 Jato C_4

Ammoniakwerk Merseburg
Konstr. Büro Mta.
Dat. 2.8.10.42
Gez. R...
Gepr. ...

B.Sk. 41a

DIN-Format A 4



Mengenschema zur ET100-Anlage mit Chlordehydrierung nach M-C.

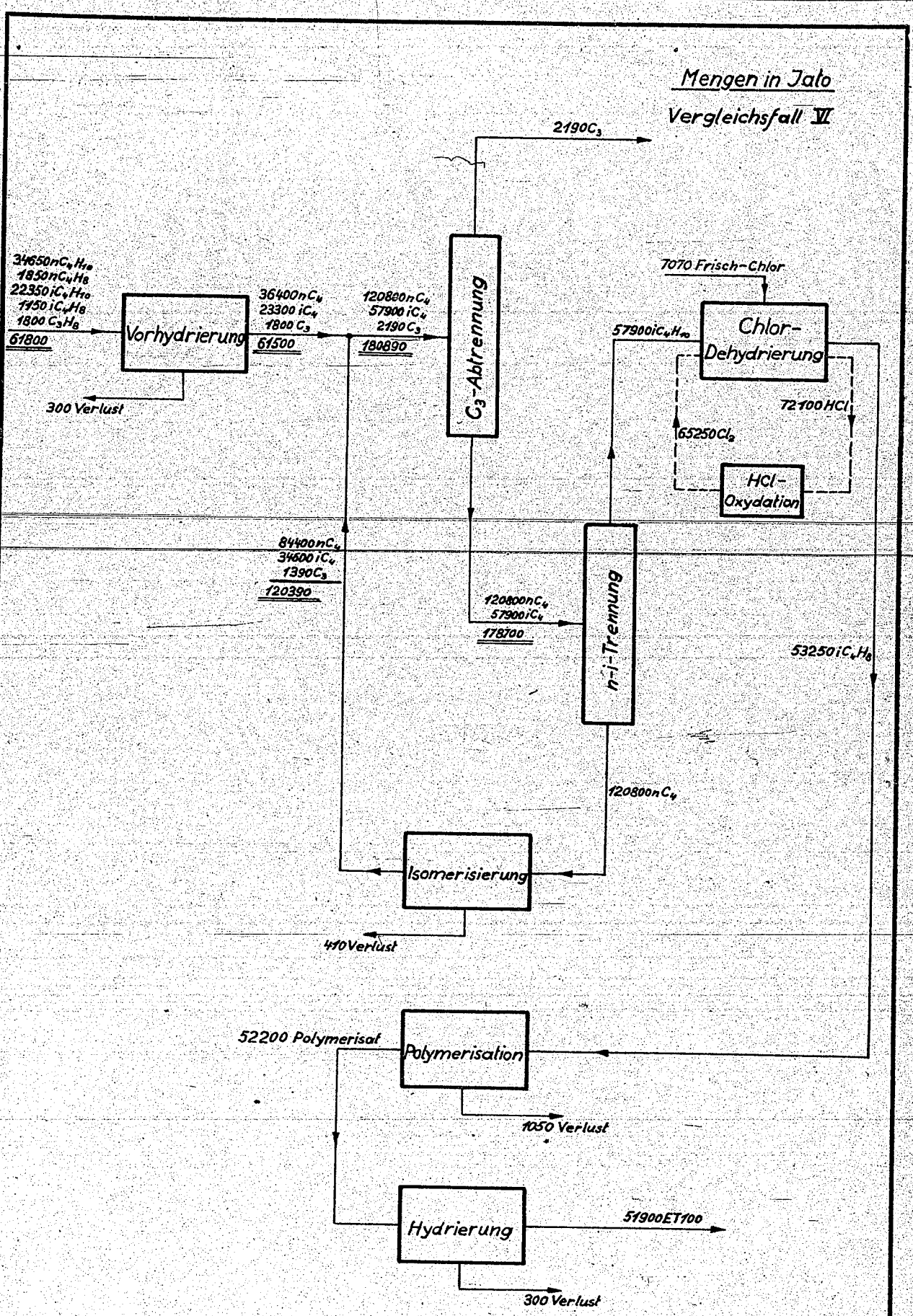
Ausbeuteangaben Oppau – 60000 Jato C_4 Einsatz

Ammoniakwerk Merseburg
Konstr. Büro Mta.

Dat. 12.10.43
Gez. [illegible]
Gepr. [illegible]

B.Sk.37

DIN-Format A 4



Mengenschema zur ET100-Anlage mit Chlordehydrierung nach M-C.

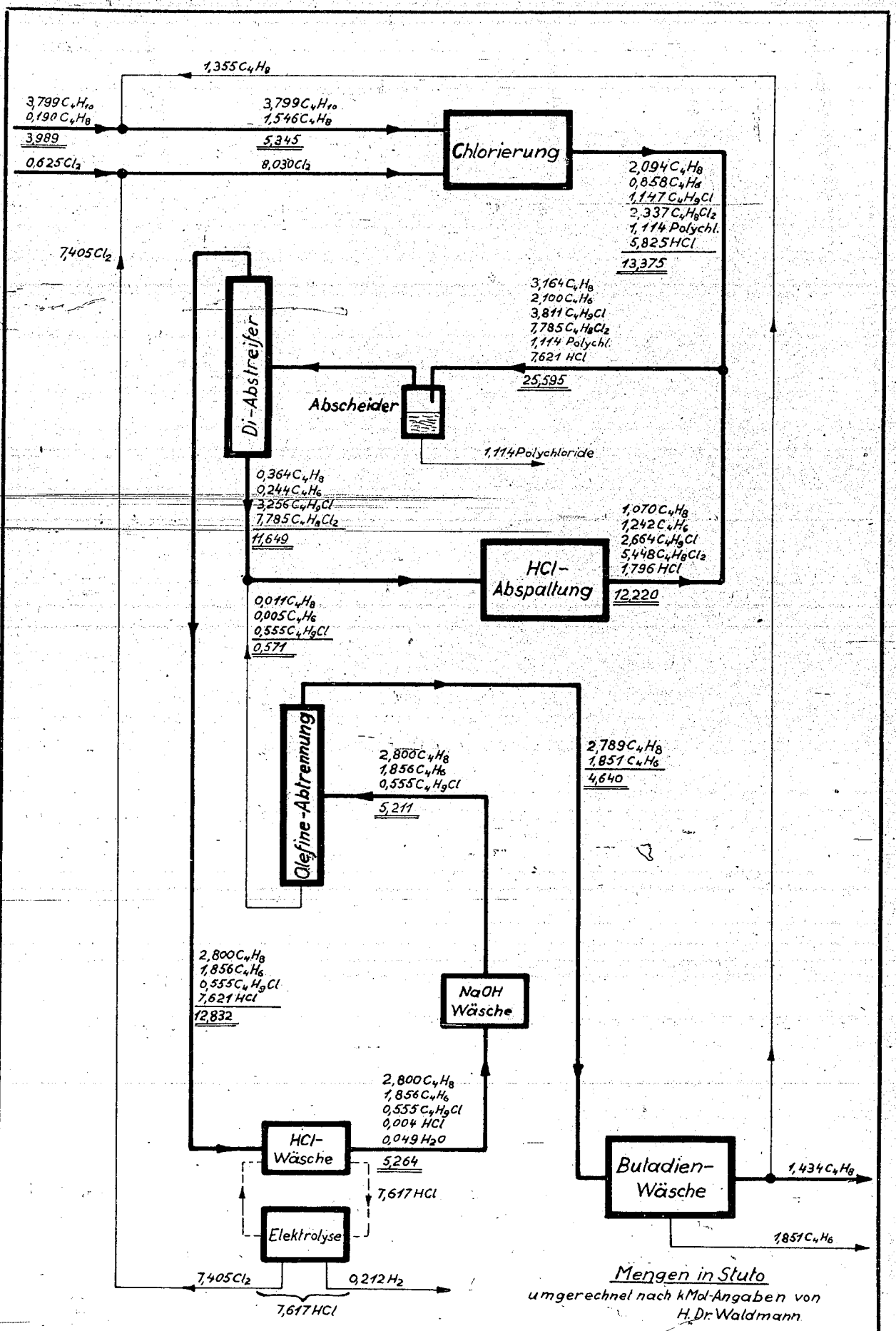
Ausbeuteangaben Leuna – 60000 Jato C_4 Einsatz

Ammoniakwerk Merseburg
Konstr. Büro Mta.

Dat.
Gez.
Gepr.

B.Sk. 42

DIN-Format A 4



Mengen in Stuto
umgerechnet nach kMol-Angaben von
H. Dr. Waldmann

Einsatz: $3{,}989\,C_4H_{10} + 0{,}625\,Cl_2 = 4{,}614$

Mengenschema zur Chlordehydrierung nach Bähr mit erhöhter C_4H_6-Bildung

Ammoniakwerk Merseburg
Konstr. Büro Mtg.
Dat. 15.12.42
Gez. [illegible]
Gepr.

B. Sk. 48

DIN-Format A 4

eingeg: 6.9.41 ✓

SCHWEFELSÄUREKONTOR BERLIN SW 68, Kochstraße 73

Berlin SW 68, den 3. September 1941
v.O/Mü

Tgb.Nr. 89 1941

eingeg. 8. SEP. 1941

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.

Notiz

Besprechung am 3.9.41 in Berlin SW 68

Anwesend:	Dr. Braus	Ammoniakwerk Merseburg
	Dr. Hofeditz	Büro Sparte I, Oppau
	Dir. Scheaf, van Ophemert	Schwefelsäurekontor

Betr.: SO_2-Bedarf und -Entfall für die Herstellung von Alkylatbenzin

Dr. Braus und Dr. Hofeditz teilen zu der Angelegenheit noch mit, daß es sich bei der Alkylatbenzin-Herstellung um eine sehr wichtige Fabrikation handelt. Das Alkylatbenzin wird unbedingt als Zusatz für die von der Luftwaffe verwendeten Treibstoffe benötigt.

Es wurde alsdann auf die beiliegende Notiz des Schwefelsäurekontors vom 27.8.41 hingewiesen, aus der hervorgeht, daß die Sicherstellung dieses Bedarfes nach den derzeitig vorliegenden Planungen möglich ist. Dr. Hofeditz und Dr. Braus teilen noch mit, daß die Qualitätsfrage noch nicht endgültig entschieden ist. Nach den derzeitigen Ergebnissen in Leuna sind in der Rücksäure C und HNO_2 nicht nachweisbar, während ein Glührückstand vermutlich organischen Charakters von 0,3 % verbleibt. Auch der Eisengehalt wird wahrscheinlich nicht günstig sein. Diese Fragen werden aber laufend noch geprüft. Die Herren werden das Schwefelsäurekontor über die Ergebnisse und insbesondere auch über die weitere Ausgestaltung des Projektes und den Anlauf der einzelnen Bauvorhaben regelmäßig unterrichten.

Wegen des Bedarfes von 50 Kesselwagen wird vereinbart, daß das Schwefelsäurekontor zum gegebenen Zeitpunkt für die Bereitstellung sorgen wird. Es sind daher besondere Maßnahmen wegen Beschaffung dieser Fahrzeuge seitens der Benzin-Hersteller nicht erforderlich.

Angesagt: van Ophemert

D/Herrn Dr. von Einsiedel, Reichsstelle Chemie
D/Herrn Direktor Scheaf, Frankfurt/M.
D/Herrn Direktor Dr. Wurster, Ludwigshafen
D/Herrn Direktor Berger
D/Herrn Clemens
D/Herrn Schuster

Durchschlag

K 0867 86593-5T 450

SCHWEFELSÄUREKONTOR BERLIN SW 68, Kochstraße 73

Berlin SW 68, den 27.8.1941
v.O/MÜ

Tgb.Nr. 87 /1941

Eing. 8. SEP. 1941

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.

Notiz

Betr.: SO_2-Bedarf und -Entfall für die Herstellung von Alkylatbenzin gemäß Plan der I.G. Ludwigshafen, Anorg. Abt., vom 19.8.41

Der Anlauf der geplanten Alkylatbenzin-Herstellung wird die SO_2-Bilanz nur unwesentlich beeinflussen. Der entstehende absolute Verbrauch beträgt nur 8.400 jato SO_2. Der Ausgleich dieses Mehrverbrauches, der terminmäßig nach dem Anlaufen von Wolfen Gips II, Kelheim II und Moosbierbaum liegt, ist möglich.

Für die Ausführung des Projektes kann vom Schwefelsäurekontor nur der Vorschlag, der die Verwendung von Oleum 24 % mit einem Rücklauf von 96/98 %iger Schwefelsäure vorsieht, befürwortet werden. Dieses Verfahren erfordert den geringsten SO_2-Umschlag, und zwar in Verbrauch und Rücklauf 19.497 jato SO_2. Nach Prüfung der voraussichtlichen Lage können die erforderlichen Lieferungen und Abnahmen sichergestellt werden.

Die Rücksäure könnte normalerweise von der Zellwolle-Industrie aufgenommen werden. Sie muß in diesem Falle mindestens folgenden Qualitätsanforderungen entsprechen:

max. 0,001 % Nitrose berechnet auf N_2O_3
" 0,015 % Fe
" 0,00005 % As.

Der Erlös für die Rücksäure würde in diesem Falle RM 4,40 - RM 4,60 % kg, frachtfrei, entsprechend etwa dem Durchschnitt von RM 4,43 % kg SO_2, ab Werk, betragen. Über die Qualität der Rücksäure liegt noch keine verbindliche Mitteilung vor, so daß auch andere Unterbringungsmöglichkeiten in Betracht gezogen werden müssen.

Aus der Notiz des Herrn Dr. Hofeditz vom 25.8. ergibt sich, daß außerdem für den Anlauf des gesamten Projektes einmalig 4.500 t SO_2 benötigt werden. Die Anlaufsmenge verteilt sich jedoch auf 10 verschiedene Bauvorhaben, die auch zu verschiedenen Terminen anlaufen. Die Anlieferung dieser Menge kann daher ebenfalls zugesichert werden.

Zu den einzelnen Projekten ist folgendes zu bemerken:

1. Leuna, Böhlen, Magdeburg I und II

Bedarf . . . . . ca. 3.670 jato SO_2 als Oleum 24 %.
Die Anlieferung wird durch den Anlauf von Wolfen Gips II gesichert; evtl. kann auch Giesche aushelfen. 96
Rückläufsäure. . . . . ca. 1.467 jato SO_2 als Säure/98 %.
Der Rücklauf kann von der Farbenfabrik Wolfen für Eigenbedarf oder in Bitterfeld, auch wenn kleine Verunreinigungen vorliegen, verwendet werden.
Erlös: Einstand Wolfen abzüglich Vorfracht.

2. Scholven, Wesseling I und II

Bedarf . . . . . ca. 3.510 jato SO_2 als Oleum 24 %.
Liefermöglichkeit in Leverkusen, Altenberg oder Nievenheim besteht erst, wenn die Regenerationsanlagen Schlebusch und Allendorf arbeiten.

K 0867
91709-5 T 421

Durchschlag

Sollte sich die Fertigstellung dieser Anlagen verzögern, so müßte das Oleum für Scholven und Wesseling aus Süddeutschland herangeführt werden.
Der Rücklauf beträgt . . . . . ca. 1.400 jato SO_3 als Säure/98 %.
Die Menge kann ohne weiteres von I.G. Leverkusen in den Eigenbedarf hereingenommen werden.
Erlös: Einstand Leverkusen abzüglich Vorfracht.

3. Ludwigshafen

Bedarf . . . . . ca. 495 jato SO_3 als Oleum 24 %.
Rücklauf . . . . . ca. 200 " " SO_3 " Säure/98 %.
Das Oleum kann aus Ludwigshafen bezogen werden. Die Verwendung der Rücksäure ist ebenfalls in Ludwigshafen oder Oppau möglich.

4. Pölitz I und II

Bedarf . . . . . ca. 2.350 jato SO_3 als Oleum 24 %.
Oleum im näheren Bereich ist nicht erhältlich, da der Entfall der Union, Kali-Chemie und Norddeutschen Affinerie bereits für wichtige Zwecke erschöpft wird. Die Lieferungen wären ab Thorn möglich vorausgesetzt, daß Bromberg inzwischen eine H-Anlage erstellt; sonst müßte auf mitteldeutsche oder ostoberschlesische Produktion zurückgegriffen werden.
Rücklauf . . . . . ca. 935 jato SO_3 als Säure/98 %.
Der Rücklauf kann bei der DAG Ueckermünde mit einem Erlös von RM 6,25 % kg SO_3, frachtfrei, untergebracht werden. Falls dieses Werk nicht beschäftigt ist, müßte die Lieferung an Hochofenwerk Herrenwyk für Ammonsulfat-Herstellung vorgenommen werden.
Erlös etwa RM 2,20 % kg SO_3, frachtfrei.

5. Blechhammer I und II

Bedarf . . . . . ca. 1.690 jato SO_3 als Oleum 24 %.
Aussig ist voraussichtlich voll beschäftigt, dagegen ist die Lieferung ab Ostoberschlesien möglich.
Rücklauf . . . . . ca. 675 jato SO_3 als Säure/98 %.
Die Rücksäure kann in Aussig für verschiedene Fabrikationen gebraucht werden.

6. Brüx I und II

Bedarf . . . . . ca. 1.760 jato SO_3 als Oleum 24 %.
Die Menge kann, soweit es sich heute übersehen läßt, ab Hruschau geliefert werden.
Rücklauf . . . . . ca. 705 jato SO_3 als Säure/98 %.
Die Unterbringung ist im Protektorat oder bei Aussig für verschiedene Fabrikationen möglich.

7. Moosbierbaum

Bedarf . . . . . ca. 455 jato SO_3 als Oleum 24 %.
Rücklauf . . . . . ca. 185 jato SO_3 als Säure/98 %.
Die Versorgung kann von der Donau-Chemie, Moosbierbaum, übernommen werden, die auch Verwendung für den Rücklauf haben wird.

Bei Anwendung des Verfahrens mit Oleum 24 % entstehen von der Transportseite her auch keine Schwierigkeiten. Für die Umschlagmengen werden etwa 50 Kesselwagen erforderlich sein.

Das Verfahren unter Verwendung von Schwefelsäure/98 % soll schon wegen des großen SO_3-Umschlages nicht gefördert werden. Es entstehen auch hier von der Transportseite her erhebliche Schwierigkeiten, da in diesem Falle mit einem Mindestbedarf von zusätzlich 240 Kesselwagen gerechnet werden muß.

K 0867
91709-5 T 421

Durchschlag van Ophemert

Geheim!

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

35700-78
30/14.02

Berlin, den 25. Aug.1941
Dr. Hz/LM

Hie

N o t i z

Betreff: AT 244-Anlagen / Schwefelsäurebeschaffung
Besprechung in Ludwigshafen am 19. August 1941.

Anwesend: die Herren Dir. Dr. Wurster,
Dr. Pfannmüller,
Dr. Wolf,
Dr. Emil,
Dr. Braus,
Dr. Hofeditz.

Es waren folgende Fragen zu klären:

1.) In welcher Weise können die für die neu zu erstellenden AT 244-Anlagen etwa von Beginn 1943 an benötigten Mengen Schwefelsäure für erstmaligen Einsatz und für laufenden Verbrauch aus der deutschen Schwefelsäure-Produktion gedeckt werden ?

2.) Wie soll die Regeneration der beim AT 244-Prozess anfallenden Abfallschwefelsäure erfolgen und wer soll mit dem Bau dieser Regenerationsanlagen beauftragt werden?

Anhand der Kapazitätsangaben für die einzelnen AT 244-Projekte wurde zunächst der Schwefelsäure-Bedarf für erstmaligen Einsatz und der laufende Bedarf an 24 %igem Oleum zur Deckung des bei der Regeneration der Abfallschwefelsäure auftretenden Verlustes errechnet (vergl. anliegende Tabelle vom 19.8.41). Der Schwefelsäure-Bedarf für erstmaligen Einsatz (in der Tabelle nicht besonders aufgeführt) ist mit 1 % der Kapazität an Rohbenzin anzunehmen.

Für die Deckung des laufenden Bedarfs wurden 2 Möglichkeiten angenommen und berechnet:

Fall I.

Aufkonzentrierung der aus den Regenerationsanlagen anfallenden 96 %igen Schwefelsäure auf 98 % durch Zufuhr abgestimmter Mengen an 24 %igem Oleum und Abfuhr der hierbei im Überschuss anfallenden Menge 98 %iger Säure.x)

./.

x) Zweckmässiger würde man vor der Oleumzugabe eine entsprechende Menge der 96 %igen regenerierten Säure abstossen, um durch Oleumzusatz gerade auf die benötigte Menge 98er Säure zu kommen.

Fall II.

Zufuhr der Gesamtmenge an 98 %iger Schwefelsäure als Frischsäure und Abfuhr der aus den Regenerationsanlagen der einzelnen Werke anfallenden Gesamtmenge an regenerierter 96-%iger Säure.

Die für alle projektierten AT 244-Anlagen zusammen benötigten Mengen Schwefelsäure betragen nach dieser Berechnung abgerundet:

Für erstmaligen Einsatz:

5 650 to 98 %ige Schwefelsäure entsprechend 4 500 to SO_3.

Für laufenden Bedarf Fall I:

Zufuhr von 16 200 jato 24 %igem Oleum entsprechend 14 000 to SO_3.

Dabei ergibt sich eine Abfuhr von 7 000 jato 98 %iger Säure entsprechend 5 500 jato SO_3.

Für laufenden Bedarf Fall II:

Zufuhr von 70 000 jato 98 %iger Säure entsprechend 56 000 jato SO_3 und

Abfuhr von 60 600 jato regenerierter 96 %iger Säure entsprechend 47 500 jato SO_3.

Bemerkung: Obige Werte sind noch keine endgültig feststehenden Zahlen. Sie stützen sich auf das uns bis jetzt bekannte Versuchsmaterial und können im Lauf des technischen Betriebes noch Änderungen erfahren.

Für die Zu- bzw. Abfuhr des laufenden Bedarfs errechnet sich unter Annahme einer 5-tägigen Umlaufszeit je Kesselwagen (18 to) Schwefelsäure resp. Oleum

für Fall I ein Bedarf von etwa 10 Kesselwagen und

für Fall II ein Bedarf von ca. 40 Kesselwagen.

Herr Dir. Dr. Wurster glaubte es als sicher annehmen zu können, dass die für die AT 244-Anlagen benötigten Mengen Schwefelsäure bzw. Oleum vom Beginn des Jahres 1943 an zur Verfügung stehen werden, und regte an, diese Frage auf der für den folgenden Tag (20.8.) festgesetzten Sulfur-Uko-Sitzung vorzubringen.

Auf der Sulfur-Uko-Sitzung am 20.8. wurde durch Herrn Dir. Schaaf, Schwefel-Kontor, Berlin, bestätigt, dass die für die AT 244-Anlagen ab 1943 zusätzlich benötigten Mengen Schwefel-

säure bzw. Oleum zur Verfügung stehen werden.Es wurde mit Herrn Dir. Schaaf abgesprochen, dieses bei nächster Gelegenheit in Berlin zu fixieren, damit wir dem Reichsamt für Wirtschaftsausbau die Sicherstellung des Schwefelsäure-Bedarfs für die AT 244-Anlagen melden können. Herr Dir. Schaaf erhielt 1 Exemplar der Liste vom 19.8. 41 ausgehändigt, in der die dem jeweiligen Standort der AT 244-Anlagen nächstliegenden SO_3-Erzeuger mit ihrer Kapazität eingetragen sind. Herr Dir. Schaaf wird anhand der in der Liste angegebenen Bedarfszahlen einen speziellen Plan über die Schwefelsäurean- und -abfuhr von den einzelnen AT 244-Anlagen aufstellen lassen, aufgrund dessen den AT 244-Herstellern angegeben werden soll, woher sie Frischsäure bzw. Oleum beziehen und an wen sie die regenerierte Säure abgeben können.

Für die Regeneration der bei der AT 244-Herstellung anfallenden verbrauchten Schwefelsäure (scheinbare Schwefelsäure-Konzentration 91-92 %) erscheint es zweckmässig, das von der I.G. verbesserte Pauling-Prinzip anzuwenden. Die Säure wird nach Verdünnung auf ungefähr 50 % und Abtrennung der sich hierbei abscheidenden öligen Bestandteile zunächst auf 75 % vorkonzentriert und dann in der Pauling-Apparatur auf eine Endkonzentration von 96 % gebracht. Da Uhde bereits derartige Anlagen gebaut hat, soll auch der Bau der Schwefelsäure-Regeneration für die einzelnen AT 244-Anlagen von Uhde mit übernommen werden. Herr Dr. Braus wird Uhde dahingehend verständigen. Die Erfahrungen über die durch die I.G. vorgenommenen Verbesserungen des Pauling-Verfahrens liegen in Ludwigshafen bei Herrn Dipl.Ing. Forsthoff vor und werden von dort Uhde für die Konstruktion der Schwefelsäure-Regenerationsanlagen im Rahmen der AT 244-Projekte zur Verfügung gestellt werden.

Hofschläger

Anlage: Tabelle vom 19.8.41 über den Bedarf an 24 er Oleum bzw. 98 er Säure für Alkylat-Benzin.

Verteiler:

Herrn Dir.Dr. Wurster, ✓
Herrn Dir. Schaaf, ✓
Herrn Dr. Pfannmüller, ✓
Herrn Dr. Braus ✓

} Anlage bereits erhalten am 19.bzw. 20.8.41

" -D.Y. Meissenmann ohne Anlage

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.

Eing: 29 AUG 1941

Büro Sparte I Leuna Werke Eingang: 25. AUG. 1941

Dr. Brs/Ds am 22.8.41

Aktennotiz.

Betr. Bereitstellung der Schwefelsäure für Alkylat-Benzin.

1.) Besprechung in Ludwigshafen am 19.8.1941.

Teilnehmer: Dir.Dr. Wurster, (zeitweise), Dir.Dr. Pfannmüller, Dr. Immel, Dr. Wolf, Ludwigshafen
Dr. Hofeditz, Büro Sparte I
Dr. Braus, Leuna.

Die Aufgabe war die Feststellung des zweckmässigsten Arbeitsplanes zur Versorgung der im Bau begriffenen Alkylat-Benzin-Anlagen mit Schwefelsäure. Es werden 10 Anlagen gebaut, welche zusammen etwa 560 000 jato Rohbenzin erzeugen sollen. Für die Herstellung des Benzins werden etwa 12% vom Rohbenzin konzentrierte Schwefelsäure 98% benötigt, also etwa 70 000 jato 98er Säure. Die Säure verlässt den Herstellungsprozess als Abfallsäure mit scheinbarer Konzentration von 92 Gewichts-%. Sie ist stark durch kohlenstoffhaltige Verbindungen verunreinigt. Es ist selbstverständlich, dass die Abfallsäure besonders unter den heutigen Verhältnissen regeneriert werden muss. Dies soll nach den in Leuna erprobten Verfahren durch Verdünnen mit Wasser auf etwa 50% geschehen, wobei sich die Verunreinigungen zum grössten Teil als Öl abscheiden und durch darauffolgendes Aufkonzentrieren auf 96%, zuerst in der Blei-Vakuum-Apparatur und schliesslich im Paulingkessel. Diese Art der Regeneration, welche auch von Höchst nachgearbeitet und verbessert wurde, wird als richtiges Vorgehen festgestellt.

Bei der Herstellung des Benzins und der Regeneration der Abfallsäure entsteht ein Verlust von 15% der umlaufenden Säure, welcher also laufend ergänzt werden muss. Zu berücksichtigen ist ferner, dass der Alkylat-Prozess nur mit 98%er Säure glatt geführt werden kann. Um die erforderliche Konzentration von 98% aufrecht zu erhalten, können folgende Wege gegangen werden:

1. Der Verlust an Säure wird durch Nachschiessen von hochprozentigem Oleum gedeckt.
2. Der Verlust wird in Form von Oleum von mittlerem Gehalt gedeckt.
3. Die gesamte regenerierte Säure wird zum Verkauf gebracht und es wird jeweils die gesamte benötigte 98%ige Säure als frische Säure zugefahren.

Die eleganteste Lösung ist der Weg 1, weil in diesem Fall nur Säure zugefahren werden muss. Im Falle 2 müssen geringe Mengen von Säure (etwa 7000 jato effektive Säure von sämtlichen Anlagen) abgestossen werden, weil eine grössere Menge 24er Oleum als die Verlustmenge nötig ist, um die verbleibende regenerierte Säure von 96% auf 98% hochzustellen. Im Falle 3 muss sehr viel Säure bewegt werden. Es müssen hier rund 60 000 t effektive Säure von den Anlagen verkauft und etwa 70 000 t von den Anlagen bezogen werden.

Die schon von Leuna vorgenommenen Erhebungen und auch die Mitteilung der Herren von Ludwigshafen ergaben, dass mit einer Bereitstellung von hochprozentigem Oleum für Alkylat-Benzin leider nicht gerechnet werden kann. Die Kapazität für hochprozentiges Oleum ist erschöpft. Das erzeugte hochprozentige Oleum wird praktisch ausnahmslos schon für Wehrmachtszwecke verwendet. Hingegen ist es voraussichtlich möglich, die benötigte Menge etwa 24er Oleum für das Alkylat-Benzin bereit zu stellen. Es wurde übereingekommen, dass wenn irgend möglich, die Alkylat-Benzin-Anlagen mit Oleum von mittlerem Gehalt versorgt werden sollen. Nur wenn es anders nicht möglich wäre, soll regenerierte Säure gegen Frischsäure ausgetauscht werden. Der Austausch der Säure ist unzweckmässig, weil er 1.) eine grosse Belastung der Transportmittel bedeutet und weil 2.) die regenerierte Säure möglicherweise zu Beanstandungen Veranlassung geben kann.

Herr Dr. Wurster erklärte sich damit einverstanden, dass die Schwefelsäurekonzentrations-Anlagen von der Firma Uhde erstellt werden, die schon den Auftrag für Bau der eigentlichen Alkylat-Anlagen hat. Die Beratung der Firma Uhde soll wie bisher über Herren Obering. Forsthoff durch Wolfen oder Höchst erfolgen.

Sämtliche im Zusammenhang mit der Versorgung der Alkylat-Benzin-Anlagen wichtigen Angaben (Mengen, Standorte, Kapazitäten usw.) wurden in einer Tabelle zusammengestellt, wovon je ein Exemplar an Ludwigshafen (Dr. Wurster), Schwefelsäure-Kontor (Dir. Schaaf), Büro Sparte I (Dr. Hofeditz) und Leuna (Dr. Braus) verteilt wurde.

2.) Vereinbarung auf der Sulfur Uko in Frankfurt am 20.8.1941.

Herrn Dir. Schaaf wurde der Bedarf der Alkylat-Benzin-Anlagen mit etwa 14 000 jato SO_3 in Form von 24%igem Oleum , Bedarf ab 1943, angemeldet. Standorte der Anlagen, die benötigten Mengen und die vorgesehenen Lieferwerke wurden an Hand der Tabelle besprochen. Herr Dir. Schaaf erklärte, dass nach seinem Dafürhalten die benötigte Säure in Form von 20 - 24%igem Oleum ab 1943 geliefert werden könne. Auf Vorschlag von Herrn Dr. Wurster wurde vereinbart, dass sich die Herren Dir. Schaaf, Dr. Braus und Dr. Hofeditz noch einmal in Berlin im Schwefelsäure-Kontor treffen, um in den Einzelheiten einen verbindlichen Versorgungsplan für die Alkylat-Benzin-Anlagen festzulegen.

Ø Herren

Dir. Dr. Wurster - Lu.

Dr. Ringer, Büro Sparte I - Oppau

Dir. Schaaf, Schwefelsäurekontor - Berlin

Dir. Dr. v. Staden
Dr. Herold
Dr. Braus
A.W.P.

I.G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft
Anorgan. Abteilung
LUDWIGSHAFEN a. Rhein

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.

Ludwigshafen/Rh., den 19. August 1941. Dr.Wo/Sch.

Bedarf an 24er Oleum bzw. 98er Säure für Alkylat-Benzin.

Standort	Kapazität Rohbenzin (Fallen eine Einheit weg!)	Säure-Umlauf 12½% vom Rohbenzin		Säureverlust 1,86 % vom Rohbenzin (12,4×15)		I Oleumbedarf Zufuhr		I 98er Säure Überschuß Abfuhr		II Zufuhr 98er Säure		II Abfuhr 96er Säure		Standort der H_2SO_4-Anlage	Kapazität der H_2SO_4-Anlage jato SO_3	Anfahrtermin der Benzin-Anlage	Tarif-kilometer
		98er Säure t	SO_3 80% t	98er Säure t	SO_3 (80%) t	24er Oleum t	SO_3 (86%) t	98er Säure t	SO_3 80% t	98er Säure t	SO_3 80% t	96er Säure t	SO_3 78,8% t				
Leuna	53.000	6.570	5.260	986	790	1.522	1.310	653	522	6.570	5.260	5.700	4.470	Wolfen	27.000 Pyrit	1. 9.1942	59
Böhlen (Brabag)	44.400	5.500	4.400	830	670	1.275	1.100	550	440	5.500	4.400	4.800	3.750	Wolfen	140.000 Gips	1. 2.1943	62
Magdeburg I + II	50.800	6.300	5.050	950	760	1.460	1.260	630	505	6.300	5.050	5.500	4.300	Giesche Fahlberg Wolfen	71.000 30.000	I 1. 7.1943 II IV.1943	83
Scholven	83.000	10.300	8.250	1.550	1.240	2.380	2.050	1.020	815	10.300	8.250	8.950	7.000	Leverkusen	260.000	1. 1.1943	81
Wesseling I + II	59.000	7.320	5.860	1.100	880	1.700	1.460	730	585	7.320	5.860	6.550	5.000	Leverkusen		I 1. 3.1943 II 1. 7.1943	29
Ludwigshafen	20.000	2.480	2.000	370	300	575	495	250	200	2.480	2.000	2.150	1.700	Ludwigshafen	214.000	?	-
Pölitz I + II	95.000	11.800	9.450	1.770	1.420	2.730	2.350	1.170	935	11.800	9.450	10.100	7.950	Union Stettin	18.000	I 1.2.1943 II 1.7.1943	27
Blechhammer I + II	68.400	8.500	6.800	1.270	1.000	1.960	1.690	845	675	8.500	6.800	7.350	5.750	Hruschau	37.000	I 1.3.1943 II 1.10.1943	67
Brüx I + II	71.500	8.900	7.100	1.330	1.070	2.050	1.760	880	705	8.900	7.100	7.700	6.050	Aussig	40.000	I 1.4.1943 II 1.7.1943	40
Moosbierbaum	18.500	2.300	1.850	350	280	530	455	230	185	2.300	1.850	2.000	1.570	Moosbierbaum	40.000	1.10.1943	-
	563.600	69.970	56.020	10.506	8.410	16.182	13.930	6.958	5.567	69.970	56.020	60.600	47.540		877.000		

Absoluter Höchstsatz an H_2SO_4 bei Inbetriebnahme der Anlage ist 1% der Jahreshöchstzahl an Rohbenzin einzusetzen.

Ø Herrn Dr. Braus, Leuna Werke,
" Dr. Hofeditz, Büro Sparte I Op.

Strong vertraulich

AT 244 Fischer/Alg

Leuna, den 29. Juli 1941.
Dr. Sche/M.

Schwefelsäurebeschaffung der Alkylatanlage.

Dr, Braus, Me
Dr. Schellmann.

Die Regeneration der im Alkylierungsprozess verbrauchten Schwefelsäure lässt sich nach dem von der I.G. verbesserten Pauling-Verfahren sehr einfach durchführen. Die verbrauchte Schwefelsäure wird auf etwa 45 - 50% verdünnt, wobei sich die öligen Bestandteile oben abscheiden. Bei der Aufkonzentrierung erhält man eine kirschrote, 96 %ige Schwefelsäure.

Die Beschaffung des SO_3 für die weitere Aufkonzentrierung auf 98% ist zur Zeit die Kernfrage bei der Regeneration. Die herstellbaren SO_3-Mengen werden zum grössten Teil von der Wehrmacht zu Vernebelungszwecken verbraucht. In Besprechungen zwischen Ludwigshafen und Leuna hatte sich Ludwigshafen bereit erklärt, Leuna 98 %ige Schwefelsäure für ihre Zwecke zur Verfügung zu stellen, wenn Leuna die regenerierte 96 %ige Schwefelsäure nach Bitterfeld liefert, und zwar unter Belastung der gleichen Kosten wie für SO_3.

Nach Ansicht von Dr. Kaufmann und Dr. Pohl lässt sich die Alkylierung auch mit 96%iger Schwefelsäure durchführen, jedoch liegt Durchsatz und Verbrauch dann doppelt so hoch als bei Verwendung von 98%iger Schwefelsäure.

Die Regenerationskosten von 16 000 to verbrauchter Schwefelsäure auf 96%ige Schwefelsäure betragen RM 400.000, wobei die Gesamtregenerationskosten mit RM 25.-/kg zugrundegelegt sind. Demgegenüber würde sich die Beschaffung von 8 000 to 98%iger Schwefelsäure aus 8 000 to verbrauchter Schwefelsäure auf dem oben erwähnten Austauschweg zwischen Leuna/Bitterfeld/Lu wie folgt berechnen:

Regenerationskosten	RM	200.000
Transport Leuna/Bitterfeld	"	80.000
evtl. zu übernehmende Transportkosten Lu/Leuna	"	80.000
insgesamt	RM	360.000

Hinzu kommt Miete für Kesselwagen.

Eine genaue Gegenüberstellung der Kosten für diese beiden Alternativen wird zur Zeit vom A.W.P. (Dr. Richter) ausgearbeitet.

Produktion an 96%iger Schwefelsäure in den I.G.-Werken.

		moto
Ludwigshafen		15 000 — stimmt nicht
Leverkusen	etwa	20 000
Dormagen Ürdingen Schlebusch)		5 000
Wolfen (wird ausgebaut auf 15000 to)		8 000
		48 000 =

ca. 580 000 Jato.

Der Schwefelsäureverbrauch Deutschlands beträgt zur Zeit 2½ Mio. Tonnen.

Die damals für Leuna vorgesehene Regeneration von 15 000 jato einer 75%ig anfallenden Schwefelsäure sollte etwa RM 250.000 kosten. Der Eisenbedarf betrug 250 to.

Erfahrungen über Schwefelsäureregeneration liegen vor bei Höchst, Wolfen und Oppau (Beck/Irgang). Oppau hat in Zusammenarbeit mit der Firma Schulze in Oggersheim die Regenerationsanlage durch Einsetzung von Rippenrohren verbessert. Ausserdem liegen Erfahrungen vor bei Dr. Winacker.

Die Schwefelsäureproduktion in den I.G.-Werken wird zentral bearbeitet in der Sulfo-Uko (Dr. Wurster, Dr. Pfannmüller).

Wurmann

350 a #82
30/4.01

Schwefelsäure-Regeneration.

(siehe Protokoll KW-Besprechung in Oppau 24./25.7.40, S.20).

Ausbeute an regenerierter Säure (98 %ig) nach Aufkonzentrierung mit SO_3 beträgt 87,4% bezogen auf in Alkylierung eingesetzte Säure. Kohlenstoffgehalt ist 0,3%.

Es soll mit einem Verlust von 15% Säure in Alkylierung und Regeneration gerechnet werden.

Nach Versuchen der Standard (Report on Recovery of spent Alkylation Acid), Rep. No. PO 21 - 39, March 27, 1939, ergibt sich in der Alkylierung und bei Aufarbeitung durch Verdünnung auf 50%, Vacuumaufkonzentrierung auf 93 - 94% und Aufkonzentrierung auf 98% durch SO_3 ein Gesamt-Schwefelsäureverlust von 15 - 25%.

1. Die regenerierte Säure ist genau so wirksam als Katalysator für weitere Alkylierung wie Frischsäure.

2. Die Abfallsäure ist genau so wirksam wie eine äquivalente Menge regenerierter (restored) Säure für die Behandlung von Naphthas[x]) (noch nicht bestätigt bei (mehrfacher) Aufarbeitung).

3. Versuche, die kohlehaltigen Bestandteile zu extrahieren, waren erfolglos.

Schwierigkeiten bei stark verbrauchter Schwefelsäure (84% calculated) beim Regenerieren:

a) beim Aufkonzentrieren starkes Schäumen,
b) kohlehaltiges Material fällt in stark voluminöser Form aus und gibt geleeartiges Produkt.

---

[x]) Humble hat bei Behandlung von Krackdestillat mit Abfallsäure einen Rückgang der Farbbeständigkeit gefunden.

3520-83

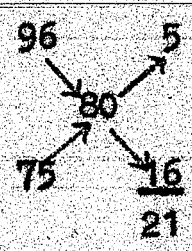
30/4.42

Mischungsregel.

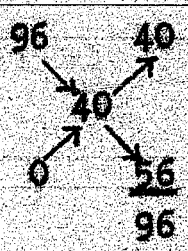
Zur Berechnung der Mengenverhältnisse, in denen man 2 Lösungen desselben Stoffes von gegebenen Konzentrationen (Fall a) oder eine Lösung mit reinem Lösungsmittel (Fall b) mischen muss, um eine Lösung der gewünschten Konzentration zu erhalten, kann man folgendes einfache Schema benutzen.

Gegeben seien a) Lösungen von 96% und von 75% Gehalt, gewünscht wird eine Lösung von 80% Gehalt; b) eine Lösung von 96% Gehalt und reines Lösungsmittel (0% Gehalt); gewünscht wird eine Lösung von 40% Gehalt.

a)



b)



Es sind zu vermischen:

a) 5 Teile 96 %ige Lösung mit 16 Teilen 75 %iger Lösung
b) 40 " 96 %ige " " 56 " Lösungsmittel.

"Teile" bedeuten hierbei Gewichtsteile (Massenteile), wenn der Gehalt der Lösungen in Gewichtsprozenten (Massenprozenten), dagegen Raumteile, wenn er in Volumprozenten angegeben ist.

Das Verfahren lässt sich sinngemäss auch auf die Herstellung von Lösungen bestimmter Dichte anwenden.

18.8.41
Dr.Sche/M.

3500 #84
3014/43

1. AT-Programm
2. Alkylierung

Berlin, den 30. Juni 1943
Dr.Ha/GB

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 in gesichertem Verschluß.

Notiz
für Herrn Dr. Kranepuhl

Betr.: Alkylierung /Verwertung der Fischer-Butane

Unter Zugrundelegung der für das AT-Programm 42 aufgestellten Zahlen wird nachstehende Projektierung der Erweiterungsanlagen durchgerechnet.

I. Von Leuna zu verarbeitende Produkte
(Produkt-Analysen noch ohne Gewähr)

	i-Butan jato	n-Butan jato	Olefine jato	Gesamt jato
Deurag Crackgas	350	900	650	1 900
" Grubengas	300	1100		1 400
Ruhrchemie	130	2470		2 600
Rheinpreußen	120	2280		2 400
Wintershall(Fischer)	75	1425	1500	3 000
" (Hydrg.)	45	855	900	1 800
Krupp Treibstoff Wanne-Eickel	100	1940	2040	4 080
Hösch Treibstoff Dortmund	60	1080	1140	2 280
Victor (Rauxel)	90	1650	1740	3 480
Fremdlieferungen	1270	13700	7970	22 940
Leuna(Eigenlieferung	28800	29600	1500	59 900
Gesamt-Kapazität Leuna-AT-Anlage	30070	43300	9470	82 840

II. Projektierung der Erweiterungen

a) Mischeranlage

Es sind maximal 2 Mischer aufzustellen, die eventuell im Montagefeld des seitherigen Mischerbaus erstellt werden können.

Für ein Mischer-Aggregat nebst Zubehör werden ca. 120 to Eisen benötigt, so daß max. 240 to Eisen benötigt werden.

b) Feinabscheidung

Die Feinabscheidung muß gegebenenfalls um einen Behälter erweitert werden. Eine freie Boxe hierfür ist in der Anlage noch vorhanden. Gesamteisenbedarf für einen Feinabscheider nebst Zubehör ca. 50 to.

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

c) **Destillationsanlage**

Bei der Destillationsanlage ergeben sich eine Reihe von Änderungen und zwar wie folgt:

1. **Butantrennung**

Die vorhandene Raschig-Butankolonne muß in eine Glockenboden-Kolonne umgebaut werden, um eine höhere Leistung zu erzielen. Eisenbedarf für den Umbau 80 - 100 to.

2. **Die Redestillationsanlage**

wurde seither ohne nachgeschaltete Vakuum-Anlage gefahren, da infolge der geringen Leistung (gegenüber der ursprünglichen Planung) die Redestillationsanlage unmittelbar als Vakuum-Kolonne gefahren wurde. Bei der höheren Belastung muß eine Vakuum-Kolonne vorgesehen werden. Es ergibt sich daher ein Eisenbedarf von ca. 120 - 150 to.

3. **Entpropanisierung**

Die Entpropanisierung ist zu klein ausgelegt und wird zweckmäßig auch als Glockenboden-Kolonne ausgebildet. Ein Umbau ist hierbei nicht möglich, sondern es muß eine neue Anlage erstellt werden.
Eisenbedarf hierfür ca. 140 to.

d) **Iso-Anlage**

Die Iso-Anlage ist seither als Kleinanlage vorgesehen und besitzt nur 3 Öfen ∅ 1000 ∅ (Leuna-Öfen). Es muß eine zweite Iso-Anlage erstellt werden mit 5 Öfen. Die Anlage entspricht in ihrer Größe etwa der Scholvener Anlage.
Eisenbedarf ca. 850 to.

e) Für die oben genannten maschinentechnischen Änderungen und Erweiterungen entstehen auch eine Reihe von bautechnischen Erweiterungen. Hierfür wird der Eisenbedarf etwa auf 220 - 250 to geschätzt.

III. **Eisenbedarf**

MTA-Eisen	1600 to
BTA- "	250-300 to

IV. **Kosten** ca. 1 800 000.- bis 2 000 000 .- RM.

V. **Energie-Bedarf**

Auf Grund der Zahlen, die 1942 ermittelt wurden, sind für die oben genannte Leistung folgende Energiedaten zu veranschlagen:

a)	Hochdruckdampf	62,5 to/h
b)	Niederdruckdampf	43,5 "
c)	Rückkühlwasser	ca.5500 m^3/h
d)	Frischwasser	" 300 "
e)	elektrische Energie	" 3100-3200 kW

Zu diesen Energiezahlen teilt der AT-Betrieb mit, daß die seinerzeit festgelegten spezifischen Zahlen im praktischen Betrieb unterschritten worden sind. Wir sollen neue Energiezahlen erhalten und werden davon den neu ermittelten Energiebedarf nachreichen.

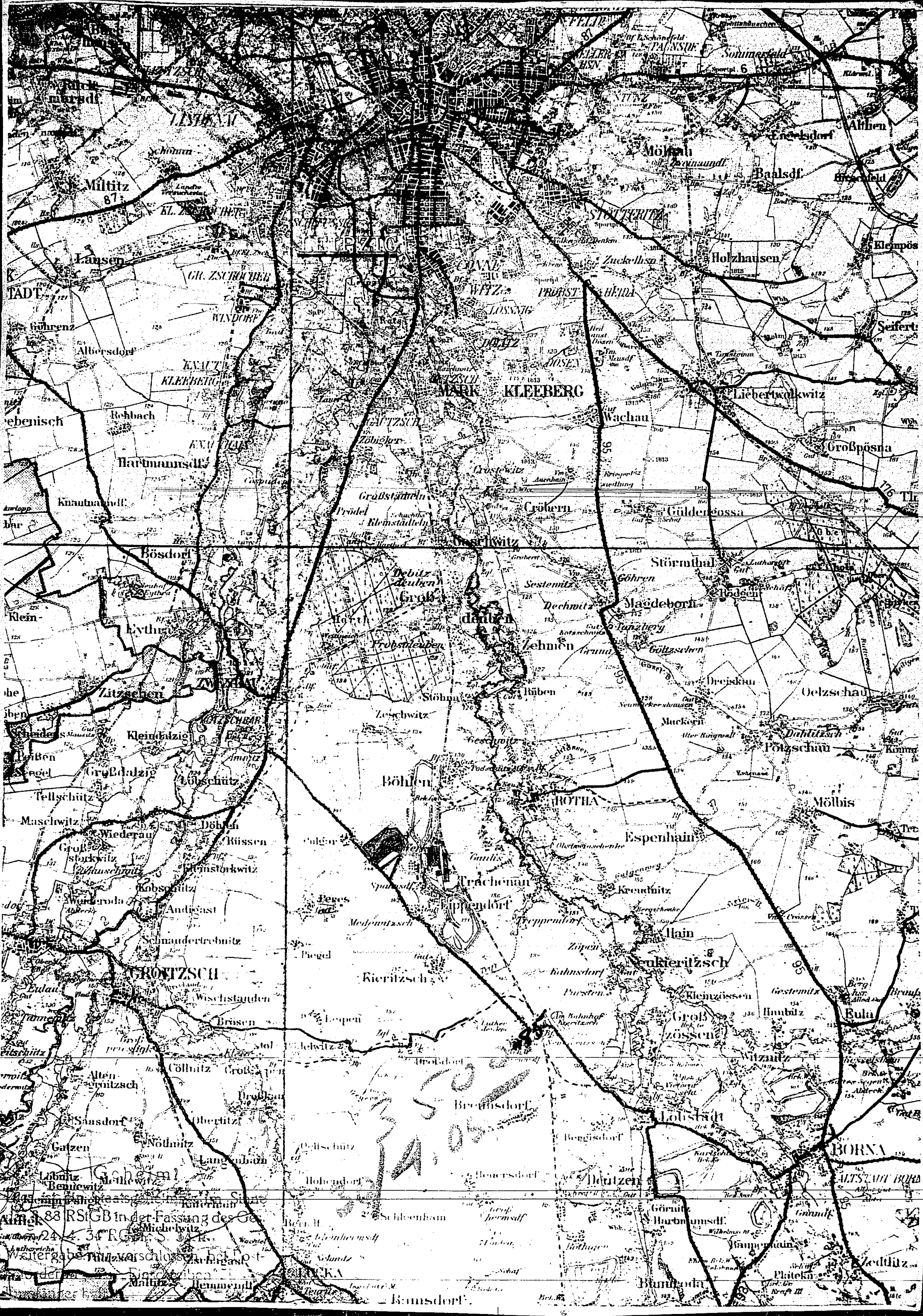
Geheim!
1. Dies ist ein Staatsgeheimnis im Sinne des § 88 RStGB.
2. Weitergabe nur verschlossen, bei Postbeförderung als „Einschreiben".
3. Aufbewahrung unter Verantwortung des Empfängers unter gesichertem Verschluß.

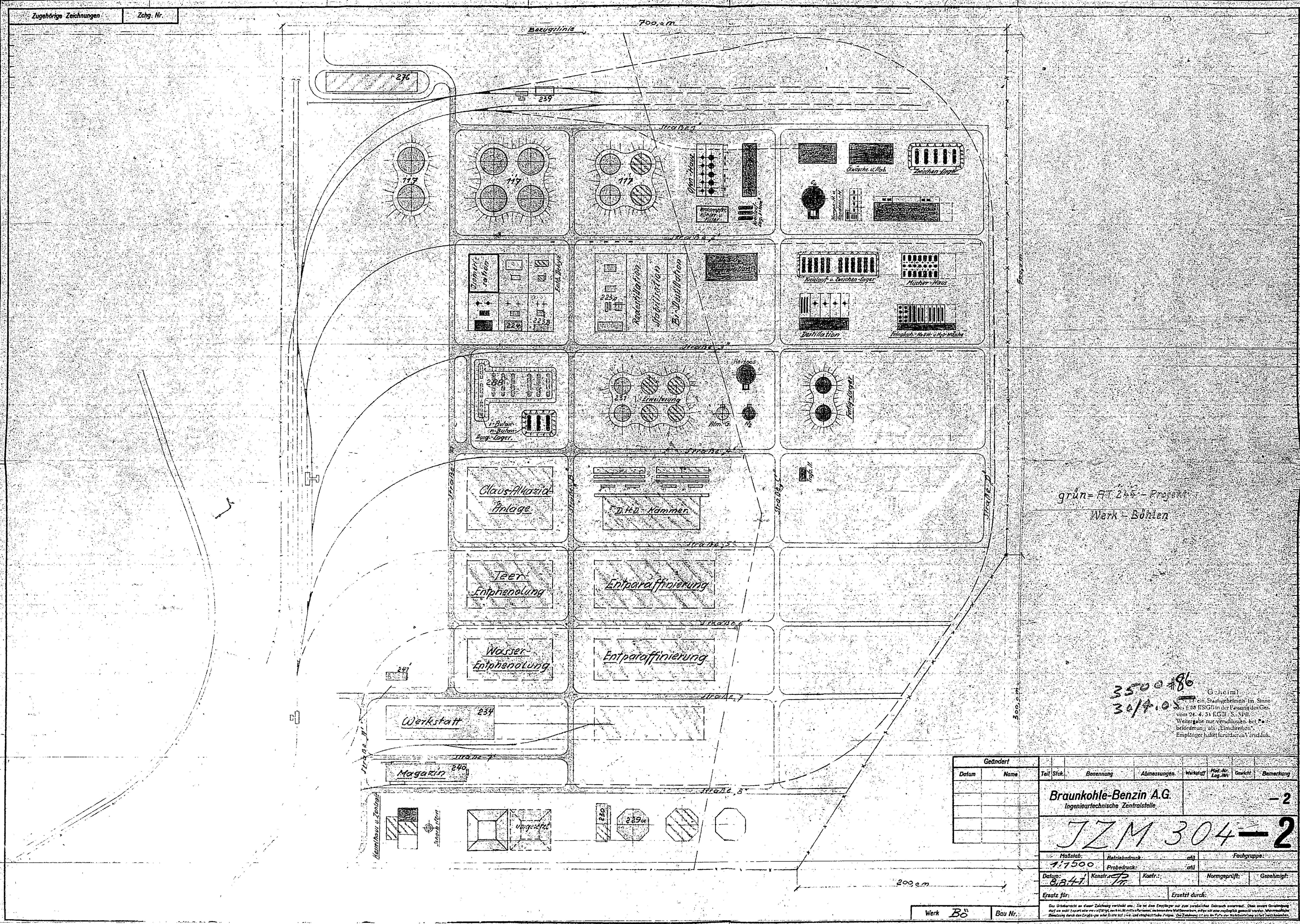
VI. Kesselwagenbedarf

Für den Antransport der Fischer-Butane nach Leuna sind entsprechend einer überschlägigen Ermittlung ca. 36 bis 40 Kesselwagen erforderlich. Für diese Kesselwagen kommt eine Größe mit 62 cbm Inhalt und einer Ladefähigkeit von 25 t infrage, die nach eingezogenen Erkundigungen verhältnismäßig kurzfristig (in einem halben Jahr) beschafft werden können. Die Kesselwagen wären unter den obwaltenden Umständen von Leuna mitzubeschaffen und betragen die Anschaffungskosten hierfür etwa 1,3 Millionen Reichsmark und der Eisenbedarf etwa 1440 t. Die obige Zahl ist ermittelt unter Zugrundelegung eines Wagenbedarfs von 3 Stück pro Tag, 10 Tagen Umlaufzeit und 20% verlangter Reichsbahnreserve.

Voraussetzung für die Verwertung der Fischer-Butane in Leuna ist, daß bei den einzelnen Werken nach Absatz I obiger Notiz Butan-Propan-Trennanlagen erstellt werden, die von den Firmen erstellt werden sollen, die die Destillationsanlagen gebaut haben. Die Firmen Lurgi und Still sollen in der Lage sein, die Trennanlagen in ca. einem Jahr, von der Kontingentierung an gerechnet, zu erstellen. Es müßte daher veranlaßt werden, daß parallel mit den erweiterten Baureifeerklärungen Leuna auch die Baureifeerklärungen der einzelnen Werke schnellstens eingereicht werden.

gez. Hahn


LEIPZIG
MARK KLEEBERG
Miltitz
Lausen
Rückmarsdf.
LINDENAU
KL. ZSCHOCHER
GR. ZSCHOCHER
WINDORF
Göhrenz
Albersdorf
KNAUTKLEEBERG
Rehbach
KNAUTHAIN
Hartmannsdf.
Knautnaundf.
Bösdorf
Eythra
Zitzschen
ZWENKAU
Kleindalzig
Großdalzig
Löbschütz
Tellschütz
Maschwitz
Wiederau
Döhlen
Rüssen
Großstorkwitz
Kleinstorkwitz
Kobschütz
Andigast
Schnaudertrebnitz
GROITZSCH
Wischstanden
Brösen
Cöllnitz
Altengroitzsch
Saasdorf
Obertitz
Nötlnitz
Gatzen
Langenhain
Löbnitz
Bennewitz
Michelwitz
Auligk
Hemmendf.
Großpötzschau
Peres
Piegel
Kieritzsch
Leipen
Breunsdorf
Bergisdorf
Deutzen
Görnitz
Blumroda
Böhlen
Zeschwitz
Stöhna
Gaschwitz
Zöbigker
GAUTZSCH
Großstädteln
Prödel
Kleinstädteln
Debitz-deuben
Großdeuben
Probstdeuben
Zehmen
Rüben
RÖTHA
Espenhain
Trachenau
Eiphendorf
Treppendorf
Hain
Neukieritzsch
Kahnsdorf
Pürsten
Kleinzössen
Großzössen
Witznitz
Lobstädt
BORNA
ALTSTADT BORNA
Hartmannsdf.
Raupenhain
Plateka
Zedtlitz
Eula
Gestewitz
Hmbitz
Kreudnitz
Möllbis
Pötzschau
Dahlitzsch
Muckern
Dreiskau
Oelzschau
Rödgen
Störmthal
Göhren
Magdeborn
Dechwitz
Sestewitz
Göltzschen
Güldengossa
Cröbern
Crostewitz
Wachau
Liebertwolkwitz
Großpösna
Seifertshain
Holzhausen
Zuckelhausen
PROBSTHEIDA
STÖTTERITZ
Mölkau
Baalsdf.
Engelsdorf
Althen
Klempös
Sommerfeld
PAUNSDORF
LÖSSNIG
DÖLITZ
DÖSEN
CONNEWITZ
87
95
176
6
Geheim!
Dies ist ein Staatsgeheimnis im Sinne
des § 88 RStGB in der Fassung des Ges.
v. 24. 4. 34 RGBl. I S. 341
Weitergabe nur verschlossen, bei Post-
beförderung als Einschreiben.


Zugehörige Zeichnungen
Zchg. Nr.
Bezugslinie
700,0 m
276
239
Straße 1
117
117
117
Ofen-Haus
Verdampfer, Kühler u. Filter
Wäsche u. Stab.
Zwischen-Lager
Kompr.-H. u. Kondens.-H.
Straße 2
Isomerisation
Entl. Dehyd.
224
223B
223A
Rückdestillation
Stabilisation
Bi-Destillation
Kreislauf u. Zwischen-Lager
Mischer-Haus
Destillation
Feinabsch.-NaOH- u. H₂O-Wäsche
Straße 3
288
i-Butan-
n-Butan-
Ausg.-Lager
237
Erweiterung
Heizgas
Alm.-G.
N₂
Fertig-Lager
Straße 4
Straße A
Straße B
Straße C
Straße D
Trafo. H.
Claus-Alkazid-Anlage
D.H.D.-Kammern
Straße 5
Teer-Entphenolung
Entparaffinierung
Straße 6
Wasser-Entphenolung
Entparaffinierung
241
Straße 7
Werkstatt
234
Straße A'
Straße 7'
Magazin
240
Straße 8
Kesselhaus u. Zentrale
Schornstein
vorgesehen
230
229a
800,0 m
300,0 m
200,0 m
grün = AT 245 – Projekt
Werk – Böhlen
3500 #86
30/4.05
Geheim!
... ein Staatsgeheimnis im Sinne des § 88 RStGB in der Fassung des Ges. vom 24. 4. 34 RGBl. S. 341 ff.
Weitergabe nur verschlossen, bei Postbeförderung als „Einschreiben“.
Empfänger haftet für sicheren Verschluß.
Geändert
Datum
Name
Teil
Stck.
Benennung
Abmessungen
Werkstoff
Mod.-Nr. Lag.-Nr.
Gewicht
Bemerkung
Braunkohle-Benzin A.G.
Ingenieurtechnische Zentralstelle
–2
JZM 304 – 2
Maßstab: 1:7500
Betriebsdruck: atü
Probedruck: atü
Fachgruppe:
Datum: 8.8.41
Konstr.:
Kontr.:
Normgeprüft:
Genehmigt:
Ersatz für:
Ersetzt durch:
Werk Bö
Bau Nr.

5 Kompressoren
(3 in Betrieb)

6-7 atü

3 Neutralisiertürme
2400 ⌀ 7000 lg.

Kühler

Wasch-turm
3000 ⌀ 12000 h

Zwischenlager

Trennbehälter
KW-Stoffe
H_2SO_4

24 to/h
14,05 to/h iC_4H_{10}
8,27 to/h nC_4H_{10}
1,68 to/h C_3H_8
9400 N.m³
6760 eff. m³

6 Systeme
4 in Betrieb

Flüssigkeitsabscheider
206,202 to/h (824,808 to/h)
758 to/h H_2SO_4
8,346 to/h Alkylat
20,765 to/h iC_4H_{10}
18,275 to/h nC_4H_{10}
0,816 to/h C_3H_8
1,396 ata
t = 0°C
(10000 + 8000 h)

Alkylierbehälter
271,00 to/h
758 to/h H_2SO_4
9,2 to/h Alkylat
~12 atü 19,52 to/h n Butan
22,28 to/h i Butan
0,90 to/h Propan

Absche
KW-Stoffe
H_2SO_4
(30 m³; 3000 ⌀ × 50

Verweilbehälter
88 Böden
100 Löcher
je 25 ⌀
7300 ⌀
11900 lang

iC_4H_{10}

Eingangslager
iC_4H_{10}

1,88 to/h iC_4H_{10} (15000 Jato)

nC_4H_{10}

Eingangslager
nC_4H_{10}

1,82 to/h nC_4H_{10}
(14550 Jato)

1,25 to/h

Dehydrierung

0,26 to/h C_6-C_3

Zwischenlager

6,99 to/h
22 % nC_4H_8 = 1,53 to/h
78 % nC_4H_{10} = 5,46 to/h

19,19 to/h

Butan-Trockner

7,21 to/h nC_4H_{10}
10,14 to/h iC_4H_{10}
1,53 to/h nC_4H_8
0,31 to/h C_3H_8

Mischbehälter

43,19 to/h
24,19 to/h iC_4H_{10}
15,48 to/h nC_4H_{10}
1,53 to/h nC_4H_8
1,99 to/h C_3H_8

Wärmeaustauscher

43,19 to/h

~10,8 to/h

6 Systeme
4 in Betrieb

24 to/h

19,19 to/h

5,43 to/h nC_4H_{10}

10,32 to/h
77 % nC_4H_{10} = 7,95 to/h
79,97 % iC_4H_{10} = 8,26 to/h
3,03 % C_3H_8 = 0,31 to/h

4,02 to/h

Propan-Kolonne
Rücklauf 1:200

4,0 to/h

62,04 to/h

Isobutan-Kolonne
Rücklauf 1:5

57,90 to/h

10,34 to/h

22,978 to/h

Butan-Kolonne
Rücklauf 1:0,4
8 ata

23,208 to/h

15,99 to/h (gasförmig)

Füllhöhe
Raschig 35×35×5

2 m³/h
Kondens

Zwischen-lager

Wasser-Wäsche

2 m³/h

79,19 to/h
3,42 to/h Alkylat
8,26 to/h iC_4H_{10}
7,18 to/h nC_4H_{10}
0,33 to/h C_3H_8

Restpropan 0,022 to/h

0,022 to/h C_3H_8

to/h Dampf

to/h Dampf

16 atü: 1,4 → to/h Dampf
2 atü: 3,5 → to/h Dampf

Alkylatkolonne
(1 ata)
Rücklauf 1:0,25

Füllhöhe
Raschig 35×35×5

Zwischen-lager

3,42 to/h Alkylat
(27360 Jato)

0,8 to/h Dampf
16 atü

Zwischen-lager

70,32 to/h

5,43 to/h nC_4H_{10}
Reinheit 99,7 %; 0,3 % iC_4H_{10}

Zwischen-lager

5 Kompressoren
(3 in Betrieb)

6-7 atü.

3 Neutralisiertürme
2400 ϕ 7000 lg

Kühler

Wasch-
turm
3000 ϕ 12000 lg

Zwischenlager

24 to/h

Trennbehälter
KW-Stoffe
H_2SO_4

24 to/h
14,05 to/h iC_4H_{10}
8,27 to/h nC_4H_{10}
1,68 to/h C_3H_8
9400 N. m³
6760 eff. m³

6 Systeme
4 in Betrieb

Verweilbehälter
88 Böden
100 Löcher
je 25 ϕ
7300 ϕ
11000 lang

Frischsäure
H_2SO_4 - 98 %-ig

Säure-Zwischenbehälter

6 Systeme
4 in Betrieb

Mischbehälter

Wärmeaustauscher

43,19 to/h

~10,8 to/h

6 Systeme
4 in Betrieb

Flüssigkeitsabscheider
206,202 to/h (824,808 to/h)

158 to/h H_2SO_4
8,346 to/h Alkylat
20,765 to/h iC_4H_{10}
18,295 to/h nC_4H_{10}
0,816 to/h C_3H_8

1,396 ata
t = 0°C
(10000 ϕ 8000 lg)

Alkylierbehälter

271,00 to/h
158 to/h H_2SO_4
9,2 to/h Alkylat
~ 12 atü 19,52 to/h nButan
22,20 to/h iButan
0,90 to/h Propan

Abscheider
KW-Stoffe
H_2SO_4
(30 m³; 3000 ϕ × 5000 lg)

4,7975

6 Systeme
4 in Betrieb

19,19

Zwischenbehälter
50 m³

verbrauchte Säure
ca. 92 %-ig

Säure-Entgasung

verbr. Säure
H_2SO_4 92%-ig

19,19 to/h

43,19 to/h
24,19 to/h iC_4H_{10}
15,48 to/h nC_4H_{10}
1,53 to/h nC_4H_8
1,99 to/h C_3H_8

2 m³/h
Kondensat

Frischlauge 10 %-ige Natronlauge
30 ltr/h

Sammelabscheider (1 × 100 m³)
KW-Stoffe
H_2SO_4

Zwischen-
lager

Wasser-
Wäsche

Lauge-
Wäsche

2 m³/h

verbrauchte Lauge
30 ltr/h

Säure-Rücklauf

19,19 to/h
3,42 to/h Alkylat
8,26 to/h iC_4H_{10}
7,18 to/h nC_4H_{10}
0,93 to/h C_3H_8

4,02 to/h

Propan-Kolonne
Rücklauf 1:200

4,0 to/h

62,04 to/h

Isobutan-Kolonne
Rücklauf 1:5

51,70 to/h

22,978 to/h

Butan-Kolonne
Rücklauf 1:0,4
8 ata

7,208 to/h

Füllhöhe
Raschig: 35×35×5

10,34 to/h

15,77 to/h (gasförmig)

H_{10} = 1,75 to/h
H_{10} = 8,26 to/h
H_8 = 0,31 to/h

0,022 to/h C_3H_8

to/h Dampf

to/h Dampf

16 atü: 1,4 → to/h Dampf
2 atü: 3,5 → to/h Dampf

3,975 to/h

0,195 to/h

3,18 to/h Flibi (25440 Jato)
60-98°C 13%
98-120°C 70%
120-170°C 10%

Alkylatkolonne
(1 ata)
Rücklauf 1:0,25

Füllhöhe
Raschig: 35×35×5

Zwischen-
lager

3,42 to/h Alkylat
(27360 Jato)

0,8 to/h Dampf
16 atü.

~ 6 m³

0,24 to/h über 170°C 7%
(1920 Jato)

Zwischen-
lager

70,32 to/h

5,43 to/h nC_4H_{10}
Reinheit 99,7 %; 0,3 % iC_4H_{10}

Alle Urheberrechte behalten uns vorbehalten. Die Zeichnung darf nur für den Gebrauch bestimmt sein, für den sie herausgegeben wurde, und muß so verwahrt werden, daß sie Unbefugten nicht zugänglich ist.

Geheim!
1. Dies ist ein Staatsgeheimnis im Sinne des § 88 StGB.
2. Weitergabe nur verschlossen, bei Papierform als „Einschreiben".
3. Verwahrung unter Verschluß.
4. Kenntnisnahme unter Verpflichtung des Empfängers unter Hinweis auf Strafgesetz.

Polit-Z Plant
35000-87

Friedrich Uhde 30/4, Wkg. - Büro Zweigbüro Leunawerke

Schema der Anlage
AT-244/Stett I
25000 Jato Produktion

gezeichnet:	Datum:
Jurkiewicz	6. Jan. 41

Steat
001 — 1

621

609

Erweiterung Ohligsche Fall I

Destillationen Fall I
wird schon für Fall II abgebaut!

606

Erweiterung Stationslager Fall I

608

610

604

618

613

5001

Brücke Nr 1

616

611

614

612

615

Brücke Nr 2

Baubuden für ausführende Firmen

20,5 m

Zwischenlager

40 m

607

5002

503

500

507

Kompressorenhaus u. Maschinenhaus u. Kälteanlage
Fall I 40 m lg.; Fall II 60 m lg.

17,40 m

Alkylierung
Fall I = 60 m lg.; Fall II = 80 m lg.

25 m

Lauge u. Wasser-Wäsche
30 x 30 m

Urheberrechtlich geschützt. Die Zeichnung ist nur zum persönlichen Gebrauch bestimmt. Sie ist geheim zu halten und muß so verwahrt werden, daß sie Unbefugten nicht zugänglich ist.
Geheim!
1. Alles fällt unter Staatsgeheimnis im Sinne des § 93 RStGB.
2. Weitergabe nur gestattet bei Publikation als „Deutsches Patent"

Polen-Patent
35700-88
30/40 os

Stückzahl	Benennung und Bemerk.	Teil	Werkstoff	Zeichg.-Nr.	Modell-Nr.: Gesenk-Nr.: Rohstück:	Gewicht

Ausführung:

	Datum	Name	Änderungen:
Entworfen:	18.11.47	Neuwand	
Geprüft:			
Normgeprr.:			

Schutz laut Gesetz vom 19. Juni 1901

Friedrich Uhde,
Ingenieur-Büro und Fabrik für chem. Apparate
Dortmund

Bereich:

Maßstab: 1:500

Aufschrift: Lageplan d. Anlage
AT-244 - Steff

Größe:

Blatt-Nr.: Steaf 007 -2

Ersetzt für:

Ersetzt durch:

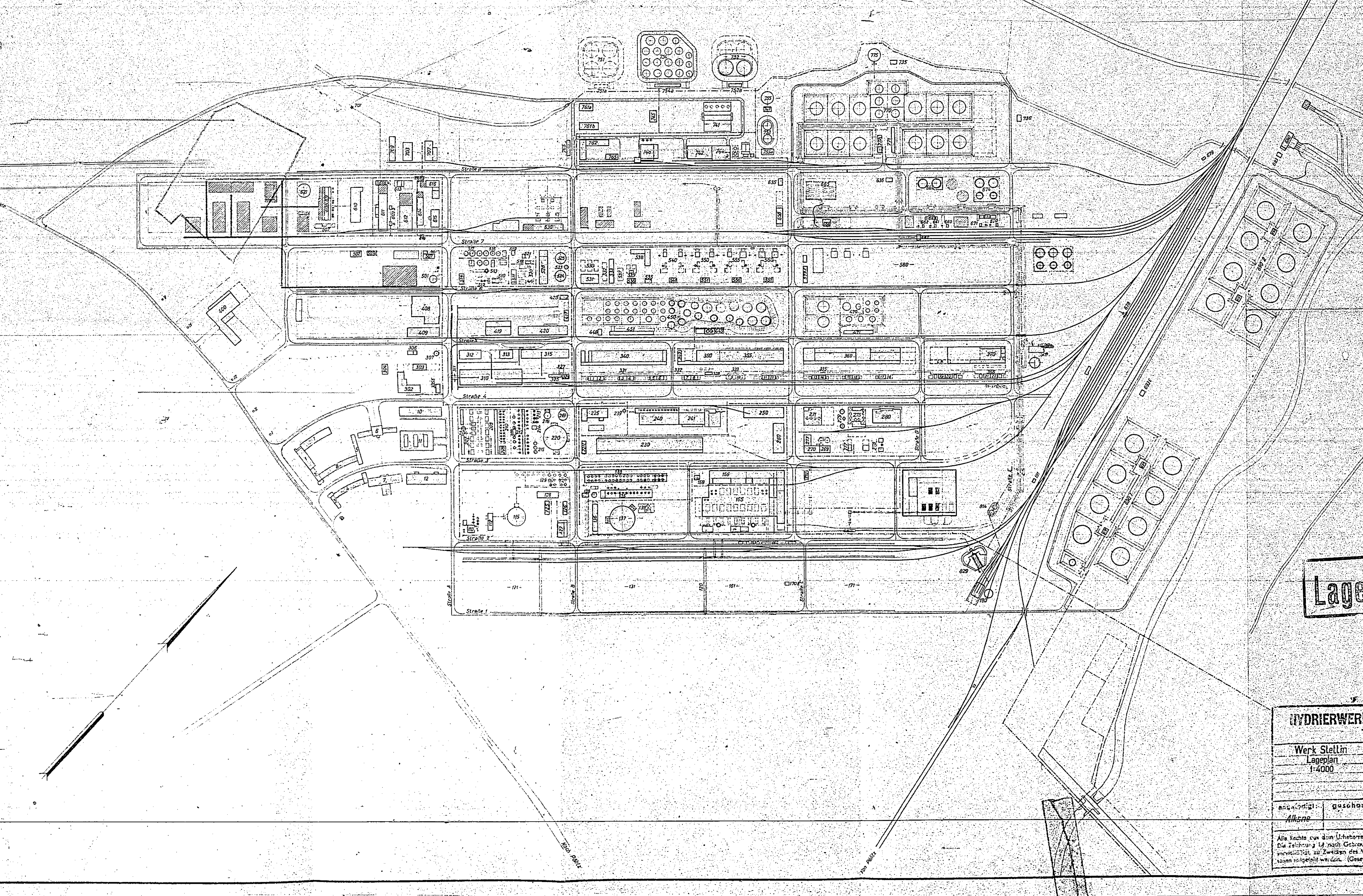
Das Urheberrecht an dieser Zeichnung verbleibt uns. Sie ist dem Empfänger nur zum persönlichen Gebrauch anvertraut. Ohne unsere Genehmigung darf sie weder kopiert, auch nicht dritten Personen, insbesondere Wettbewerbern, mitgeteilt oder zugänglich gemacht werden. Widerrechtliche Benutzung durch den Empfänger oder Dritte hat zivil- und strafrechtliche Folgen.
Die Zeichnung ist uns im Falle der Nichtbestellung sofort zurückzugeben!

Zeichnung für Anfrage-Nr.:

Zeichnung für Auftrag-Nr.:

WERK STETTIN

LAGEPLAN M. 1:4000



Lageplan Nr. 40

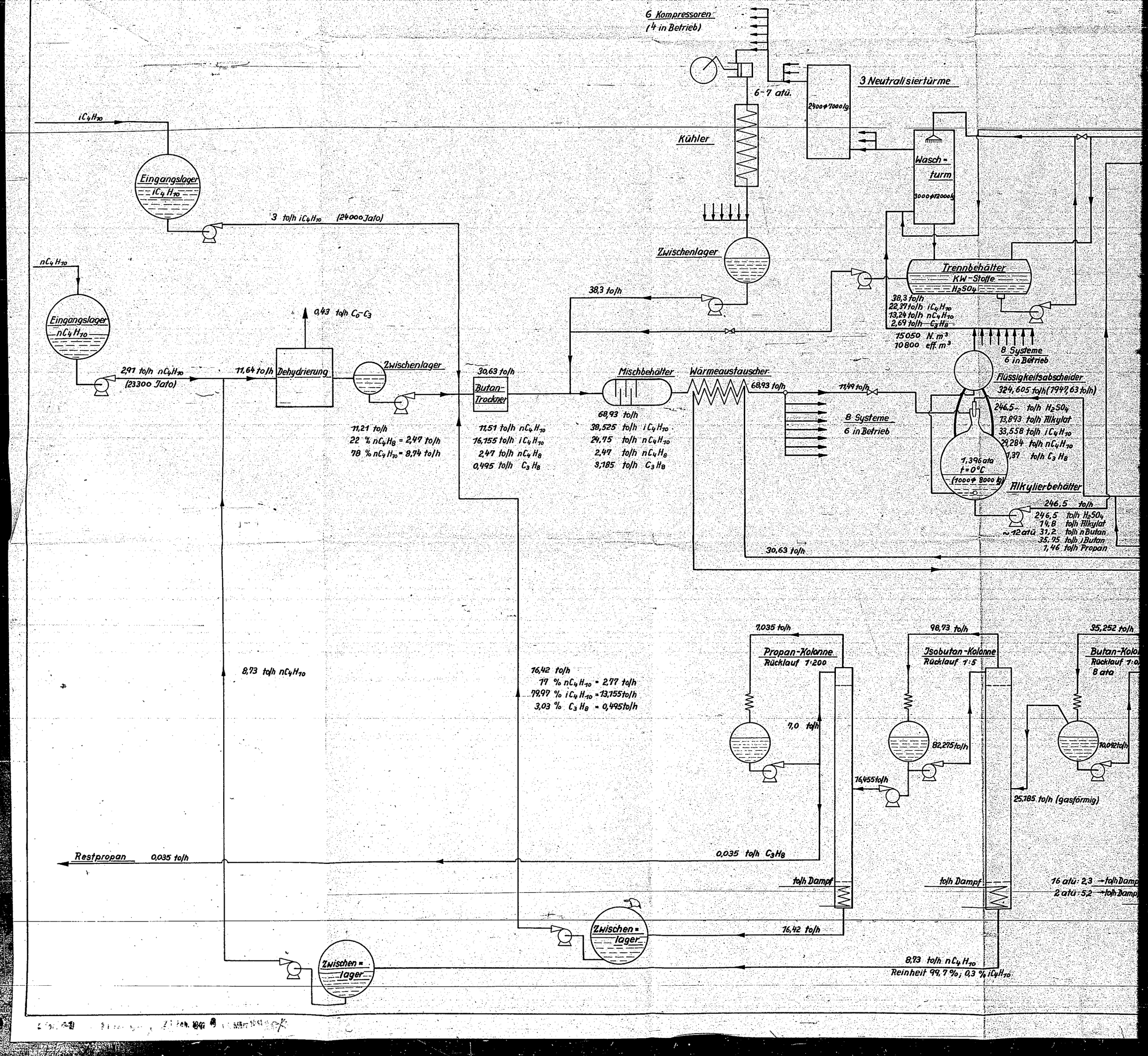
3500+89
30.4.05

Geheim

HYDRIERWERKE PÖLITZ AKTIENGESELLSCHAFT
Technische Abteilung Bau

Werk Stettin Lageplan 1:4000	Bau Nr.	geändert: 23.7.41 Ehm	Diese Zeichnung ist Eigentum der Hydrierwerke Pölitz AG. u. gehört zur Anfrage Nr. / Bestellg. Nr. Sofort nach Erledigung derselben ist die Zeichnung zurückzugeben an die Hydrierwerke Pölitz AG. Technische Abteilung Bau.
	Datum: 3.7.41		
angefertigt: Alksne	gesehen:	Zeichnungs-Nr. P 900 a 2	Genehmigt als Unterlage für Werksplanung Pölitz, den 3.7.41

Alle Rechte aus dem Urheberrechtsgesetz vom 19. 6. 1901 stehen uns zu. Die Zeichnung ist nach Gebrauch sofort zurückzugeben. Sie darf weder vervielfältigt, zu Zwecken des Wettbewerbs verwertet oder an dritte Personen mitgeteilt werden. (Gesetz vom 7. 6. 1909 § 18). Siehe auch DIN 34.


6 Kompressoren
(4 in Betrieb)
6-7 atü.
3 Neutralisiertürme
2400+7000 kg
Kühler
Wasch-
turm
3000+12000 kg
Zwischenlager
Trennbehälter
KW-Stoffe
H2SO4
38,3 to/h
22,31 to/h iC4H10
13,24 to/h nC4H10
2,69 to/h C3H8
15050 N.m³
10800 eff.m³
8 Systeme
6 in Betrieb
Flüssigkeitsabscheider
324,605 to/h (1947,63 to/h)
246,5 to/h H2SO4
13,893 to/h Alkylat
33,558 to/h iC4H10
29,284 to/h nC4H10
1,37 to/h C3H8
1,396 ata
t=0°C
(1000+8000 kg)
Alkylierbehälter
246,5 to/h
246,5 to/h H2SO4
14,8 to/h Alkylat
~12 atü 31,2 to/h nButan
35,75 to/h iButan
1,46 to/h Propan
30,63 to/h
iC4H10
Eingangslager
iC4H10
3 to/h iC4H10 (24000 Jato)
nC4H10
Eingangslager
nC4H10
2,91 to/h nC4H10
(23300 Jato)
11,64 to/h
Dehydrierung
0,43 to/h C0-C3
Zwischenlager
11,21 to/h
22 % nC4H8 = 2,47 to/h
78 % nC4H10 = 8,74 to/h
30,63 to/h
Butan-
Trockner
11,51 to/h nC4H10
16,155 to/h iC4H10
2,47 to/h nC4H8
0,495 to/h C3H8
38,3 to/h
Mischbehälter
Wärmeaustauscher
68,93 to/h
68,93 to/h
38,525 to/h iC4H10
24,75 to/h nC4H10
2,47 to/h nC4H8
3,185 to/h C3H8
11,49 to/h
8 Systeme
6 in Betrieb
8,73 to/h nC4H10
16,42 to/h
77 % nC4H10 = 2,77 to/h
19,97 % iC4H10 = 13,155 to/h
3,03 % C3H8 = 0,495 to/h
7,035 to/h
Propan-Kolonne
Rücklauf 1:200
7,0 to/h
98,73 to/h
Isobutan-Kolonne
Rücklauf 1:5
82,275 to/h
16,455 to/h
35,252 to/h
Butan-Kolo
Rücklauf 1:0,
8 ata
10,092 to/h
25,185 to/h (gasförmig)
Restpropan
0,035 to/h
0,035 to/h C3H8
to/h Dampf
to/h Dampf
16 atü: 2,3 to/h Dampf
2 ata: 5,2 to/h Dampf
16,42 to/h
Zwischen-
lager
Zwischen-
lager
8,73 to/h nC4H10
Reinheit 99,7 %; 0,3 % iC4H10

3 Neutralisiertürme

2400 ϕ 7000 lg

Wasch-turm

3000 ϕ 12000 lg

Trennbehälter
KW-Stoffe
H_2SO_4

38,3 to/h
22,37 to/h iC_4H_{10}
13,24 to/h nC_4H_{10}
2,69 to/h C_3H_8

15050 N.m³
10800 eff.m³

8 Systeme
6 in Betrieb

Flüssigkeitsabscheider
324,605 to/h (1947,63 to/h)

246,5 to/h H_2SO_4
13,893 to/h Alkylat
33,558 to/h iC_4H_{10}
29,284 to/h nC_4H_{10}
1,37 to/h C_3H_8

1,396 ata
t = 0°C
(1000 ϕ 8000 lg)

Alkylierbehälter

246,5 to/h
246,5 to/h H_2SO_4
14,8 to/h Alkylat
~12 atü 31,2 to/h nButan
35,75 to/h iButan
1,46 to/h Propan

11,49 to/h

8 Systeme
6 in Betrieb

Verweilbehälter

88 Böden
100 Löcher je 25 ϕ
1300 ϕ
11000 lang

Frischsäure
H_2SO_4 - 98%-ig

Säure-Zwischenbehälter

8 Systeme
6 in Betrieb

8 Systeme
6 in Betrieb

30,63 to/h

Zwischenbehälter
60 m³

Abscheider
KW-Stoffe
H_2SO_4
(30 m³; 3000 ϕ × 5000 lg)

5,1 to/h

verbrauchte Säure
ca. 92 %-ig

Säure-Entgasung

verbr. Säure
H_2SO_4 92%-ig

3,5 m³/h
Kondensat

Frischlauge 10 %-ige Natronlauge
45 ltr/h

Sammelabscheider (2 × 100 m³)
KW-Stoffe
H_2SO_4

30,63 to/h

Zwischen-lager

Wasser-Wäsche

Lauge-Wäsche

3,5 m³/h

verbrauchte Lauge
45 ltr/h

Säure-Rücklauf

98,73 to/h

Isobutan-Kolonne
Rücklauf 1:5

82,215 to/h

16,455 to/h

25,185 to/h (gasförmig)

35,252 to/h

Butan-Kolonne
Rücklauf 1:0,4
8 ata

10,092 to/h

Füllhöhe
Raschig: 35×35×5

30,63 to/h
5,445 to/h Alkylat
13,155 to/h iC_4H_{10}
11,50 to/h nC_4H_{10}
0,53 to/h C_3H_8

16 atü: 2,3 → to/h Dampf
2 atü: 5,2 → to/h Dampf

Alkylatkolonne
(1 ata)
Rücklauf 1:0,25

Zwischen-lager

5,445 to/h Alkylat
(43560 Jato)

7,3 to/h Dampf
16 atü.

6,327 to/h

7,265 to/h

Füllhöhe
Raschig: 35×35×5

~10 m³

5,062 to/h Flibi (40500 Jato)
60 - 98°C 13%
98 - 120°C 10%
120 - 170°C 10%

0,383 to/h über 170°C 7%
(3060 Jato)

8,73 to/h nC_4H_{10}
Reinheit 99,7 %; 0,3 % iC_4H_{10}

Alle Urheberrechte bleiben uns vorbehalten. Die Zeichnung ist nur für Ihren Gebrauch bestimmt. Sie ist geheim zu halten und muß so verwahrt werden, daß sie Unbefugten nicht zugänglich ist.

Geheim
1. Dies ist ein Staatsgeheimnis im Sinne des § 93 RStGB.
2. Weitergabe nur verschlossen, bei Post-beförderung als „Einschreiben".
3. Aufbewahrung unter Verantwortung des Empfängers unter gesichertem Verschluß.

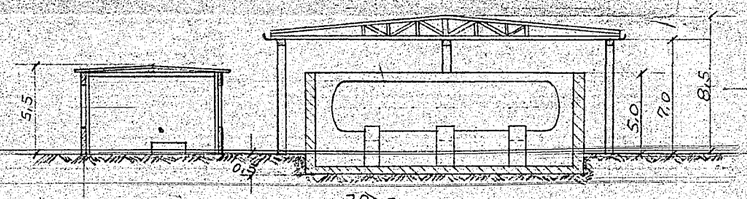
Pölitz Plant
3500 #98
30/4.03

Friedrich Uhde — Ing.-Büro Zweigbüro Leunawerke

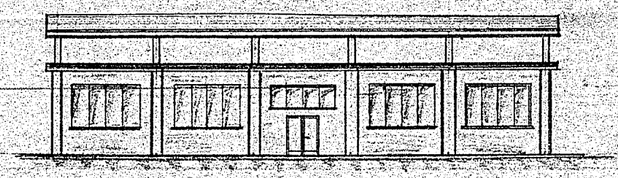
Schema der Anlage
AT-244/Stett II
40 000 Jato Produktion

gezeichnet: Datum:
6. Jan. 41

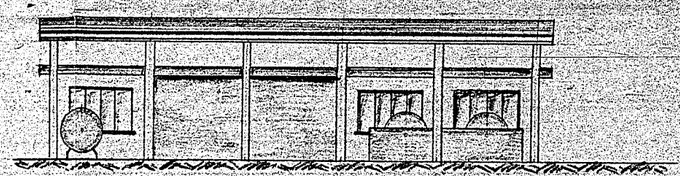
Steat
002 — 1



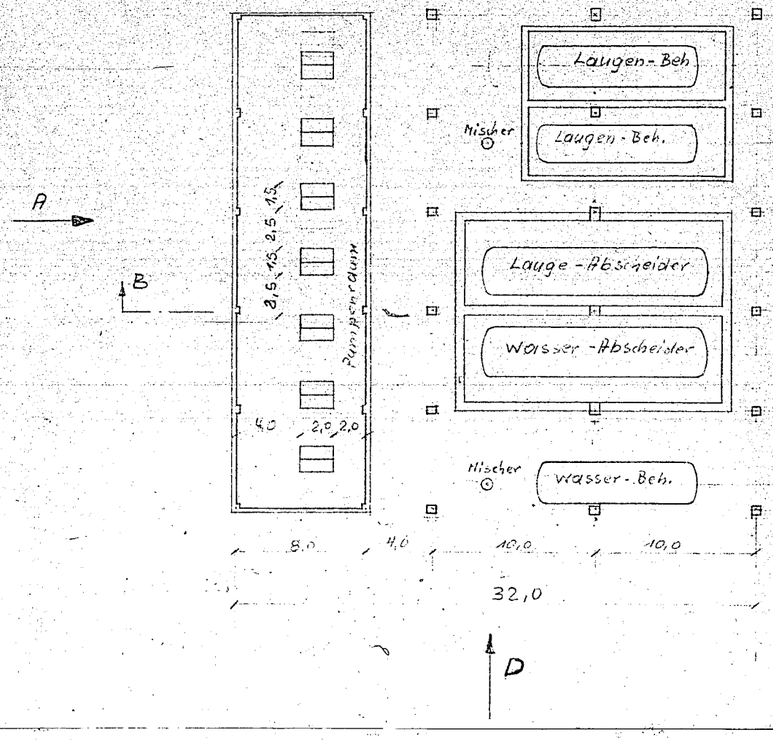
Schnitt B-B

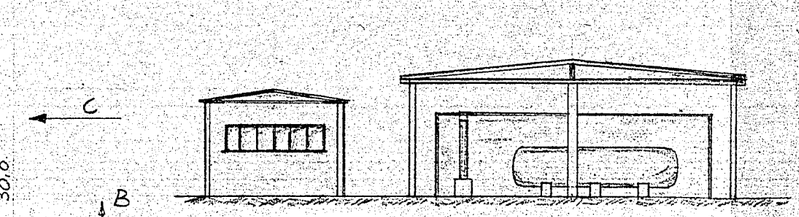


Ansicht A



Ansicht C





Ansicht D

AT 244 Anlage

Lauge- und Wasserwäsche

Maßstab 1:250

25.1.41

N

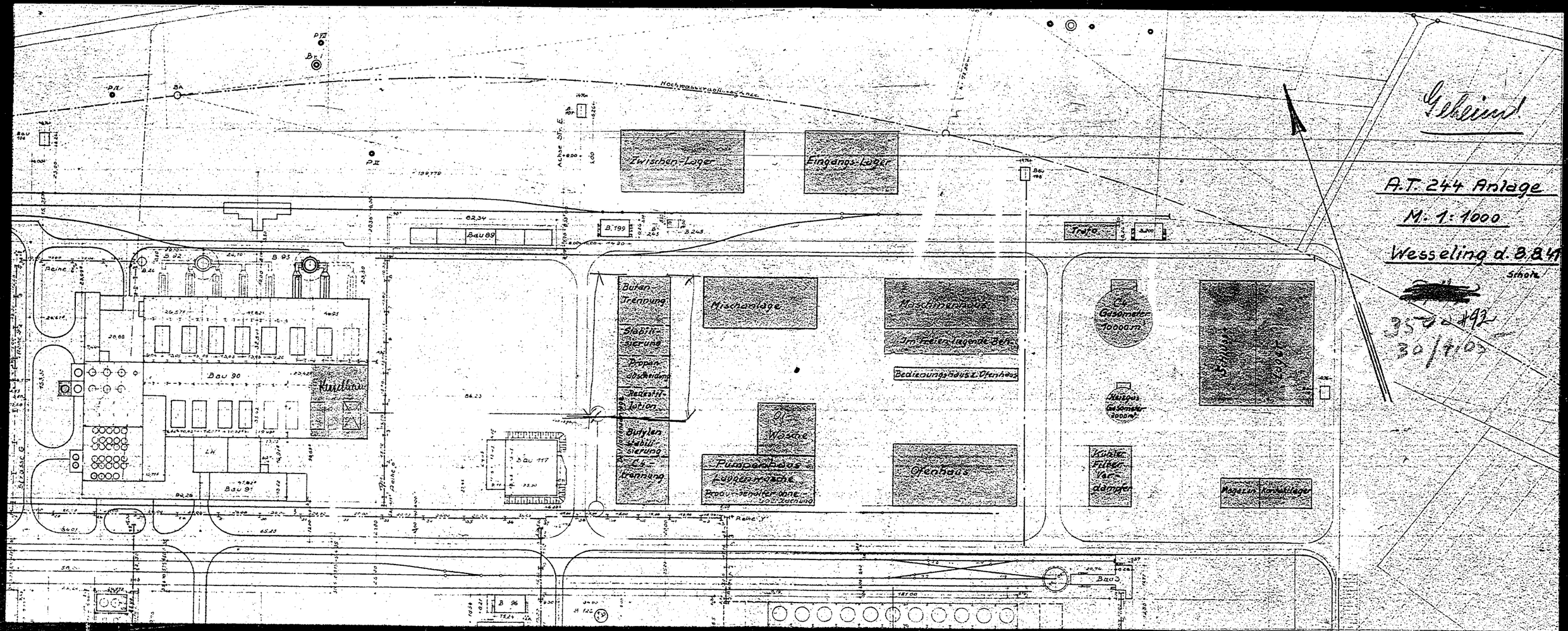
Alle Urheberrechte bleiben uns vo... halten. Die Zeich... für ihren... Gebrauch bestimmt, sie ist ... zu... darf ohne unsere ... vervielfältigt werden, ... auch ... Benutzung ... ist.

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.

Polit-2 Plan 1
3500 #91
30/8.65

FRIEDRICH UDE
Ingenieur-Büro
und Fabrik für chem. Apparate
Zweigbüro LEUNAWERKE

M 6867 — 4

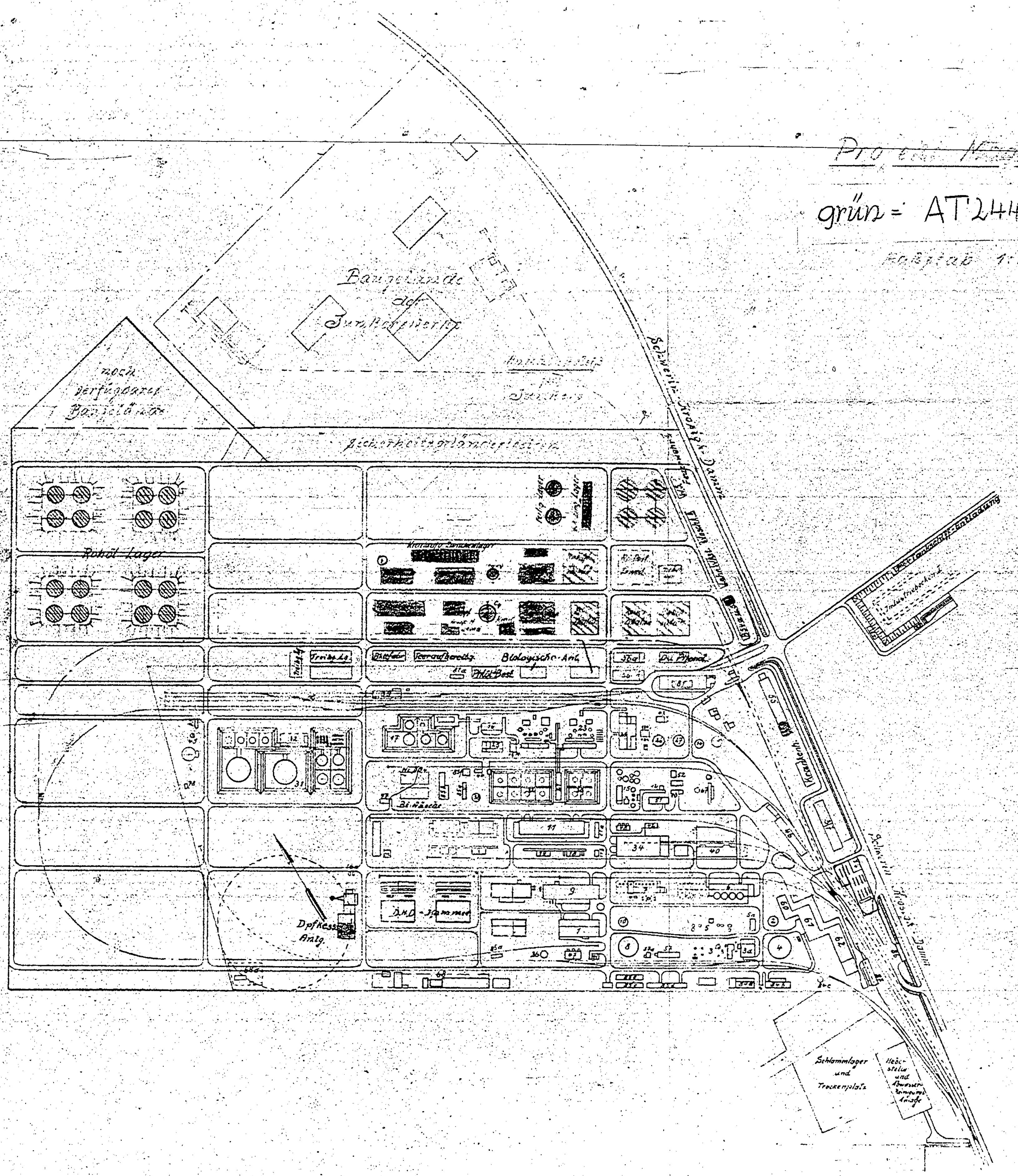

Geheim
A.T. 244 Anlage
M. 1:1000
Wesseling d. 3.8.44
Skala
Zwischen-Lager
Eingangs-Lager
Bau 89
B 799
B 245
Trafo
B 92
B 93
Bau 90
Kantine
Bau 91
Bau 117
Butan Trennung
Mischanlage
Maschinenhaus
Stabilisierung
Propan Abscheidung
Benzolwäsche
Butylen stabilisierung
C4 trennung
Pumpenhaus
Ofenhaus
Bedienungshaus z. Ofenhaus
C4 Gasometer 10000 cbm
Gasometer 20000 cbm
Kühler Filter Verdampfer
Magazin
Bau 3
B 96
B 120
Reine

Lageplan des Werksgeländes
Brabag - Magdeburg
M. 1: 100 000.

Projekt Magdeburg

grün = AT 244-Projekt

Maßstab 1:5000



Geheim!

Dies ist ein Staatsgeheimnis im Sinne des § 88 RStGB in der Fassung des Ges. vom 24. 4. 34 (RGBl. I S. 341 ff.). Weitergabe nur verschlossen, bei Postbeförderung als „Einschreiben". Empfänger haftet für sichere Verwahrung.

3500 #94
30/11/45

Magdeburg Plant

Werk: Magdeburg	Bau.Nr. 0					JZB-R 184a-4
Braunkohle-Benzin A.G.	Das Urheberrecht an dieser Zeichnung verbleibt uns. Sie ist dem Empfänger nur zum persönlichen Gebrauch anvertraut. Ohne unsere Genehmigung darf sie nicht kopiert oder vervielfältigt, auch nicht dritten Personen, insbesondere Wettbewerbern, mitgeteilt oder zugänglich gemacht werden. Widerrechtliche Benutzung durch den Empfänger oder Dritte hat zivil- und strafrechtliche Folgen. Die Zeichnung ist uns im Falle der Nichtbestellung sofort zurückzugeben.	Datum:	Konstr.:	gesehen Geprüft:	Ersatz für:	-4
Ingenieurtechnische Zentralstelle					Ersetzt durch:	

DIN A 3

Zugehörige Zeichnungen	Zchg. Nr.

Zur Bebauung verfügbar

Pendelträger

versenkt (angeschüttet) ca. 10.0 m hoch

versenkt (angeschüttet) ca. 10.8 m hoch

ca. 4.0 m hoch

Fertig-Lag. Alt

ca. 16.0 m hoch

Kreuzung Zuckerfabrik

Heizgas

Kolonnen 16-28 m h.

ca. 21.0 m h.

Winkerhaus

ca. 10.0 m h.

ca. 22.0 m h.

ca. 5.0 m hoch

ca. 19.0 m hoch

ca. 8.0 m hoch

ca. 5.0 m hoch

ca. 9.0 m hoch

Verladung

ca. 24.0 m h.

ca. 28 m h.

ca. 11.5 m hoch

ca. 60 m hoch

ca. 70.0 m h.

ca. 5.0 m hoch

versenkt (angeschüttet) ca. 4.0 m hoch

Schuppen

Verladestelle

Gleis

Damfkessel-Anlage

ca. 18.0 m h.

ca. 8.0 m hoch

ca. 8.0 m h.

Bl. Halle

ca. 18.0 m hoch

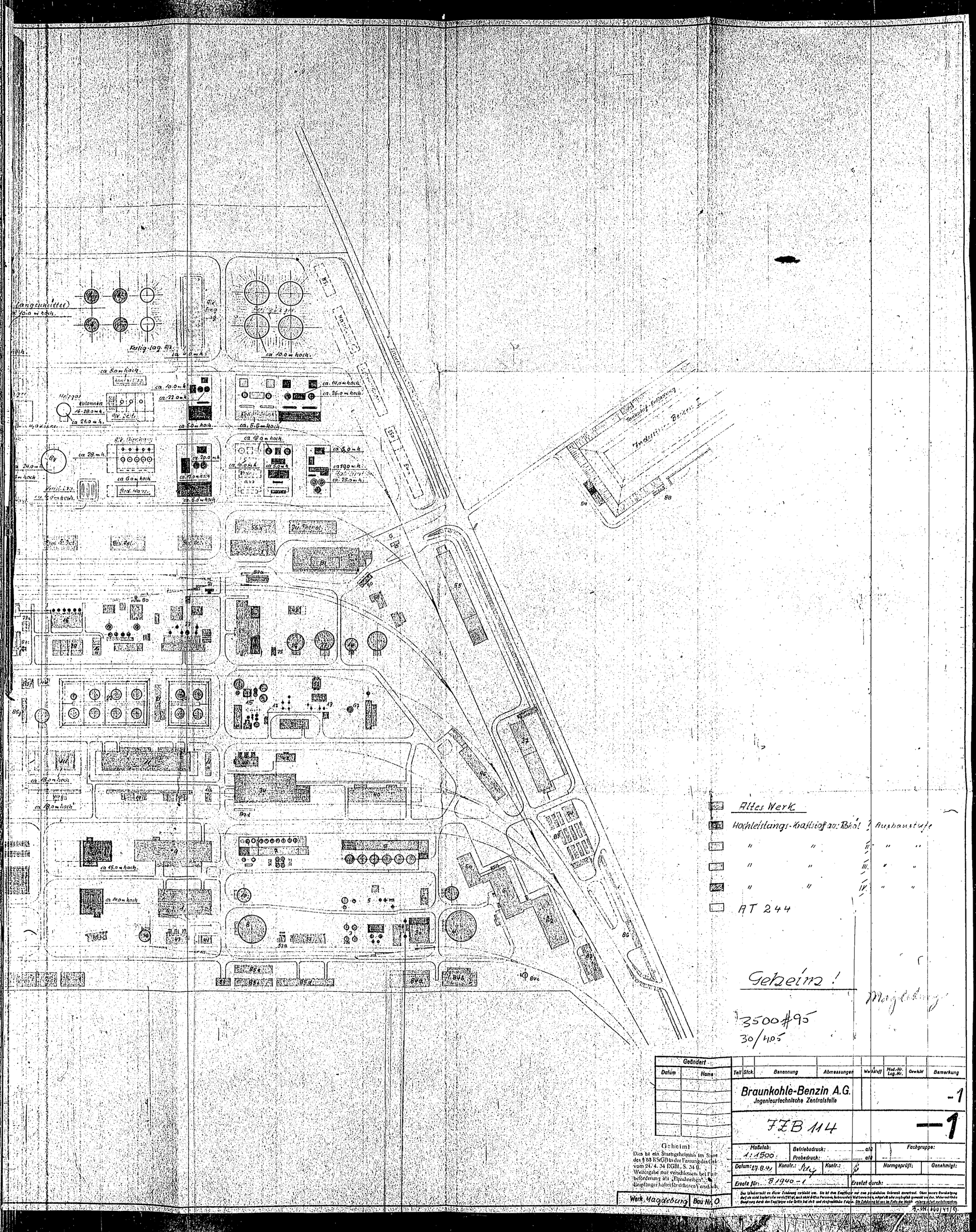
ca. 12.0 m hoch

240-Kammern

ca. 10.0 m hoch

ca. 15.0 m hoch

ca. 40 m hoch


(angeschnitten)
Fertig-lag. Alk.
ca. 10.0 m hoch.
ca. 5.0 m hoch.
ca. 10.0 m h.
ca. 22.0 m h.
Heizgas Kolonnen
ca. 16.0 m h.
Alk. Zerl.
ca. 21.0 m h.
ca. 5.0 m hoch.
ca. 14.0 m hoch.
ca. 26.0 m hoch.
ca. 5.0 m hoch.
Alk. Destillation
ca. 28 m h.
ca. 20.0 m h.
ca. 6.0 m hoch.
Bad. Haus
ca. 5.0 m hoch.
ca. 10.0 m h.
ca. 5.0 m h.
ca. 19.0 m hoch.
ca. 5.0 m h.
ca. 19.0 m h.
ca. 28.0 m h.
Gasometer
Tankanl.-Entladung
Tankanl.-Beladung
Industrie-Bahn
Altes Werk
Hochleistungs-Kraftstoff aus Rohöl 3. Ausbaustufe
" " II. " "
" " III. " "
" " IV. " "
AT 244
Geheim!
Magdeburg
3500 # 95
30/405
Geändert
Datum
Name
Teil
Stck.
Benennung
Abmessungen
Werkstoff
Mod.-Nr. Log.-Nr.
Gewicht
Bemerkung
Braunkohle-Benzin A.G.
Ingenieurtechnische Zentralstelle
-1
FZB 114
-1
Maßstab: 1:1500
Betriebsdruck: ata
Probedruck: ata
Fachgruppe:
Datum: 29.8.41
Konstr.:
Kontr.:
Normgeprüft:
Genehmigt:
Ersatz für: B 1940 - 1
Ersetzt durch:
Geheim)
Das ist ein Staatsgeheimnis im Sinne des § 88 RStGB in der Fassung des Ges. vom 24. 4. 34 RGBl. I, S. 341.
Weitergabe nur verschlossen, bei Fortbeförderung als „Eilgut bleiben".
Empfänger haftet für sicheren Verschluß.
Werk Magdeburg
Bau-Nr. O
A-VH 860/41/5

Rischkadorf

1750 m

Kai

A) Pumpenhaus

A

B

B

Roh-Benzin vom Schiff zur Anlage
Fertig-Benzin von der Anlage zum Schiff
2 Leitungen je ø 250 m

Donau

Kl. Schönbichl

1900 m

1500 m

Verlegung des Hüttelbaches

Erpersdorf

96 #

Schnitt A-A siehe Zeichnung Mbb 6914-2
" B-B " " " " 2916-4

Benzin vom Schiff zur Anlage
Benzin von der Anlage zum Schiff
2 Leitungen je 250 m

Rohöl-Tanklager
Pumpenhaus
Bi-Tanklager
Bi-Tanklager I
Straße T-4
Straße P-3
Straße P-1
Straße T-3
Pumpenhaus
Treibgas-Entspannung
Treibgas-Tanklager
Treibgas-Pumpenhaus
Gasometer
Dehydrierung
Zwischen-Tanklag.
Maschinenhaus
Apparate
Bedienungshaus
Kreislauf-lager
Destillationen
Lauge-Wäsche
Klär-Bau
Vorheizer
Ofengruppe
Raffin.
Zwischen-tanks
Destill.
Rohre im Graben
Gasometer
Trafohaus
Straße Z-8
Ofengruppe II
Ofengruppe I
Maschinenhaus II
Maschinenhaus I
Luftschutzraum
Straße Z-7
Destill. Top-Destill.
Zwischentanks
Raffin II
Destillation II
Raffination
Trafohaus
Destillation I
Kühlturm
Lagerbehälter II
Raffin I
Luftschutzraum
Treibgasabfüllerei
Verlegung des Hüttelbaches
Donnerbeck
Zwirtenendorf

HF/Mbb I. Ausbau
HF/Mbb II. Ausbau
HF/Mbb III. Ausbau
KK/Mbb
Top/Mbb

Geheim!
1. Dies ist ein Staatsgeheimnis im Sinne des § 93 RStGB.
2. Weitergabe ... verpflichtet ... Strafe ...
3. Aufbewahrung ... Empfanges unter ...

35 100-96

Stück zahl	Benennung und Bemerk.	Teil	Werkstoff	Zeichg.-Nr.	Modell-Nr. Gesetz-Nr. Rohmach.	Gewicht

	Datum	Name	Änderungen:
Entworfen:	5.8.41	Pr.	
Geprüft:			
Normgepr.:			

Schutz-Vermerk nach DIN 34 beachten

Friedrich Uhde
Ingenieur-Büro
Dortmund

Bereich:
Aufschrift: Ausbau Moosbierbaum
Größe
Blatt-Nr: Mbb 2926-1
Maßstab: 1:2880
Ersatz für:
Ersetzt durch:
Ausführung:

Das Urheberrecht an dieser Zeichnung verbleibt uns. Sie ist dem Empfänger nur zum persönlichen Gebrauch anvertraut. Ohne unsere Genehmigung darf sie weder kopiert, auch nicht dritten Personen, insbesondere Wettbewerbern, mitgeteilt noch zugänglich gemacht werden. Widerrechtliche Benutzung durch den Empfänger oder Dritte ... auch strafrechtliche Folgen.

Die Zeichnung ist uns im Falle der Nichtbestellung sofort zurückzugeben!

Zeichnung für Anfrage-Nr.: Zeichnung für Auftrag-Nr.:

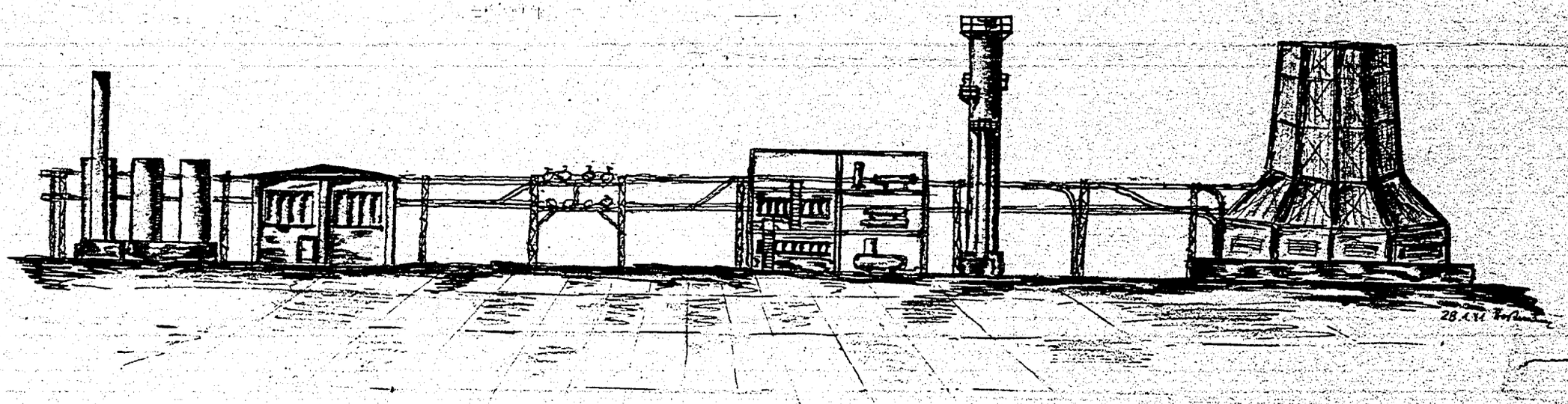
#97

Beilage 4

Alkylierung

Destillation

Kühlwerk



0 5 10 15 20

Maßstab 1:500

35 00 #97
30/4.03

FRIEDRICH UHDE
GESELLSCHAFT MBH
DORTMUND
Zweigbüro LEUNAWERKE

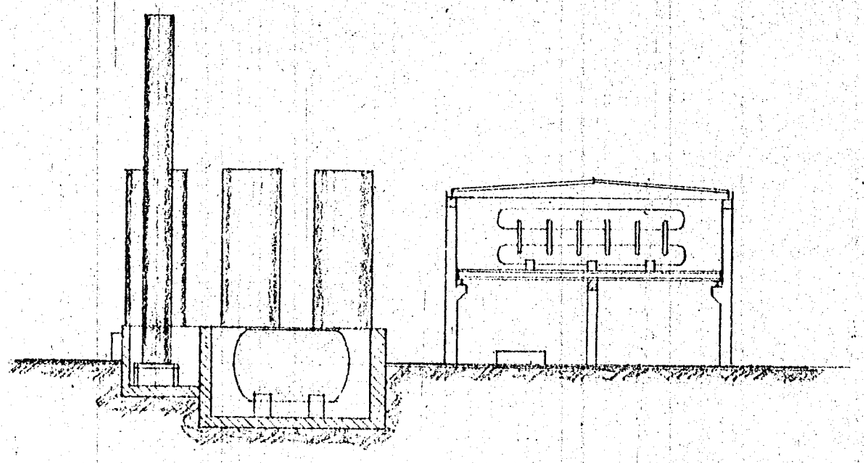
AT 244-Anlage

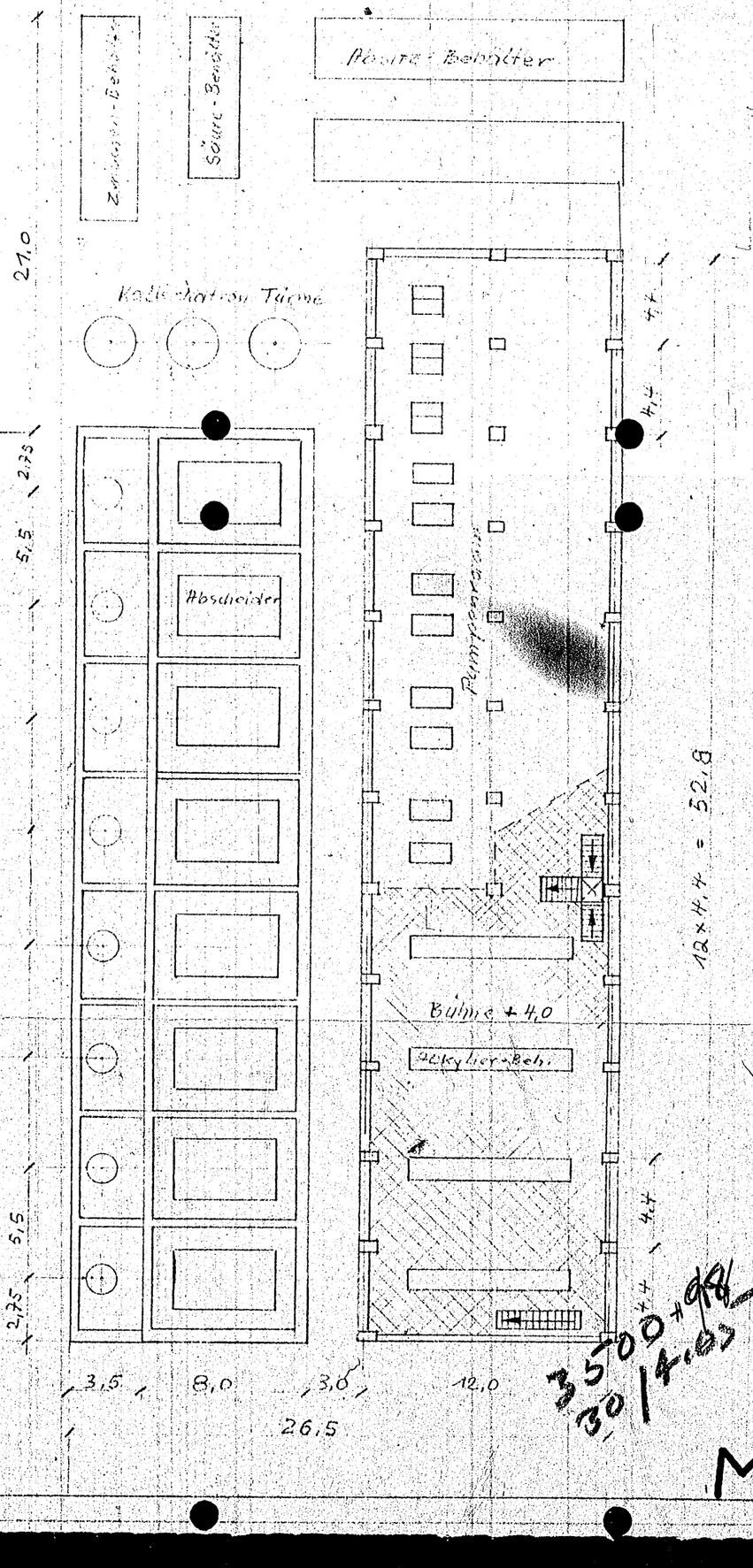
Sicht vom Westen

M 3882.a - 16

M 3882.a - 16

Beilage 5





AT 244 - Anlage

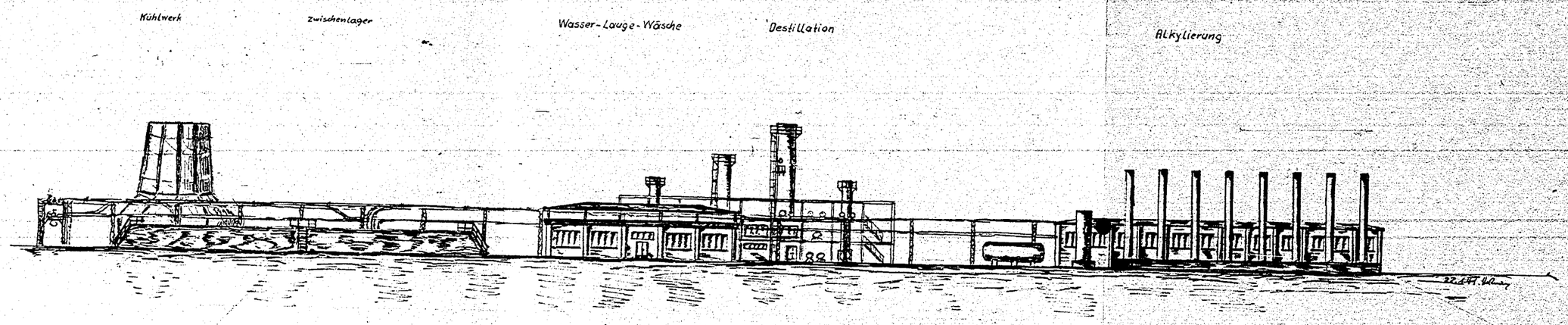
Maßstab 1:250

23.1.41 H. Q...

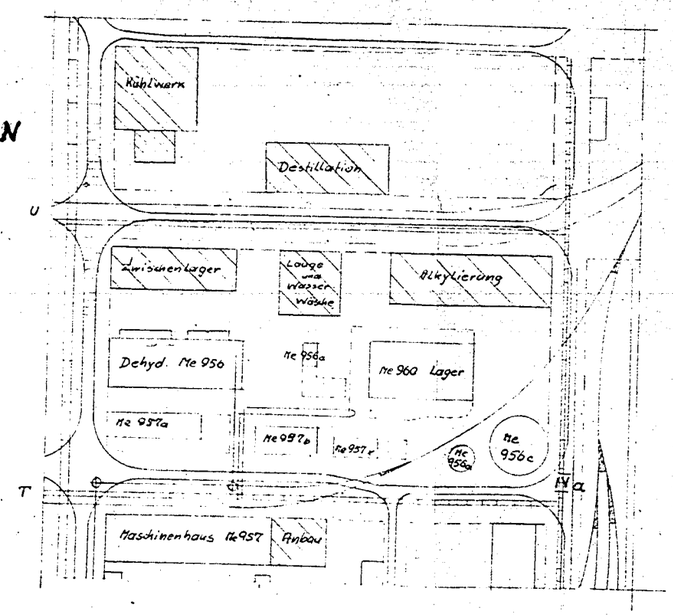
FRIEDRICH UHDE
Ingenieur-Büro
für Fabrik- und chem. Apparate
Zweigbüro LEUNAWERKE

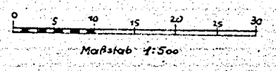
M 3442—8

Beilage 3



Grundriß





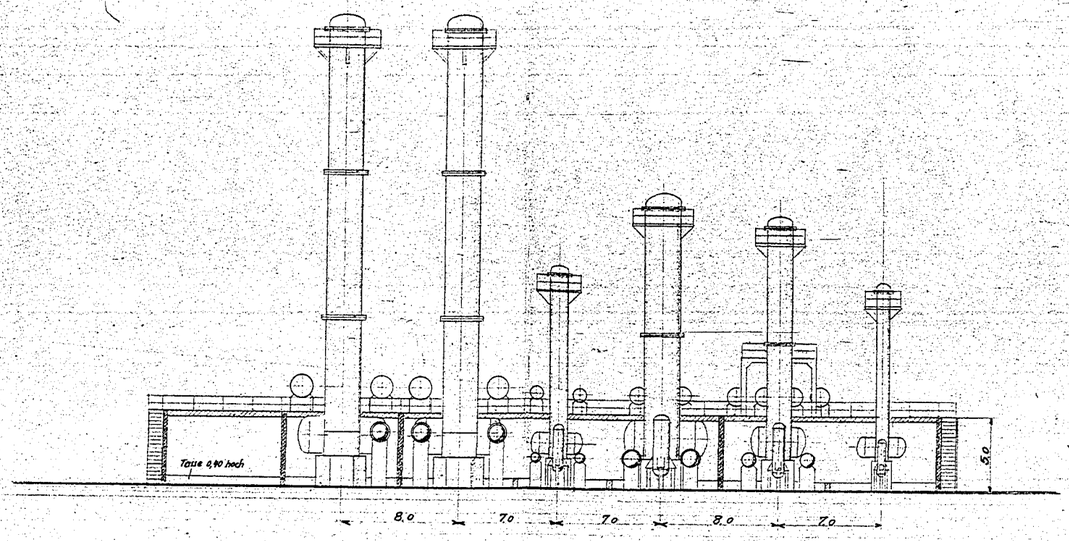
AT 244 - Anlage

350 #66
30/4.63

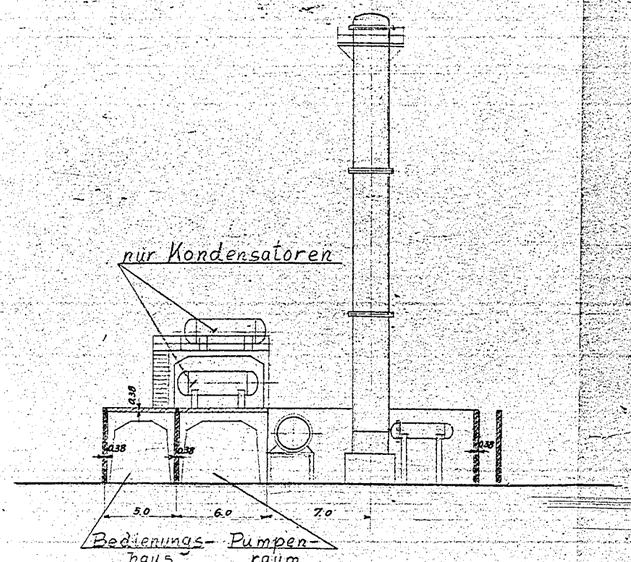
M 6821a — 4

#100

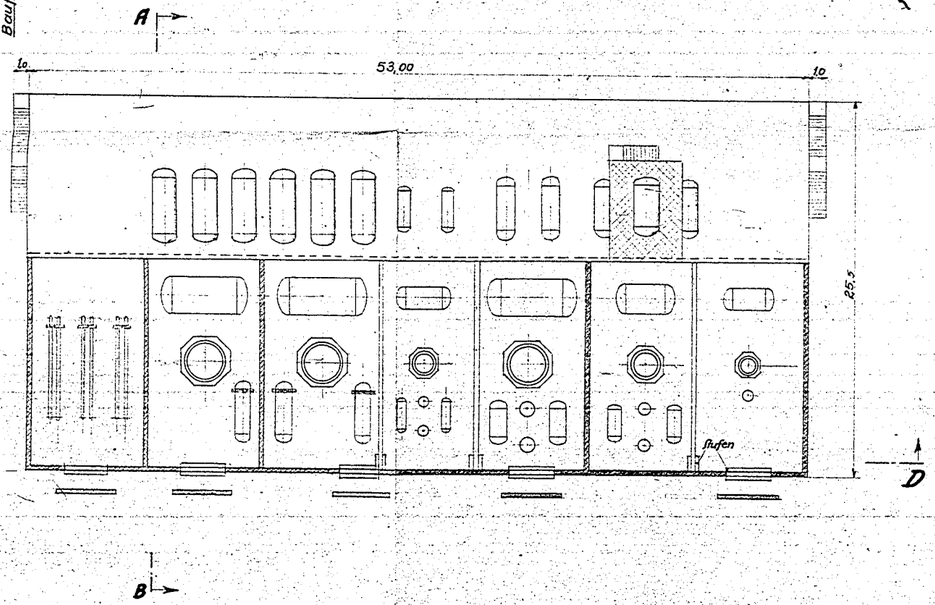
Schnitt C-D

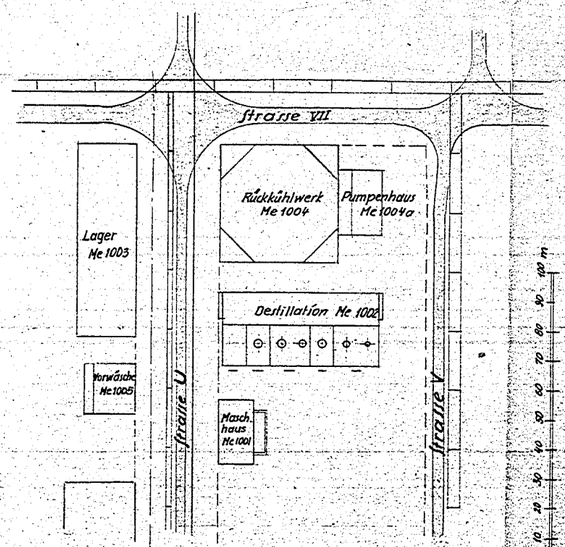


Schnitt A-B



Bauflucht





Maßstab 1:1000

N

Alle Urheberrechte bleiben uns vorbehalten. Die Zeichnung ist nur für den angegebenen Gebrauch bestimmt. Sie ist geheim zu halten und muß so verwahrt werden, daß sie Unbefugten nicht zugänglich ist.

3502 #100
30/pros

M 8776 a — 2

Stück-zahl	Benennung und Bemerk.	Teil	Werkstoff	Zeichg.-Nr.	Modell-Nr.: Gesenk-Nr.: Kokillen-Nr.:	Gewicht
					Schutz laut Gesetz vom 19. Juni 1901	
	Entworfen: Datum 13. Mai 41 Name Kaluza	Änderungen: 15. Mai 41 Kz; 21. Mai 41 Kz			Friedrich Uhde, Ingenieur-Büro und Fabrik für chem. Apparate, Dortmund	
	Geprüft:					
	Normgeepr.:					
	Bereich:	Aufschrift: Destillation AT 244			Größe:	Blatt-Nr.:
	Maßstab: 1:200					Ersatz für:
						Ersetzt durch:

Ausführung:

Das Urheberrecht an dieser Zeichnung verbleibt uns. Sie ist dem Empfänger nur zum persönlichen Gebrauch anvertraut. Ohne unsere Genehmigung darf sie weder kopiert, auch nicht dritten Personen, insbesondere Wettbewerbern, mitgeteilt oder zugänglich gemacht werden. Widrigenfalls sind wir berechtigt, Schadenersatzansprüche geltend zu machen. Widerrechtliche Benutzung durch den Empfänger oder Dritte hat zivil- und strafrechtliche Folgen.
Die Zeichnung ist uns im Falle der Nichtbestellung sofort zurückzugeben!

Zeichnung für Anfrage-Nr.: Zeichnung für Auftrag-Nr.: AT 244 Leu

18 Mai 1941 — 3 — 16 Mai 1941 — 3 — 18 Juni 1941 — 3

Anlage AT 244 Leu

Schnittkante Lichtpause