Über
Herrn Dir.Dr.Müller-Cunradi
Herrn Betr.Baumstr.Bäumler,
Op. 200

Bag Target
2168 - 30/4.38

B II/Op. 381/W1. 25.1.38/S.

Tanklager Op. 470 (Tanol-Anlage).

Am 25.1.38 fand in Lu 10 eine Besprechung über die bau- und gewerbepolizeiliche Genehmigung des Tanklagers der Tanol-Anlage statt, an der folgende Herren teilnahmen:

Herr Regierungs-Baumeister Falkenberg,
" Dr. Fritz Müller (Werkluftschutz)
" Dr. Willig

die Herren Dipl.Jng. Wolff, Stoffels und Wilke.

Bei der Durchsprache über das Tanklager (Zeichnung N 1842/1) gab Herr Reg.Baustr.Falkenberg der Meinung Ausdruck, dass von gewerbe- und baupolizeilicher Seite keinerlei Bedenken über den Aufbau und die Anordnung der Behälter bestehen würden. Auch in luftschutztechnischer Hinsicht werden nach Äusserung des Herrn Dr. Müller alle Bedingungen erfüllt.

Wir bitten daher um Ausführung der Fundamente für dieses Tanklager, bevor die gewerbe- und baupolizeiliche Genehmigung erteilt wird, was erst in ungefähr 3 Wochen der Fall sein dürfe. Im anderen Falle wäre die Fertigstellung des Tanklagers mit grossen Mehrkosten und Zeitverlusten verbunden.

Wilke

Anbei 2 Zeichnungen N 1842/1

gez. Müller-Cunradi

Ø an Herrn Dir.Dr.Müller-Cunradi
" Reg.Baumstr.Falkenberg
" Dipl.Jng. Waellnitz
" Dipl.Jng. Wilke

3- ET 100

Kompressionskosten

Bag

pro m^3 komprimiertes Gas von einem Enddruck von 110, 220 bzw. 330 at.

2168 - 30/4.33

Annahmen:

a) Kompressionsanlage von rd. 85.000 m^3/Std. kompr.Gas entspricht einer Steinkohlehydrierungsanlage von rd. 250.000 Jato Benzin oder eines Stickstoffwerkes " " 530 Tato Primär N_2.

b) In allen 3 Fällen wird bei 25 at rd. 30% des angesaugten Gases in Form von CO_2 ausgewaschen.

c) Die Anlagekosten belaufen sich auf 7,5 bezw. 8,5 bezw. 9 Millionen Mark.

Amortisation für Bau 20 Jahre
" " Apparate 10 " .

d) In allen 3 Fällen schliesst die Anlage eine geringe Reserve von 10% ein.

e) Der Strompreis für die elektr. angetriebenen Kompressoren beträgt 1 Pfg/kW.Std.

f) Die Lohnstunden sind mit Mk. 1.- eingesetzt.

g) Für die übrigen Spesen sind die Oppauer Verhältnisse zu Grunde gelegt.

Kompressionskosten:

Enddruck	110	220	330 at
Energien	0,331	0,367	0,389
Löhne u. Gehälter	0,029	0,028	0,028
Reparaturen u.sonst.	0,034	0,037	0,039
Amortisation	0,086	0,102	0,107
Gesamtkosten	0,480	0,534	0,563 Pfg/m^3

0,362

L 2 J. r kWst 0,901

Bemerkungen:

Die Energien machen in allen 3 Fällen gleichbleibend fast 70%, die Amortisation fast 20% der gesamten Kompressionskosten aus.

Der absolute Betrag der Kompressionskosten mag Schwankungen unterworfen sein. Das Verhältnis der Kosten in den 3 Fällen zu einander bleibt jedoch unverändert. Und zwar stellen sich die Kompressionskosten für 220 at um rd. 11%, für 330 at um rd. 17% höher als bei einer Kompression auf 110 at.

Oppau, den 18. November 1937.

Schönjahn

gef. Goggel 11.III.38.

Terminplan und Kontrolle

Bag Target
2168 - 30/4.03

Anlage: (Kennwort) „Oppau Tanol"

Verfahren:

Kapazität: 4000 Jato

Baubeginn: 1. Juli 37

Bauende: Febr. 39

Zeichenerklärung

Bau Nr.: siehe Verzeichnis

grün: Fundamentierung

rot: Eisenkonstr. sonstig. Bauarbeit

blau: maschin. Teil

Solltermin n. Terminpl. von Proj. Büro eingetragen

Tatsächl. Termine n. Kontr. v. Baustelle einzutragen

Der Bauherr versichert, daß die jeweils in der oberen Spalte eingetr. Termine gehalten werden. Jede befürchtete Terminverschiebung ist umgehend zu melden.

Unterschrift des Bauherrn:

Monate nach Baubeginn

Bau	Juli 37	Aug.	Sept	Okt.	Nov.	Dez.	Jan. 38	Febr.	März	April	Mai	Juni	Juli	Aug.	Sept.	Okt.	Nov.	Dez.
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
1	0.1																	
2	0.2																	
3	0.47																	
4	0.68																	
5	0.87																	
6	0.324																	
7	0.479																	
8	0.537																	
9	0.558																	
10	0.559																	
11	0.560																	
12																		
13																		
14																		
15																		
16																		
17																		
18																		
19																		
20																		

Fundament

Bau

Lüftung

Tankplatz

Kühlwasserleitung

Kühlwasserleitung

Warmwasser

Kühlwasserleitung z. Wasserturm

Ort:

Datum:

Blatt Nr.: siehe Beiblatt Nr:

Lag Target

Außenstelle des Reichs-
~~und Preuß.~~ Wirtschaftsministeriums

Wiesbaden, den 11 August 1938
Hindenburgplatz 6
Fernruf 20047
Dienstzeit im Sommerhalbjahr:
7–14 Uhr, außerdem Dienstags
~~und Freitags 16–19 Uhr.~~

0168 - 30/4.03

Tgb.-Nr. 3190/38 g. A.Z. KL

In der Antwort ist vorstehendes Geschäftszeichen anzugeben.

Geheim

Einschreiben!

Herrn

Direktor Dr. Martin Müller-Cunradi,
i.Fa. I.G.Farbenindustrie Aktiengesellschaft
Werk Oppau

O p p a u (Krs.Frankenthal).

Betr.: Bau einer Anlage für die Gewinnung von Isooktan (Flugzeugmotorentreibstoff).

Wie uns die Reichsstelle für Wirtschaftsausbau Berlin mitgeteilt hat, soll das Baugesuch in obiger Angelegenheit von der Baupolizei in Oppau der hiesigen Dienststelle zur Genehmigung vorgelegt worden sein. Die Anlage wurde von dem damaligen Amt für Roh- und Werkstoffe bereits am 11.September 1937 - Gesch.Z.: 7/II/1a Ob/Kb - genehmigt. Da der Vorgang hier nicht bekannt ist, bitten wir um baldgefällige Mitteilung, wann die Unterlagen nach hier eingereicht worden sind, ob sie von Ihrer Firma unmittelbar oder von der Baupolizei Oppau nach hier weitergegeben worden sind.

Wie uns Herr Dipl.-Ing. M a n n von der Reichsstelle für Wirtschaftsausbau mitteilt, soll Ihr Herr M ü n z die Reichsstelle im obigen Sinne unterrichtet haben. Hier liegt lediglich Ihr Schreiben vom 11.4.1938 n/D - TA/Bau-Fa, betreffend Anlage zur Herstellung des Kohlenwasserstoffes Tanol und von Nebenerzeugnissen in den Neubauten Op 557 bis 560, der Behältergruppe Op 470x und den Pumpengebäuden Op

470a

470a und b des Werkes Oppau vor, über das wir am 28. Juni 1938 - Tgb.Nr.2342/38 g. - mitteilten (das Schreiben war an Herrn Direktor Dr. Mehner gerichtet), daß wir gegen das Bauvorhaben keinen Einspruch erhoben und anweisungsgemäß das in Rede stehende Gesuch dem Reichswirtschaftsministerium vorgelegt haben.

Wir wären Ihnen für möglichst baldige Erledigung dankbar, damit wir die Reichsstelle für Wirtschaftsausbau sofort unterrichten können.

In Vertretung: L.

Dr. Byrnitzer.

I. G. Ludwigshafen
Techn. Abteilung

Bag Target

2168 - 30/4.03

An
Herrn Dir.Dr.Müller-Cunradi,
Op 190

Ihre Zeichen	Ihre Nachricht vom	Unsere Zeichen	Tag
		TB/N-Wtz-Tanol	25.April 1938/sto.

Betreff : Tanol.

Anbei übersenden wir Ihnen Mengen- und Apparate-Schemata der gesamten Tanol-Anlage zu Ihrer gefl.Kenntnisnahme.

Anlage: je 1 Pause v.Zchng.N 5258b-2
N 5320a-2
N 5519 -2
N 5533 -2

i.A. Andreas Metzger

Wilhelms

39-60-315

h-
ne
ngt

(Tk 9)
ht

Vor-
ol
14.

nne vom
Tank 12

m Wasser
nk 13)

Orig. aus Chem. Ag Bruno Falkenberg

TANOL - ANLAGE

Bag Target
2168 - 30/4.03

I. Betriebsbeschreibung der Isobutylöl-Destillation

Für die Aufarbeitung eines Gemisches von Alkoholen, das bei der katalytischen Reduktion von Kohlenoxyd mit Wasserstoff in einer Menge von 150 cbm/Tag gewonnen wird, soll im Bereiche der IG. Farbenindustrie Akt.Ges. Ludwigshafen/Rhein, Werk Oppau, eine Destillationsanlage erstellt werden.

Die Anlage gliedert sich in eine Destillationsanlage (Bau Op 557), eine Blasendestillation (Bau Op 558), und ein Tanklager (Bau Op 470) nebst zwei Pumpenhäusern zur Lagerung und Förderung der Roh-, Zwischen- und Fertigprodukte.

Die Destillationsanlage besteht aus 7 kontinuierlich arbeitenden Kolonnen, deren Heizaggregate sämtlich mit Dampf beheizt werden. Die Blasendestillation soll ebenfalls mit Dampf betrieben werden. Das Tanklager enthält Produkte, deren Flammpunkt unter 21° C liegt und sämtlich mit Wasser mischbar sind. Es wird mit Wasserberieselung für die einzelnen Tanks, Stickstoff als inertes Gas und mit einer Schaumlöschanlage ausgestattet.

Einzelbeschreibung

Kolonne 1 (Stabilisierung)

Das Rohöl, in Tank 1 und 2 lagernd, wird zwecks Entfernung von Äther unter einem Druck von 10 - 15 Atm. einer Druckkolonne zugeführt. Der an der Spitze der Kolonne übergehende Äther geht zur Lagerung in die beiden Druckbehälter 3a und 4.

Das vom Äther befreite Rohöl geht weiter zur

Kolonne 2) Haupt-Methanolabtreibung)

Das Kopfprodukt der Kolonne ist ein Kohlenwasserstoffe enthaltendes Methanol. Durch Wasserzusatz erfolgt eine Trennung in benzinartige Kohlenwasserstoffe (Tank 8) und wasserhaltiges Methanol (zu Tank 6).

./.

l
ge-
len

s po-
en in
geht
.

n Hy-
geht in

i-iso-
den

Als Seitenstrom der Kolonne wird das Methanol abgenommen und dem Tank 5 zugeführt. Der Rückstand scheidet sich in wasserhaltiges Öl (Tank 7) und ölhaltiges Wasser (Tank 6).

Kolonne 2a (Isobutyron-Kolonne)

Die Hilfskolonne dient zur Abnahme einer Isobutyron-Fraktion, die dem Tank 10 zugeführt wird.

Kolonne 4 (Ölentwässerung)

Das Rohprodukt in Tank 7 wird fraktioniert in Methanolnachlauf (Tank 9), eine Propanolfraktion (Tank 11); durch eine seitlich der Kolonne angebrachte Kreislaufentwässerung wird das in dem Rohprodukt befindliche Wasser entfernt. Als Seitenströmer der Kolonne fällt ein roher Isobutylalkohol (Tank 15) an. Der Rückatand gelangt in den Tank 14, er besteht aus höheren Alkoholen.

Kolonne 5 (Wasserentölung)

Das Rohprodukt in Tank 6 wird fraktioniert in Methanolnachlauf (Tk 9) eine Propanolfraktion (Tank 11),der Rückstand ist Wasser und geht zum Kanal.

Kolonne 6 (Isobutylöl-Abtreibung)

Der rohe Isobutylalkohol in Tank 15 wird fraktioniert in einen Vorlauf (Tank 16). Als Seitenstrom fällt ein reiner Isobutylalkohol an (Tank 17). Der Rückstand, höhere Alkohole, geht nach Tank 14.

Kolonne 3

Diese Kolonne hat zwei Funktionen zu erfüllen:

1) Das Sammelprodukt in Tank 9 u. 11 wird mittels dieser Kolonne vom Methanol und Äthanol befreit,der anfallende Rückstand geht in Tank 12

2) Das Rohprodukt in Tank 12 wird unter Zusatz von Benzol vom Wasser befreit. Als Seitenstrom der Kolonne fällt Propylalkohol (Tank 13) an, als Rückstand Isobutylalkohol (Tank 15).

Blasendestillation Op 558

Zur Aufstellung gelangt eine 40 cbm Blase, die den Zweck hat, den in der Destillation Op 557 erhaltenen Isobutylalkohol zu redestillieren. Das Produkt gelangt in den Tank 18.

Op.,den 9.3.38/B.

gez. [illegible]

Betriebsbeschreibung

der Spaltung (Op 559)und Hydrierung (Op 560).

1) Spaltanlage

Der bei der Isobutylöldestillation anfallende Isobutylalkohol (Tank 17) wird in einem Kontaktofen in Isobutylen und Wasser gespalten. Der Prozeß verläuft bei 5 Atmosphären. Das Isobutylen lagert in Tank 19 und 20.

2) Polymerisation und Destillation

Das Isobutylen wird unter 25 Atm. mittels eines Kontaktofens polymerisiert. Das Polymerisationsprodukt wird in zwei Kolonnen in Mono-, Di- und Tri-isobutylen zerlegt. Das Mono-isobutylen geht in Tank 19 und 20 zurück. Das Di-isobutylen geht zu Tank 21.

3) Hydrierung

Das Di-isobutylen wird bei 200° Atm. Wasserstoff über einen Hydrierkontakt geschickt und zu Tanol hydriert. Das Produkt geht in Tank 25 und 26.

4) Krackung

Das anfallende Tri-isobutylen wird nochmals in Mono- und Di-isobutylen gekrackt. Die Krackprodukte werden den entsprechenden Behältern wieder zugeleitet.-

K.

Op.,den 9.3.38/B.

Bag Target
2168 - 30/4.03

An die
Aussenstelle des Reichswirtschaftsministerium
W i e s b a d e n .

Ihr Schrb.v.11.8.38
Tg.Nr.3190/38g

Dr.Si/Bo.

5.September 1938.

Betr.: Bau einer Anlage für die Gewinnung von Isooktan (Flugzeugmotorentreibstoff.

In Beantwortung Ihres Schreibens vom 11.8.38 teilen wir Ihnen mit, dass der Bau einer Anlage für die Gewinnung von Isooktan identisch ist mit dem Bau einer Anlage zur Herstellung des Kohlenwasserstoffs Tanol, wofür wir mit Schreiben vom 11.4.38 n/D - TA/Bau-Fa an Sie Antrag um Genehmigung des Baues gestellt haben.

Aus Ihrem Schreiben vom 28.Juni 1938 glaubten wir annehmen zu müssen, dass noch die Genehmigung des Reichswirtschaftsministeriums erforderlich wäre, und haben daraufhin bei der Reichsstelle für Wirtschaftsausbau in Berlin um Auskunft über unseren Antrag gebeten.

Inzwischen erfuhren wir durch Rückfrage bei dem Herrn Oberbürgermeister des Stadtkreises Ludwigshafen/Rhein als Gewerbe- und Baupolizeibehörde, dass gegen die Ausführung des Bauvorhabens keine Bedenken bestehen und die nachgesuchte Genehmigung in den nächsten Tagen zu erwarten ist.

Heil Hitler !
I.G.FARBENINDUSTRIE AKTIENGESELLSCHAFT

gez. Müller-Cunradi gez.i.V. Ad.Müller

2,34
4,4
1,-

Kosten für Butylfabrik

		8 Kammern mit 6 Ofen 800 ø		4 Kammern mit 3 Ofen 1200 ø	
I. Ohne Kran mit Eisengerüst					
Ofen auf Fabrikgebäudehöhe aufgestellt	Kammerbau	330 000.-			
Einseitige Anordnung	Pumpenbau	440 000.-			
	Masch.u.Apparate	2 750 000.-	3 520 000.-		
II. Mit Kran und fahrbarem Gleisbock					
Eisenbeton, Ofen steht tief	Kammerbau	485 000.-		485 000.-	
Einseitige Anordnung	Pumpenbau	440 000.-		440 000.-	
	Masch.u.Apparate	2 750 000.-	3 675 000.-	2 850 000.-	3 775 000.-
	Kosten einer weit.Ka.		(33 000.-)		(44 000.-)
Zwillingsanordnung	Kammerbau	455 000.-		470 000.-	
	Pumpenbau	440 000.-		440 000.-	
	Masch.u.Apparate	2 750 000.-	3 645 000.-	2 850 000.-	3 760 000.-
	Kosten einer weit.Ka.		(30 000.-)		(42 000.-)
III. Mit Kran u.verlängerter Kranbahn					
Eisenbeton, Ofen steht tief.					
Einseitige Anordnung	Kammerbau	535 000.-		560 000.-	
	Pumpenbau	440 000.-		440 000.-	
	Masch.u.Apparate	2 750 000.-	3 725 000.-	2 850 000.-	3 850 000.-
Zwillingsanordnung	Kammerbau	560.000.-		650 000.-	
	Pumpenbau	440 000.-		440 000.-	
	Masch.u.Apparate	2 750 000.-	3 750 000.-	2 850 000.-	3 940 000.-

Bag Target
2168 - 30/4.03

Wunsch 2/11/38.

Kosten für ein Belüftungswerk für 8000 m^3/h.

2 x 3 Pumpen — 54 $\frac{m^3}{m^2 h}$ Belastung — 72 $m^3/m^2 h$

Baulicher Teil		
Gebäude	240 000.-	180.000.-
Hordeneinbau	20 000.-	15 000.-
Fundamente für Motoren-Pumpen	6 000.-	
" " Gebläse	2 000.-	
Maschineller Teil	107 000.-	
Rohrleitungen außerhalb des Baues	75 000.-	340 000.-
Elektr.Teil		
Motoren	73 000.-	
Installation innerhalb	40 000.-	
Installation außerhalb	30 000.-	
Unvorhergesehenes (elektr.)	7 000.-	
	600 000.-	(535 000.-)
		540 000.-

2. 11. 38.

Kosten für ein Belüftungswerk für 8000 m^3/h.

2 x 4 Pumpen — 54 $\frac{m^3}{m^2 h}$ Belastung

Baulicher Teil	
Gebäude	240 000.-
Hordeneinbau	20 000.-
Fundamente für Motoren- Pumpen	8 000.-
Fundamente für Gebläse	2 000.-
Maschineller Teil	115 000.-
Rohrleitungen außerhalb des Baues	75 000.-
Elektr.Teil	
Motoren	79 000.-
Installation innerhalb	51 000.-
Installation außerhalb	30 000.-
Unvorhergesehenes (Elektr.)	8 000.-
	(628 000.-)
	630 000.-

2. 11. 38.

Bag Target
2168 - 30/4.43

An die
Reichsstelle für Wirtschaftsausbau,
z.Hd. von Herrn Dr.Altpeter,
B e r l i n W 9
Saarlandstrasse 128.

Schie./Op.51 4.Februar 1939/J.

Tanolprojekt 50 000 Jato.

Bezugnehmend auf die telefonischen Anfragen von Herrn Obering.Schön übersenden wir Ihnen beiliegend eine Zusammenstellung der Maschinen und Apparate für obiges Projekt. Die noch fehlenden Angaben über die in Frage kommenden Gewichte werden wir Ihnen nach Ermittlung gleichfalls in den nächsten Tagen zugehen lassen.

Heil Hitler !

I.G.FARBENINDUSTRIE AKTIENGESELLSCHAFT

gez. ppa. Schierenbeck

i.V. ppa Fouve.

ø Vermittlungsstelle W.

1 Zusammenstellung.

Dr. C. Krauch
Generalbevollmächtigter des Ministerpräsidenten
Generalfeldmarschall Göring
für Sonderfragen der chemischen Erzeugung

Tgb.-Nr. 544 / 39

Berlin W 9, den Saarlandstraße 128
Fernruf 12 00 48

1.Februar 1939

Dr.Krp/Re

Bag Target
2168 - 30/4.03

An die
IG Farbenindustrie AG
z.Hd.von Herrn Dir.Dr.Müller-Cunradi o.Vertreter

O p p a u a/Rhein

Bei Ihrem Besuch am 17.1.1939 stellten Sie die baldige Übersendung von ausführlichen Unterlagen für die Isooktan-Anlage auf Basis Kokereigas in Aussicht.

Die Unterlagen sind bisher noch nicht eingegangen. Da sie für die weiteren Planungsarbeiten dringend gebraucht werden, bitte ich, die Absendung sofort vorzunehmen.

Heil Hitler!

Dr. C. Krauch

[redacted]

D. Dr. Sönksen,
Dr. Wengler,
64,75,175.

Herrn Dir. Dr. Müller-Cunradi,
Op 190.

Bag Target
2168 – 30/4.39

TB/H-Fu$_1$/Op 633 22. März 1939. Dl.

Projekt über die Herstellung von 50.000 jato Tanol (vom 27.1.39), Kühlwasserbedarf.

Im Projekt war der gesamte Kühlwasserverbrauch mit rund 11.000 m^3/h ermittelt. Hierbei ist mit einer Temperatursteigerung von etwa 20°C im Kühlwasser gerechnet.

Bei Verwendung von Rückkühlwasser beträgt die erforderliche Frischwasserzusatzmenge rund 2100 m^3/h. Der Bedarf der einzelnen Anlageteile ergibt sich aus der folgenden Tabelle:

	Frischwasserbedarf m^3/h	Frischwasserbedarf bei Rückkühlung des Kühlwassers m^3/h
1) Gasaufbereitung	2050	390
2) Synthese	3215	815
3) Destillation	3850	770
4) Energieversorgung	1500	125
	10615	2100

Fruhtrunk

Entwurf 9.3.1939.

Generalleutnant U d e t

Bag Taget
2168 - 30/4.03

Sehr verehrter Herr General!

Wie Ihnen bekannt ist, hat die Abteilung Entwicklung im Reichsluftfahrtministerium die Forderung aufgestellt, sehr erhebliche Mengen Isooktan zu beschaffen. Auf meine Veranlassung sind derartige Anlagen durchkonstruiert, die aufgrund unserer langjährigen Vorarbeiten als baureif anzusehen sind. Vor etwa 1 Monat hat in meinem Auftrage Herr Dr.Müller-Cunradi aus dem Werk Oppau der IG Farbenindustrie zunächst mit Herrn Dipl.Ing.Mücklich, später mit den Herren Min.Dirig.Gejka und ORR Dr.v.Hellingrat die Lage besprochen und einen Vorschlag gemacht, der seiner Meinung nach die Finanzierung einer ersten Anlage von 50.000 jato gestattet.

Ich habe den Eindruck, dass die Angelegenheit zurzeit etwas ins Stocken geraten ist. Hierauf möchte ich Ihre Aufmerksamkeit lenken, da die technischen Vorarbeiten soweit vorgeschritten sind, dass der Entschluss zum Bau gefasst werden könnte.

Bag Target
2168 - 30/4.J1

Herrn
Dr.C.Krauch,
Generalbevollmächtigter des
Ministerpräsidenten
Generalfeldmarschall Göring,
für Sonderfragen der chem.Erzeugung,
Berlin W 9
Saarlandstrasse 128.

Tgb.Nr.544/39 1.Febr.39 Schie./Cp.51 4.Februar 1939/J.
Dr.Krp/Ke.

Treibprojekt 50 000 Jato.

Auf Ihr Schreiben vom 1.ds.Mts. teilen wir Ihnen mit, dass wir heute gemäß beiliegendem Durchschlag eine Zusammenstellung der Maschinen und Apparate an die Reichswirtschaftsstelle, z.Hd. von Herrn Dr.Altpeter, gesandt haben.Hierzu bemerken wir noch, dass Herr Direktor Dr.Müller-Cunradi nach seiner Wiederherstellung in der nächsten Woche die sämtlichen Unterlagen für obiges Projekt persönlich überreichen wird.

Heil Hitler !

I.G.FARBENINDUSTRIE AKTIENGESELLSCHAFT
gez.ppa. Schierenbeck

1 Briefdurchschlag.

Ministerpräsident
Generalfeldmarschall Göring
Beauftragter für den Vierjahresplan

Der Generalbevollmächtigte
für Sonderfragen der chemischen Erzeugung

Berlin W 9, den 11. Dezember 1939
Saarlandstraße 128
Fernruf: [illegible]
Fernschreiber: [illegible]

Eingang 13.12.39

Zeichen: MinOl A 3 R/Kp.

Tgb. Nr.: [illegible]/39

Bezug: –

Betr.: Erweiterung der Tanol-Anlage in Oppau.

Kennwort: Oppau-Tanol-Nebenprodukte / WRo x 551.

Bag Target
2168 – 30/4.03

An die

I.G.Farbenindustrie A.G.
Ludwigshafen/Rhein
über Verwaltungsstelle W der
I.G.Farbenindustrie A.G.

Berlin NW 7
Unter den Linden 82

Der Herr Reichswirtschaftsminister hat durch Erlass vom 14.März 1939 die Genehmigung zur Errichtung bestimmter Ergänzungsanlagen zu Ihrer in Oppau/Pfalz im Bau befindlichen Erzeugungsanlage für Sondertreibstoff "Tanol" erteilt. Diese Entscheidung teile ich Ihnen hierdurch mit und füge den Erlass des Herrn Reichswirtschaftsministers – Tgb.Nr. II Mon01 3290/39 – vom 14.März 1939 bei.

Die Anlagenergänzung bezieht sich auf die Erstellung von Apparaturen, in welchen die bei der Herstellung von Tanol anfallenden hochwertigen Alkohole einer Hydrierung zu Kohlenwasserstoffen unterworfen werden, so dass

etwa 2000 jato Benzin

erzeugt werden. Die Hydrierung wird bei 400° und 230 atm durchgeführt. Das erzeugte Benzin ist stark bleiempfindlich und besitzt eine Oktanzahl von 76; es ist als Zusatzstoff zu Flugbenzin brauchbar.

Die Genehmigung umfasst im einzelnen die Erstellung folgender Anlagen:

a) 2 Destillationskolonnen,
b) 1 Hochdruckofen 500 mm l.W.,
c) 1 Gasumlaufpumpe und
d) 1 Flüssigkeitspumpe.

– 2 –

Im einzelnen ist folgendes zu beachten:

1.) Die Finanzierung der Erweiterungsanlage, für die insgesamt etwa 540.000,--RM erforderlich sind, erfolgt durch Sie selbst.

2.) Der unmittelbare Materialbedarf für die Durchführung der Erweiterung wird aus dem mir für die Durchführung der Bauvorhaben meines Geschäftsbereichs zur Verfügung stehenden Kontingent gedeckt. Im einzelnen werden benötigt:

500	t	Bau- und Maschineneisen,
12	m^3	Holz,
70	t	Zement,
0,5	t	Aluminium,
0,5	t	Blei,
1,5	t	Kupfer,
0,3	t	Kupfer legiert u.
0,15	t	Zink legiert.

Die Kontrollnummer zum Bezuge von Eisen und Stahl auf Grund der Anordnung Nr. 22 der Reichsstelle für Eisen und Stahl wurde Ihnen bereits bekanntgegeben.

3.) Das Fassungsvermögen des vorhandenen Tanklagers wird um etwa 500 cbm erweitert. Die zur Errichtung von Tankanlagen über 500 cbm Fassungsvermögen erforderliche Genehmigung des Herrn Reichswirtschaftsministers gemäß dessen Anordnung vom 15.7.38 ist für die betriebsnotwendigen Tankanlagen Ihres Bauvorhabens in der vorliegenden Baugenehmigung grundsätzlich enthalten. Sie haben jedoch die Tankbauten nach Festlegen der Projektierung unter Übersendung von Anordnungs- und Ausführungsplänen gesondert bei meiner Dienststelle (MinÖl A) anzumelden und die Genehmigung für die projektierte Art der Anordnung und Ausführung nachzusuchen; hierbei sind genaue Angaben über Grösse und Verwendungszweck der einzelnen Tanks, sowie über die Sicherheitsvorrichtungen zu machen (Unterlagen in 3facher Ausfertigung). Zu der von Ihnen projektierten Anordnung und Bauweise für die Tankanlagen behalte ich mir vor, erforderlichenfalls besondere Auflagen zu machen.

4.) Die Fertigstellung der Erweiterungsanlage ist nach Maßgabe der Materialzuteilungen möglichst zu beschleunigen, damit die vollständige Aufarbeitung der in der Tanolanlage anfallenden höherwertigen Alkohole sichergestellt ist. Zur Abgabe einer Baufortschrittsmeldung wurden Sie bereits mit Schreiben der Reichsstelle für Wirtschaftsausbau-Tgb.Nr. 67710/39 aufgefordert. Die Inbetriebnahme der Erweiterungsanlage ist mir rechtzeitig anzuzeigen.

- 3 -

I. G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft
Vermittlungsstelle W

BERLIN NW 7
UNTER DEN LINDEN 82
12 00 21

I.G.Farbenindustrie A.G.
z.Hd.d.Herrn Dir. Dr.Müller-Cunradi,
Ludwigshafen am Rhein
Werk Oppau.

Bag Target
2168 - 30/4.03

Ihre Zeichen	Ihre Nachricht vom	Unsere Zeichen (bei Antwort anzugeben)	Berlin, den
		Dr.Die./Bk./3.	13. Dezember 1939.

Betreff: Oppau, Tanol-Nebenprodukte.

Anliegend übermitteln wir Ihnen Lichtkopie eines Schreibens des Generalbevollmächtigten für Sonderfr.d.chem.Erz.,Prof.Dr.Krauch, vom 11.12.39 sowie eines Schreibens des R.Wi.Min. vom 14.3.39.

Wie Herr Dipl.-Ing. Obenaus uns mitteilte, sind die obigen Schreiben uns nachträglich zugestellt worden, um auch nach der formellen Seite hin den Bau der erwähnten Anlagen, die zum größeren Teil bereits fertiggestellt sind, zu regeln.

VERMITTLUNGSSTELLE W

Anlage

Einschreiben!

Stillmann

09 6237 3 T. 3109

Ministerpräsident
Generalfeldmarschall Göring
Beauftragter für den Vierjahresplan

Der Generalbevollmächtigte
für Sonderfragen der chemischen Erzeugung

Berlin W 9, den 11. Dezember 1939
Saarlandstraße 128
Fernruf 12 00 48
Fernschreiber R 1-113

Eingang 13.DEZ.1939
Vermittlungsstelle W
Ausgang 13.12.39

Zeichen: MinÖl A 3 R/Kp.
Tgb. Nr.: 8500/39
Bezug: -/-
Betr.: Erweiterung der Tanol-Anlage in Oppau.
Kenn-wort: Oppau-Tanol-Nebenprodukte / WRo X 551.

Kopie an Hr. Müller-Cunradi Opp.
" " Hr. Brüx Lp. T.

An die

I.G.Farbenindustrie A.G.
Ludwigshafen/Rhein
über Vermittlungsstelle W der
I.G.Farbenindustrie A.G.

Berlin NW 7
Unter den Linden 82

Der Herr Reichswirtschaftsminister hat durch Erlaß vom 14.März 1939 die Genehmigung zur Errichtung bestimmter Ergänzungsanlagen zu Ihrer in Oppau/Pfalz im Bau befindlichen Erzeugungsanlage für Sondertreibstoff " Tanol " erteilt. Diese Entscheidung teile ich Ihnen hierdurch mit und füge den Erlass des Herrn Reichswirtschaftsministers - Tgb.Nr.II MinÖl 3290/39 - vom 14.März 1939 bei.

Die Anlagenergänzung bezieht sich auf die Erstellung von Apparaturen, in welchen die bei der Herstellung von Tanol anfallenden höherwertigen Alkohole einer Hydrierung zu Kohlenwasserstoffen unterworfen werden, so dass

etwa 2000 jato Benzin

erzeugt werden. Die Hydrierung wird bei 400° und 230 atm durchgeführt. Das erzeugte Benzin ist stark bleiempfindlich und besitzt eine Oktanzahl von 76; es ist als Zusatzstoff zu Flugbenzin brauchbar.

Die Genehmigung umfasst im einzelnen die Erstellung folgender Anlagen:

a) 2 Destillationskolonnen,
b) 1 Hochdruckofen 500 mm l.W.,
c) 1 Gasumlaufpumpe und
d) 1 Flüssigkeitspumpe.

Im einzelnen ist folgendes zu beachten:

1.) Die Finanzierung der Erweiterungsanlage, für die insgesamt etwa 540.000,--RM erforderlich sind, erfolgt durch Sie selbst.

2.) Der unmittelbare Materialbedarf für die Durchführung der Erweiterung wird aus dem mir für die Durchführung der Bauvorhaben meines Geschäftsbereichs zur Verfügung stehenden Kontingent gedeckt. Im einzelnen werden benötigt:

500	t	Bau- und Maschineneisen,
13	m³	Holz,
70	t	Zement,
0,5	t	Aluminium,
0,5	t	Blei,
1,5	t	Kupfer,
0,3	t	Kupfer legiert u.
0,15	t	Zink legiert.

Die Kontrollnummer zum Bezuge von Eisen und Stahl auf Grund der Anordnung Nr. 22 der Reichsstelle für Eisen und Stahl wurde Ihnen bereits bekanntgegeben.

3.) Das Fassungsvermögen des vorhandenen Tanklagers wird um etwa 500 cbm erweitert. Die zur Errichtung von Tankanlagen über 500 cbm Fassungsvermögen erforderliche Genehmigung des Herrn Reichswirtschaftsministers gemäß dessen Anordnung vom 15.6.38 ist für die betriebsnotwendigen Tankanlagen Ihres Bauvorhabens in der vorliegenden Baugenehmigung grundsätzlich enthalten. Sie haben jedoch die Tankbauten nach Festliegen der Projektierung unter Übersendung von Anordnungs- und Ausführungsplänen gesondert bei meiner Dienststelle (MinÖl A) anzumelden und die Genehmigung für die projektierte Art der Anordnung und Ausführung nachzusuchen; hierbei sind genaue Angaben über Grösse und Verwendungszweck der einzelnen Tanks, sowie über die Sicherheitsvorrichtungen zu machen (Unterlagen in 7facher Ausfertigung). Zu der von Ihnen projektierten Anordnung und Bauweise für die Tankanlagen behalte ich mir vor, erforderlichenfalls besondere Auflagen zu machen.

4.) Die Fertigstellung der Erweiterungsanlage ist nach Maßgabe der Materialzuteilungen möglichst zu beschleunigen, damit die vollständige Aufarbeitung der in der Tanolanlage anfallenden höherwertigen Alkohole sichergestellt ist. Zur Abgabe einer Baufortschrittsmeldung wurden Sie bereits mit Schreiben der Reichsstelle für Wirtschaftsausbau-Tgb.Nr. 67710/39 aufgefordert. Die Inbetriebnahme der Erweiterungsanlage ist mir rechtzeitig anzuzeigen.

- 3 -

5.) Die baupolizeiliche Prüfung und Genehmigung des Projektes wird durch dieses Genehmigungsschreiben nicht ersetzt.

6.) Der Vermerk gemäss § 22a RGO für die Durchführung des Bauvorhabens ist in dem Schreiben des Herrn Reichswirtschaftsministers - Tgb.Nr. 3290 vom 14.März 1939 enthalten.

Heil Hitler!

Anl. 1 Blatt

(Prof. Dr. C.Krauch)

Der Reichswirtschaftsminister

II Min.Öl 3290/39

Es wird gebeten, dieses Geschäftszeichen und den Gegenstand bei weiteren Schreiben anzugeben

Berlin W 8, den 14. März 1939
Behrenstraße 43
Fernsprecher: Sammel-Nr. 164351

An
die I.G. Farbenindustrie A.-G.
Berlin W
Unter den Linden

Betr.: Erweiterung der Tanolanlage Oppau.

Auf Grund meiner Anordnung über Beschränkung der Errichtung von Mineralölerzeugungsanlagen vom 24. August 1938 (D.R. und P.St. Nr. 199 vom 27. August 1938) erteile ich die Genehmigung zu der von Ihnen geplanten Erweiterung Ihrer Tanolanlage in Oppau.

Zum Zwecke der Vorlage bei der für die Genehmigung gemäß § 16 ff RGO zuständigen Behörde wird bescheinigt, daß die von Ihnen beabsichtigte Erweiterung im Rahmen des Aufbaues des Vierjahresplanes liegt. Die Behandlung des Genehmigungsantrages gemäß § 22a RGO wird als gegeben erachtet.

Im Auftrag
gez. von Heemskerck.

Reichswirtschaftsministerium

Beglaubigt:
Bürogehilfin

Leuna Werke, den 26. 9. 1935.

Waldenburg

Bag Target
2168 - 30/4.03

Aktennotiz

betr.

Methanol- Herstellung Waldenburg.

1.) Nach der vorliegenden Kalkulation der A.W.P. vom 2.5.1935, die für Waldenburg natürlich mit großer Sicherheit aufgestellt werden mußte, liegt Waldenburg etwa 4 Pfg./kg Methanol über Leuna. Bei 24.000 Jato würde die Produktion sich somit um ca. RM 960.000,- teurer stellen als in Leuna. Hierbei ist zu berücksichtigen, daß in der Kalkulation für Waldenburg RM 600.000,- im Jahr für Amortisation des alten Anlagekapitals enthalten sind, die jetzt von der Stickstoffsparte getragen werden müssen und die ungefähr den Ausgaben für Zinsendienst entsprechen, die nach außen gehen. Außerdem fallen zurzeit ca. RM 200.000,- an für Steuern, Instandhaltung usw., die bei Inbetriebnahme von Waldenburg durch das Produkt getragen werden. Beide Beträge zusammen, ca. RM 800.000,-, werden dann also an anderer Stelle innerhalb der I.G. gespart. Berücksichtigt man die interne Ersparnis, so ist Leuna nur noch ca. 0.7 Pfg. billiger als Waldenburg. Nach außen hin muß natürlich mit dem höheren Preis gerechnet werden.

2.) Die Einrichtungen von Waldenburg sollen derart sein, daß man nicht mit einer 100%igen Ausnutzung rechnen kann. Bei der Kalkulation der A.W.P. vom 2.5.1935 ist dem bereits Rechnung getragen. Bei der dort als voll angenommenen Ausnutzung der Kapazitäten ist die Apparatur (z.B. Kompressoren usw.) nur mit ca. 90 % belastet (s.Anlage). An allen wichtigen Stellen ist außerdem 50 % Reserve vorhanden. Die in der Kalkulation zu Grunde gelegte Produktionshöhe kann somit erreicht werden. Selbstverständlich ist mit Schwierigkeiten in der Anlauf periode zu rechnen, die aber zu meistern sind.

Weiterhin möchte ich darauf aufmerksam machen, daß die Dienststellen des Staates, der Stadt und der Partei weitgehend unter dem Eindruck stehen, daß Waldenburg bestimmt wieder in Betrieb kommt. Ich verweise nur darauf, daß wir in einer für uns unangenehmen Steuersache einen Vergleich geschlossen haben, der erst dann in Kraft tritt, wenn die als sicher angenommene Inbetriebsetzung kommt. Die Inbetriebnahme von Waldenburg würde direkt und durch ihre Rückwirkung auf Zeche, Elektrizitätswerk usw. eine fühlbare Entlastung des Arbeitsmarktes bedeuten. Die betreffenden Stellen von ganz Schlesien

sind daher sehr an der Inbetriebnahme interessiert. Es müßte daher auch möglich sein, eine Absatzgarantie für Waldenburg zu erhalten. Die Wabag hat eben Gelegenheit, ihr Gas anderweitig langfristig günstig zu verkaufen, entweder als Ferngas oder als Heizgas an das EW. Schlesien. Sollte es hier zum Abschluß kommen, so ist Waldenburg seine jetzige Rohstoffbasis genommen, da die Niebag allein nicht genug liefern kann. Umstellung auf Abstichgeneratoren mit Fränkl-Linde-Sauerstoff bedingt bedeutend höhere Investitionen. Eine Wiederinbetriebnahme von Waldenburg wäre damit sehr in Frage gestellt; dies würde auch bedeuten, daß die in Waldenburg investierten Gelder (für die I.G. ca. RM. 8.000.000.-) als größtenteils verloren zu betrachten wären.

gez. Moll

D/ Herrn Dir.Dr.Schneider
" " Dr.Büchfisch
" Dr. Giesen
A.W.P.
Projektebüro Lu.

Anlage zur Aktennotiz vom 25.9.1935
betr. Methanol-Herstellung Waldenburg.

Die genaue Nachrechnung der Gasmengen ergab günstigere Werte, als zuerst angenommen:

500 cbm Kokosgas ergeben im Konverter 825 cbm Konvertgas. Dieses wird mit 254 cbm Generatorgas gemischt. Die 1079 cbm werden auf 18 - 20 ata komprimiert und mit Druckwasser gewaschen. Man erhält danach 1000 cbm Gas von folgender Zusammensetzung:

31,4 % CO,
62,8 % H_2,
3,3 % N_2,
2,5 % CH_4. } 5,8

Für 1 t Methanol werden praktisch benötigt 2610 cbm CO + H_2, die enthalten sind in $\frac{2610}{0,942}$ = 2770 cbm Synthesegas.

2770 cbm enthalten:	870 m³ CO	1740 m³ H_2	91,0 m³ N_2	69,0 m³ CH_4
Syntheseverbrauch:	700 " "	1400 " "		
	170 " "	340	91,0	69,0
9% Verlust	78	156	8	6
Entspannt werden	92	184	83	63 = 422 cbm
in %	21,8	43,6	19,6	15 Hu = 3046

Restgase: 0,75 . 0,066 . 2770 = 137 cbm mit 1172 WE = 160.700

422 . 3046 = 1.284.000

1.444.700

Bedarf: 1.734.000

Fehlmenge: 289.300

entsprechend ca. 68 cbm Koksgas.

Bedarf pro 1 t Methanol also 500 . 2,77 + 68 = 1453 cbm oder mit 5 % Verlust 1525 cbm Koksgas. Bei 3 Stute ca. 4575 cbm/Std. = ca. 110.000 cbm/Tag = 3.300.000 cbm/Monat. Komprimiert werden pro Stunde 8950 cbm Gasgemisch. Die Kompressoren leisten 3 x 5000 cbm. An Generatorgas sind erforderlich 2110 cbm, wozu ca. 560 cbm O_2 erforderlich sind.

Durch die geringere Kompressionsarbeit ergeben sich gewisse Ersparnisse an Strom. Für Wasser hat sich mittlerweile eine billigere Bezugsmöglichkeit von der Zeche ergeben. Ferner ist der Dampfverbrauch der Konverter zu hoch eingesetzt. Diese möglichen Ersparnisse werden z.T. aufgezehrt durch die höhere Amortisation des Neukapitals, die durch Erhöhung des neuen Investitionskapitals

erforderlich wird. Es sei daher der Gestehpreis der Kalkulation der A.W.P. vom 2.5.1935 mit RM 185,- je t Methanol wasserfrei weiter zu Grunde gelegt.

gez. Moll.

8250 kg Roh Isobutyl Öl mit 76%
6250 " 1583,6 kg Isobutyl-Alkohol (18%) ohne "
1480 " in Roh-Isobutylöl

Ausbeuten bz. auf Theorie — **Verluste**

Lag Target
2168 - 30/4.03

97,5%
97,3%
1440 kg

I Isobutylöl-Destillation

39,6 kg

1544 kg Isobutyl-Alkohol

II Wasserabspaltung

95%
98%

Verl. 1090

58,4 kg

1068

1110,1 kg } Isobutylen
267,2 kg } 200

III Polymerisieren

93,1%

Teil-Ausbeute ohne Tri-Spaltung 98% — 97%
" gesamt für II-IV = 90,2%

1377,3 kg Di+Tri Isobutylen vor Abzug der Verluste
90,2%
1336 kg nach " " "

IV Destillieren

Tri-Isobutylen 334 kg = 1 Teil
248

Tri-Spaltung 80% Teil-Ausbeute
48
66,8 kg
als höhere Produkte z.T. gewinnbar

99%
41,3 kg

98 · 93,1 · 99 = 90,3% gesamt ohne Säule

1002 kg Di Isobutylen = 3 Teile

99%
98%

V Hydrieren

20,4 kg

Verl. 10%

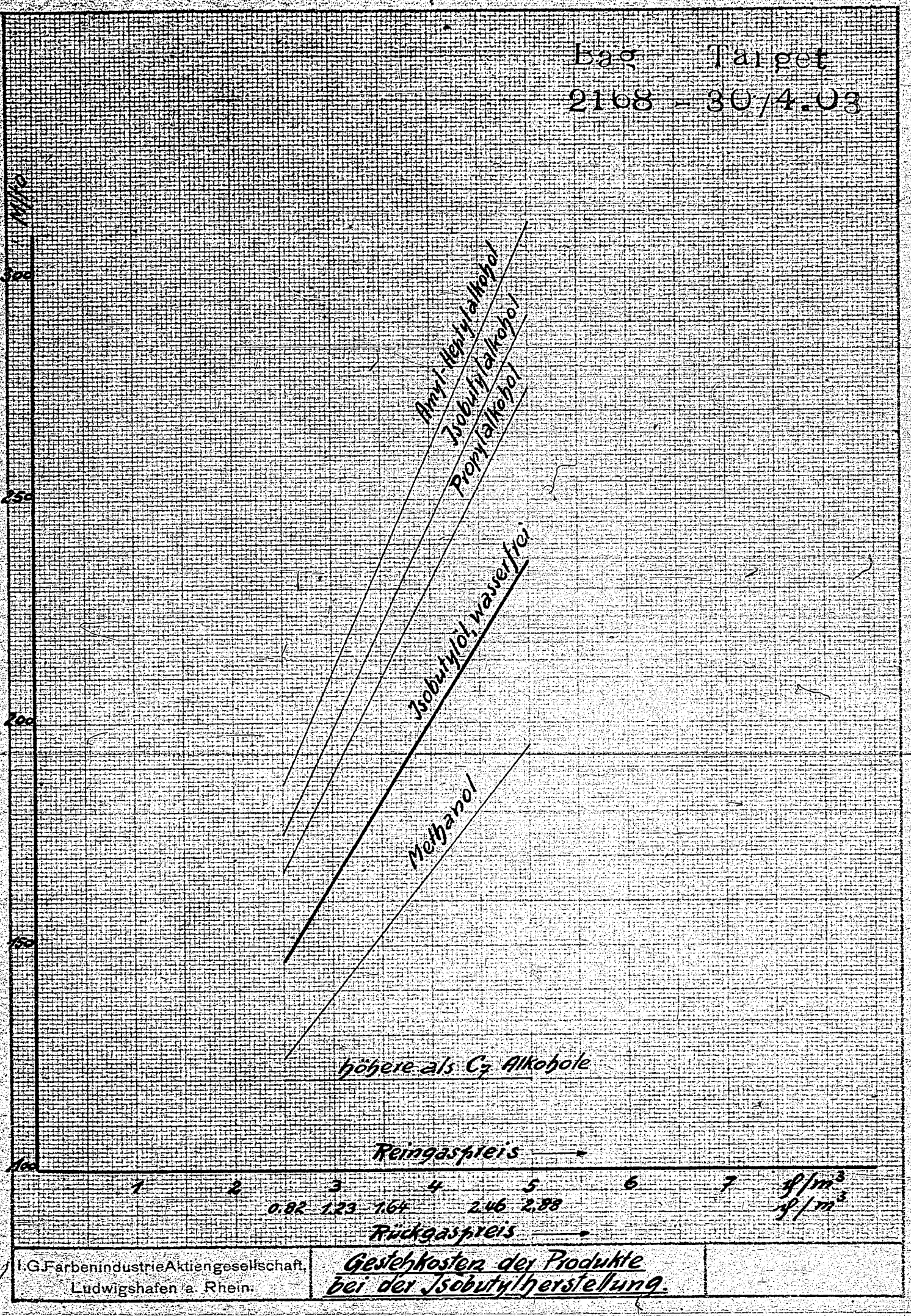
1000 kg Iso-Oktan

Gesamtausbeute:
ohne Isobutylöl-Destill.
95% × 90,2% × 98% = 84%
mit Isobutylöl-Destill.
97,5% × 84% = 81,9%

I.G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft Ludwigshafen a. Rhein.	Projekte-Büro Oppau 25.II.35 Krick	P 153

DIN - Format A 4 (210×297) P153

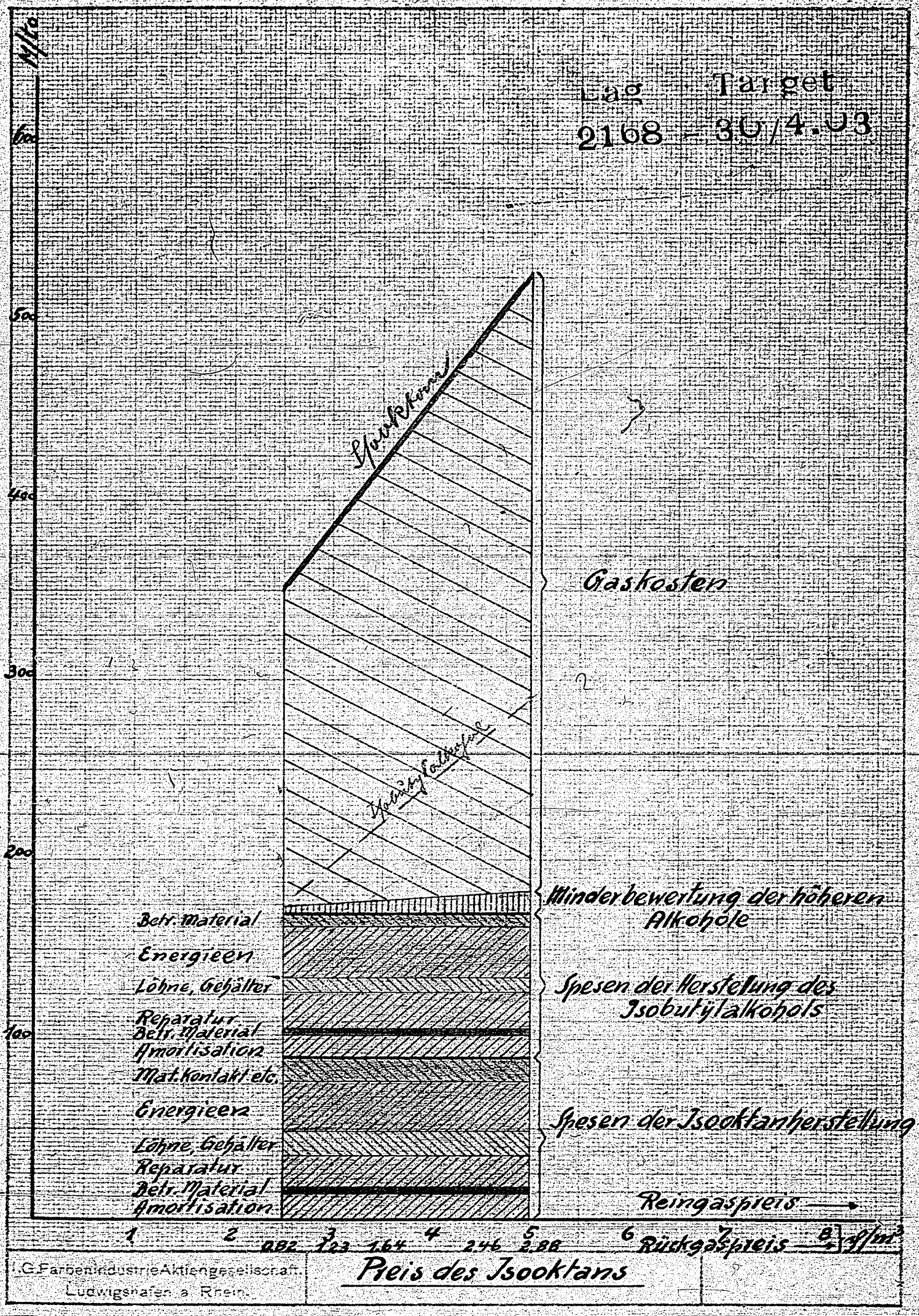
Bag. Target
2168 - 30/4.03



I.G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft,
Ludwigshafen a. Rhein.

Gestehkosten der Produkte
bei der Isobutylherstellung.

Lag. Target
2168 – 30/4.33



I.G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft
Ludwigshafen a. Rhein.

Preis des Isooktans

Oktanprojekt

Hk

Aktennotiz

13.12.1935

2168 - 30/4.03

Dr. Bütefisch, Leuna, telefonierte:

Betr.: Isooktan-Fabrik.

Die Gesamtschätzung für die vorgesehene Tonnage läge in der Höhe, wie sie von Dr. Müller-Cunradi angegeben wurde (33 - 35 Mill. Mark). Würde Methyl-Alkohol zurückgeführt, würden 7 Mill. gespart.

Eine direkte Durchführung mit Eisenöfen wäre für Isobutyl nicht möglich. Jedoch könnte die Sache so gemacht werden, daß nur die Regeneratoren aus Kupfer und die Öfen nur einen Beschlag mit Kupferblech, so daß eine erhebliche Ersparung von Kupfer herauskommen würde.

Ergänzung:

Gespräch mit Dr.Giesen/Leuna vom 14.12.35, 10 Uhr vorm.

Dr.Giesen gibt folgendes an: "Die Leunaer Schätzung von 33/35 Mill. Mark ist aufgebaut auf Koks Wassergas. Das heutige Winkler Gas ist für die Methanol-Herstellung vielleicht, für die Isobutylölherstellung aber nicht verwendbar, da gewisse, heute noch nicht sicher feststellbare Beimengungen höherer Kohlenwasserstoffe den Kontakt schädigen. Es ist daher zu gewagt, eine ET 100 Fabrik auf Winkler Gas aufzubauen."

Ferner ergab sich: Die Schätzung von Leuna gilt für eine Erzeugung von 11 000 Jato und enthält keine Kosten für Geländeaufschluß usw., für den Leuna 10 Mill. Mark schätzt. Ein weiterer Unterschied gegenüber der Oppauer Schätzung ergibt sich dadurch, daß Leuna einen N_2-Gehalt von nur 1 - 1,5 % im Rohgas annimmt. Dadurch muß die Gasfabrik etwa 2 mal so groß werden, wie für die Oppauer Annahme (3,2 % N_2 im Rohgas). Ferner sind in der Leunaer Schätzung elektr. Energieanlagen außer den Abwärmekesseln nicht enthalten, da an Fremdanschluß gedacht ist. Für einen richtigen Vergleich ist die Leunaer Angabe daher wie folgt umzurechnen:

Kosten der Anlage nach Angabe Leuna	34	Mill. Mark
Davon ab 10 % wegen höherer Leistung	3,4	" "
	30,6	Mill. Mark
Davon ab größere Gasfabrik	7,0	" "
	23,6	Mill. Mark.
Dazu Kosten für vollständige Energieanlage	4,0	" "
	27,6	Mill Mark
Dazu Kosten für Gelände, Zuleitungen usw.	10,0	" "
	37,6	Mill. Mark

Gegenüber der Schätzung von Oppau mit 38 Mill. Mark, sodaß also bei gleichen Annahmen gute Übereinstimmung herrscht.

Die Ersparnis bei Methanolrückführung kann nur knapp 40 % der Anlagekosten bis einschließlich Kompression betragen, wenn man annimmt, daß die Synthese unverändert bleibt. Das sind für die Oppauer Schätzung 0,4 · 8,3 = 3,3 Mill. Mark, während sich für die Leunaer Schätzung wegen der erheblich größeren Gasfabrik 0,4 (8,3 + 7,0) = ~ 6,3 Mill. Mark ergeben.

Krekeler

STICKSTOFF-ABTEILUNG
Bo/Op.36a

2158 - 30/4.03

Oppau, den 8.Dezbr.1942. C.

Inbetriebnahme der Methanolfabrik in Waldenburg.

Es wird ein Überblick gegeben über die Vorbereitung des Gases zur Synthese, dem sich ein kurzer Bericht über die Methanolfabrik und das Anfahren der beiden ersten Öfen anschließt.

Koksofengas als Rohstoff wird zunächst zur Entfernung der Hauptmenge des Schwefels durch Behälter mit Lautamasse geleitet. Anschliessend erfolgt die Spaltung der Kohlenwasserstoffe mit Sauerstoff nach Dr. Sachsse, wodurch eine fast restlose Zerlegung in Kohlenoxyd und Wasserstoff erreicht wird. Der erforderliche Sauerstoff wird in einer Linde-Anlage erzeugt. Das so gewonnene Spaltgas wird entrußt und zur Feinentschwefelung unter Zusatz von wenig Luft über F- und M-Kohle geleitet, vorläufig ohne Ammoniakzugabe. Die noch verbleibenden 2 - 3 mg Schwefel/1 m^3 liegen in Form von Kohlenoxysulfid vor. Das Gas wird nun komprimiert und der Methanolfabrik zugeführt.

Die Methanolanlage umfaßt drei Kammern, von denen eine noch fertigzustellen ist. Öfen und Regeneratoren haben 800 mm lichten Durchmesser und 12000 mm Höhe und sind unverändert von Leuna übernommen. Es stehen dafür drei Umlaufpumpen zur Verfügung mit einer Ansaugleistung von je 100 000 bis 110 000 m^3, System Halberg und Schwartzkopff Antrieb elektrisch, Tourenzahl nicht regelbar (122 pro Minute). Die Leistung der beiden Halberg-Pumpen kann auf 2/3 reduziert werden. An Kompressoren sind vorhanden: Drei mit 7500 bis 8000 m^3 Ansaugleistung (Borsig , Siemag) und ein Schwartzkopff-Kompressor mit 13500 m^3 Maximalleistung pro Stunde. Sämtliche Maschinen - auch die der Lindeanlage - befinden sich im gleichen Bau ; hier erfolgt auch die Bedienung der Öfen.
Die Anlage ist für 325 atü Betriebsdruck erstellt.
Die aus Leuna gelieferten Brenner sind nachträglich verstärkt worden, der Widerstand beträgt z.B. 8,2 Milli-Ohm. Der zur Verfügung stehende Primärstrom von 6000 Volt läßt sich mit Hilfe von Reglertransfor-

-/-

matoren (Koch u.Sterzel) in weiten Grenzen kontinuierlich umformen, und zwar im Bereich von 80 bis 500 KVA.
Es wird nun über den Verlauf des Anfahrens beider Kammern und die Betriebsergebnisse bis zum 15. Oktober berichtet.

Kammer I.

Anfangs Juni war die gesamte Anlage soweit überprüft und fertiggestellt, daß die erste Kammer in Betrieb genommen werden konnte. Beim Probelauf der Umlaufpumpen vor Beginn des Reduzierens zeigten sich starke Schwingungserscheinungen am Druck- und Saugring, sowie den damit in direkter Verbindung stehenden Teilen der Anlage. Sie konnten durch verschiedene Maßnahmen auf ein erträgliches Maß zurückgeführt werden. Eine völlige Beseitigung gelang auch durch Variieren der geschlossener Ferrantischieber nicht. Erst bei hohem Gasumlauf treten kaum mehr Schwingungen auf. Zur Erzielung eines sicheren Anfahrens wurde nach guten Erfahrungen der Butylfabrik Oppau soviel Stickstoff auf die Anlage gestellt, daß nach Zugabe des Frischgases ein Polster von etwa 28 % N_2 vorlag. Im Laufe des Kontaktreduzierens mußte mehrfach die Umlaufpumpe gewechselt werden (Bruch von Ventilplatten und Verschmutzung). Auch infolge einiger Störungen am Reglertransformator erfuhr das Reduzieren einige Unterbrechungen. Am 25.6. wurde der Ofen mit 280-290 at angefahren; das Stickstoffpolster war durch das häufige Nachfahren von Frischgas schließlich auf 10 % zurückgegangen. Trotz des hohen CO-Gehaltes im Kreislauf sprang der Ofen nur mühsam an und hielt sich nicht ohne Heizung. Auf diese Erscheinung wird weiter unten eingegangen. Nach wenigen Betriebstagen fiel der zweite Reglertransformator nach plötzlichem Heißwerden aus, sodaß der für Kammer III vorgesehene in Betrieb genommen werden mußte.

Die schadhaften Transformatoren zeigten an bestimmten Stellen der Wicklung Verschmelzung der Drähte und Anhäufung kohliger Massen. Es haben offenbar konstruktive Fehler mit den oben erwähnten Vibrationen zusammengewirkt. Mit diesen an sich sehr schön zu regulierenden Transformatoren hat man auch anderwärts derartige Erfahrungen machen müssen.
Um das Anfahren der nächsten Kammer nicht in Frage zu stellen, wurde der Regler-Transformator abgehängt, Kammer I also mit konstanter Heizung (fast 400 KVA) weitergefahren.

-/-

Der Ofen war beschickt mit 2,4 m^3 (3,57 t) Leunaer Kontakt (Ø 9 mm). Bei einem Ofendruck von 322 atü war der Gasumlauf (OE) 25 000 Nm^3. Im Laufe der 3 Monate langen Betriebsdauer ging die Belastbarkeit auf 20 000 Nm^3 zurück. Die Druckdifferenz des Kreislaufs konnte auf 7 at gehalten werden. Die übrigen Betriebsbedingungen und Ergebnisse werden jetzt kurz umschrieben.
Über die Zusammensetzung von Koksofengas, Frischgas (Spaltgas), Kreislauf- und Produktabgas gibt Tabelle 1 Aufschluß.

Umsetzung des Gases.

In den ersten Tagen betrug die Produktion etwa 32 t. Hierbei wurde die Entspannung absichtlich niedrig gehalten um Unterlagen zu bekommen über die Ausnutzungsmöglichkeit des Gases.
Es zeigte sich, daß der Kohlenoxydspiegel im Kreislauf bis 7 % und darunter gehalten werden kann.-Durch beträchtliche Erhöhung der Kreislaufentspannung wurden später bis zu 48 tato erzeugt. Dieser Weg zur Steigerung der Produktion war im Grunde unwirtschaftlich, es gelang aber dadurch den Bedarf der Witolfabrik in einer Zeit starker Methanolverknappung zu decken. Der zahlenmäßige Zusammenhang zwischen Produktion und Gasumsatz ist aus folgender Aufstellung ersichtlich; es sind Mittelwerte der in Tab.1 genannten Tage im Juli und September.

Zeit:	Produktion tato	Frischgasbedarf Nm^3 / 1 t	Gesamtentsp. Nm^3 / 1 t
Juli	38	3 000	950
Sept.	41	4 000	1 700

Das Produkt.

Das so gewonnene Rohmethanol war klar und farblos. Seine Kennzahlen sind in Tab.2 wiedergegeben. Der Hauptunterschied gegenüber normalem Rohmethanol liegt im höheren Wassergehalt (etwa 12 Gew.%), der durch den hohen CO_2-Gehalt des Frischgases bedingt wird. Die übrigen Zahlen kommen nahe an die von Leuna heran, der Ammoniakgehalt ist sogar wesentlich niedriger (meist unter 1 mg/l Ltr.). Da zur Verarbeitung auf Witol ein sehr geringer NH_3-Gehalt erwünscht ist, während Wasser und ungesättigte Beimengungen kaum stören, konnte das Produkt ohne weiteres der Synthese zugeführt werden.

-/-

Gegen Ende der 89-tägigen Betriebsdauer erzeugte der Ofen etwa 40 tato. Er mußte nach Anfahren der Kammer II in erster Linie aus Gasmangel abgestellt werden; außerdem waren verschiedene Undichtheiten am Kühler inzwischen reichlich stark geworden. Bemerkenswert ist, daß sich am Brenner während des rund 100-tägigen Heizens und mehrfacher Unterbrechung weder Undichtheiten noch elektrische Störungen einstellten.

Wie weiter oben gesagt wurde, bedurfte der Ofen vom 1.bis zum letzten Produktionstag zusätzlicher Heizung. Auch die Temperaturverhältnisse am Regenerator waren abnorm. Denn bei normaler Temperatur am Ofenausgang (ca.17,3 mV) erreichte der Ofeneingang (OE) bestenfalls 10 mV. Dabei wurden am Regeneratorausgang zum Kühler (R.A.z.K.)etwa 9 mV gemessen. Es wurde also ein großer Teil der den Ofen verlassenden Wärme durch den Kühler abgeführt. Mit fortschreitender Betriebsdauer wurden die Verhältnisse noch ungünstiger: der OE.sank schließlich auf 8,3 mV, umgekehrt stieg die Temperatur Am R.A.z.K. auf 11,7 mV (Tab.3). Die Ursache für dieses Verhalten kann im Regenerator selbst liegen, wenngleich eine Prüfung vor Inbetriebnahme ihn als dicht erwiesen hatte. Die Vorgeschichte des mit Kontakt gefüllten Ofens läßt ferner an eine Schädigung des Kontaktes denken, zumal die oberen Kontaktelemente nur 13 bis 14 mV erreichten. Nun entspricht aber die Produktion ungefähr der Leistung eines nicht geschädigten Kontaktes, wie sie bei 25 000 Nm^3 Gasumlauf und den vorliegenden Partialdrucken von CO und H2 zu erwarten ist. Nach ähnlichen rechnerischen Überlegungen scheidet auch der niedrige Kohlenoxydspiegel im Kreislauf als Ursache aus.

Das unzulängliche "Arbeiten" des Ofens lag also offensichtlich am Regenerator. Vermutlich liegt eine starke Verschmutzung des z.Zt. noch nicht geöffneten Regenerators vor.

Kammer II .

Die Inbetriebnahme der zweiten Kammer konnte infolge verzögerter Lieferung notwendiger Stücke erst im Laufe des September erfolgen. In Ergänzung der normal verlaufenen Prüfung auf Dichtheit und Widerstand am leeren Ofen und am Regenerator, wurde die noch nicht produzierende Ofenanlage auf ihren Widerstand geprüft. Bei einer

-/-

Druckdifferenz von 6,8 at gingen 81000 Nm^3/h Gas durch den ungedrosselten Ofen. Der gesamte Widerstand war also gering.
Das Reduzieren mußte infolge elektrischer Störung einmal unterbrochen werden. Es zeigte sich, daß am oberen Teil der Brennstoffbüchse Kurzschluß eingetreten war. Außerdem war am unteren Brennerabschnitt eine gewisse Verformung der Kupferspirale zu beobachten, die wahrscheinlich bald zu einer Berührung geführt hätte, da infolge Abbröckelns von Isolierstein und Bindemittel der nötige Halt fehlte. Eine Anzahl solcher Stückchen fand sich auf dem Kontakt vor.
Wie bereits bei dem Abschnitt über Kammer I hervorgehoben wurde, beansprucht der Ammoniakgehalt des Rohmethanols im Hinblick auf die hiesige Verwendung besondere Aufmerksamkeit. Deshalb wurde im Verlauf des Reduzierens sowie unmittelbar nach dem Anfahren der Ammoniakgehalt im Produkt laufend verfolgt. Dabei hat sich ergeben, daß der Ammoniakgehalt während des Reduzierens mit der Temperatur rasch ansteigt, zwischen 7 und 11 mV beträgt er über 2 g pro Liter Produkt. Nach Einsetzen der Produktion sinkt er, erreicht nach etwa 14 Stunden den Wert 2 mg/l Ltr. und nimmt langsam weiter ab bis 1 mg/l Ltr. und weniger. Vgl. folgenden Auszug :

Kontakttemperatur bezw. Betriebsdauer	NH_3-Gehalt i. Reduktionswasser bezw. Produkt	Produktmenge
bis oberhalb 5 mV	etwa 0,012 g/l Ltr.	12 - 13 l/h i.Mittel
5 - 7 mV	Anstieg auf 1,0	
7 - 10,5 mV	" " 2,3	
11 - 21 mV	langsam.Abfall auf 0,37	
21 mV nach 3 h	abgesunken auf 0,017	etwa 3500 l/h
nach 7 h	0,004	
nach 14 h	0,002	
nach über 14 h	unter 0,002	

Als durch eine Störung (Explosion im Spaltgasbetrieb) nach einem Betriebstag die Produktion ausgefallen war, bot sich Gelegenheit, abermals Produkt zu analysieren, das zwischen 10 und 11 mV angefallen war; es enthielt jetzt nur 0,0034 g NH_3/1 Ltr. Damit wird ein früherer Befund bestätigt, wonach der Methanolkontakt nur während des Redu-

-/-

zierens und erstmaligen Anfahrens ein stark ammoniakhaltiges Produkt ergibt (vgl. Bericht über "Verarbeitung des Kreislaufentspannungsgases der Butylfabrik Op auf Methanol," II.1942.
Der Ofen wurde angefahren noch während Kammer I in Betrieb war und zwar bei etwa 280 at und einem Kreislauf mit etwa 12 % CO sowie 3,2 % CO_2. Er sprang sehr gut an. Auch der Regenerator arbeitet vorzüglich, wie die der Tab.3 beigegebenen Temperaturen erkennen lassen.

Ofenleistung.

Mit 2,3 m^3 (3,42 to) Kontakt und 300 atü Ofendruck[1] leistete der Ofen im Laufe von 18 Betriebstagen bis zu 103 tato Rohmethanol mit maximal 8000 Nm^3 Kokereigas. Die Leistung ließe sich jedoch noch wesentlich steigern, wenn mehr Gas vorhanden wäre.
Das Rohprodukt ist dem der Kammer I in seinen Eigenschaften überlegen, was aus der Gegenüberstellung in Tab. 2 hervorgeht. Von dem zwangsläufigen Wassergehalt abgesehen, weist es die Güteeigenschaften des Leunaer Rohmethanols auf. Es ist farblos, dabei aber leicht getrübt; eine Erscheinung, die jetzt mehr und mehr zurücktritt und wahrscheinlich auf Spuren von Schmieröl zurückzuführen ist.
An dieser Stelle sei auf einige A b s c h e i d e - und M e ß - s c h w i e r i g k e i t e n eingegangen.
Erst seit Inbetriebnahme der Kammer II traten an Umlaufpumpen und druckseitigen Abscheidern erhebliche Produktmengen (einige Kubikmeter täglich) auf. Es handelte sich um ein Mitreißen aus der Produktflasche.[2] Die Nachprüfung ergab, daß das Produkteinleitrohr bereits im verjüngten Teil der Flasche endete. Verlängern um 600 mm brachte insofern eine Besserung, als an der Umlaufpumpe praktisch nichts mehr anfällt; völlige Beseitigung des Überreißens war nicht erzielt worden. Eine Besprechung ergab, daß Leuna diese Schwierigkeit nicht hat, offenbar weil dort z w e i solche Produktflaschen parallel geschaltet sind. Das soll auch in Wa geschehen.
Die Frischgasmessung an der Hochdruckwaage ergibt trotz eingehender Überprüfung immer noch viel zu h o h e W e r t e, gleichgültig um welche Gasmengen es sich handelt. Auch Umstellen auf einen anderen Kompressor hat nur geringen Einfluß. Die Drosselscheibe befindet sich zwischen Abscheider und F-Kohleturm. Die Messung des

1.) Differenzdruck 18 at
2) 1.Ø = 700 mm, 1.Höhe etwa 4000 mm

-/-

Spaltgases (Niederdruck) ist eher brauchbar. Als sicherste Grundlage ist z.Zt. jedoch die Messung des Kokereigases anzusehen, was die Gewichtsbilanz erwiesen hat. Daraus ergibt sich mit Hilfe eines Umsetzungsfaktors (1,53) die erzeugte Spaltgasmenge, die bei Ausschluß von Verlusten mit dem Frischgasverbrauch identisch ist. Diese Werte sind bei der noch folgenden Berechnung der Ausbeute verwendet worden. Auch die Messung von P r o d u k t und P r o d u k t a b g a s befriedigte nicht.

Das P r o d u k t wird in einen Zwischenbehälter herabentspannt auf 3,6 atü und anschließend in einen Tank abgedrückt. Die Drosselscheibe befand sich zunächst hinter dem Niederdruckregulierventil. Auf diese Weise wurde die Tagesproduktion um 10-20 % höher gefunden als nach zuverlässiger Abmessung des Tankstandes.

Die Fehlmessung ist auf fortschreitende Entgasung des Dimethyläthers zurückzuführen. Versuche zeigten, daß beim Entspannen des Produkts von 3,6 atü auf Atmosphärendruck nur 1-2 kg Dimethyläther pro Tonne und praktisch kein Gas frei wird. So war es möglich, durch einfache Verlegung des Regulierventils h i n t e r die Drosselscheibe die Meßstörung auszuschalten und die wahre Rohmethanolmenge mit ausreichender Genauigkeit unabhängig von der Tankmessung zu erfassen. Beide Messungen stimmen jetzt gut überein. Einen sehr eindrucksvollen und ziemlich durchsichtigen Fall zu hoher Waagenanzeige stellt die Produktgasmessung dar.

Das P r o d u k t a b g a s wird durch ein Überströmventil entspannt und anschließend unter 120-200 mm WS gemessen. Solange das Überströmventil kaum hörbar arbeitet, zeigt die Waage etwa die zu erwartende Abgasmenge an. Gerät es jedoch in starke Vibration, so steigt die Anzeige bei völlig unveränderter Produkt-menge sogleich um mehr als 100 %. Dieser Zustand bleibt oft viele Stunden bestehen, bis sich die normalen Verhältnisse wieder einstellen. Es scheint, daß Unstetigkeiten beim Produktentspannen und Stöße auf das Überströmventil die Erscheinung auslösen.

Diese meßtechnischen Befunde sind bei den alsbald folgenden Betriebsdaten berücksichtigt.

-/-

Aus den Unterlagen vom 8. - 18. Betriebstag der Kammer II ergibt sich nun im Durchschnitt das folgende Bild :

Gasanalysen (Tab. 4)

Probenahme	CO_2	CO	H_2	CH_4	N_2	Normal-dichte	CO+CO_2: H_2	C_2H_4	O_2
Kokereigas (Sept.)	2,5	8,0	57,5	23,0	5,6			2,4	1,0
Frischgas (Spaltgas)	3,8-4,3	20,4-21,8	71,0-71,6	0,2	3,5 4,2	-	-		
z.B.	4,0	21,0	71,0	0,2	3,8	0,473	1:2,84		
Kreislauf : Druckleitung	1,0	8,0	-	-	-	0,410	-		
Ofenausgang	0,4-0,6	5,4 7,0	75,4-77,4	0,4-1,8(?)	14,0-17,2	-	-		
z.B.	0,5	6,6	76,0	1,0	15,9	-	1:10,7		
Produktabgas	11,2+	7,6	59,4	4,6	17,2	-	-	+) mit Methyl äther	

Gasumlauf: etwa 100 000 Nm^3/h gemessen am Ofenausgang
Ofenleistung: 4,15 to/h
Frischgasbedarf: 2 730 Nm^3 pro 1 to Rohmethanol [1)]
Gesamtentspannung: d.i. Kreislaufentspannungsgas + Produktabgas :
645 Nm^3 pro 1 to Rohmethanol
bezw. 23,6 % des Frischgases
36 % des Kokereigases
Produktabgas : 53 Nm^3 pro 1 to Rohmethanol (möglicherweise ist dieser Wert etwas zu hoch, s.oben

Kohlenoxydausbeute: 90,7 %
Wasserstoffausbeute: 71 % .

Die Kohlenoxydausbeute ist berechnet aus der im erzeugten Rohmethanol (mit 12 Gew.% Wasser) gebundenen Menge CO und dem im Frischgas enthaltenen Volumen CO + CO_2. Die H_2-Ausbeute ist analog ermittelt.

Das gesamte Entspannungsgas (Kreislaufentsp. + Produktabgas) geht zurück zur Wabag. Sein oberer Heizwert liegt bei 2600 W.E. (unterer Heizwert 2250 W.E.), bezogen auf 0° und 760 Hg.

1) einschließlich evtl. Frischgasverluste (vgl.S.7!)

-/-

Zusammenfassung.

Nach einer Darstellung der gasseitigen Verhältnisse und der eigentlichen Methanolanlage im Werke Waldenburg wurde über die Inbetriebnahme der beiden ersten Kammern berichtet. Dabei sind auch die hauptsächlichen Betriebs- und Meßschwierigkeiten, deren Überwindung in einigen Fällen gelang, besprochen worden.

Von der ersten Kammer ist festzustellen, daß sie infolge schlechter Regeneratorwirkung eine mäßige Leistung ergab.

Die zweite Kammer arbeitet sehr gut. Bei 300 atü gelingt es, das vergleichsweise kohlenoxydarme Frischgas (etwa 21 % neben 4 % CO_2) bis auf etwa 5 % CO auszunutzen. Mit 6,5 % CO im Kreislauf erzeugt der Ofen 100 Tonnen Rohmethanol pro Tag (Wassergehalt etwa 12 %), das ohne weiteres für die Witolsynthese brauchbar ist. Von den übrigen auf S.8 mitgeteilten Betriebszahlen sei noch genannt: der Frischgasbedarf mit 2 730 Nm^3 und die Gesamtentspannung mit 645 Nm^3, beides pro Tonne Rohmethanol.

Die Leistung des Ofens könnte noch gesteigert werden bei größerem Frischgasangebot.

Tabellen.

STICKSTOFF-ABTEILUNG
Ind/Op.37

Oppau, den 1.März 1943. C.

B e r i c h t über einen Besuch in der Hauptwerkstätte Me am 24. Februar 1943.

Anwesend : Herr Dipl.Ing. Wenk
Herr Dipl.Ing. Veil
" " " Gutzer
" Dr. Indest.

168 - 30/4.03

Besichtigung ausgebauter Butyl- und Methanolregeneratoren.

Das Korrosionsprodukt auf der Außenseite (Eingang) der Regeneratoren der Butylfabrik Me sieht ebenso aus wie das von Op, es enthält ca. 60 % Cu. Die Regeneratoren werden nach 1 oder 2 Laufzeiten auseinandergenommen. Durchgehende Schikanenbleche sind nicht vorhanden, sollen aber demnächst versucht werden. Wenn ein 800er Bündel durch die Reparaturen, bei welchen die Rohre an den Böden abgeschnitten werden, zu kurz wird, so wird dem Bündel unten mittels einer Al-Dichtung ein 2 m langes Zusatzbündel angeflanscht. Dieses wurde einmal versuchsweise verchromt (auf Kupfermangan), die Verchromung hat sich nicht bewährt, wurde angegriffen. Die Rohre werden im Rohrboden aufgedornt und eingedöppert.

Ein Regenerator für He ist im Bau. Meines Erachtens wäre es notwendig, diesen Regenerator beim Einfahren in den Mantel abzunehmen.

Indest/Ke.

Ø an:
Herrn Dr. Rosinsky
" Ob.Ing.Ruhrberg
" Dipl.Ing.Weber
" Dr. Indest .

2168 - 30/4.03

STICKSTOFF-ABTEILUNG
EB/Op.462

Oppau, den 18. Juni 1942.C.

Spaltanlage A u s c h w i t z .

A) Spaltung von Butylentspannungsgas und Methanolentspannungsgas.

Es sind 7300 Nm^3 Entspannungsgas in einem System zu spalten.
Die E-Gase werden in einem Verdunster mit Wasserdampf gesättigt. In zwei Wärmetauschern werden die E-Gase und der Sauerstoff auf 400° vorgewärmt. Die Reaktionstemperatur am Ofenausgang beträgt 775°. Das Spaltgas wird in einem Niederdruckabhitzekessel auf 500° abgekühlt und tritt dann in die Wärmetauscher ein. Nach Austritt aus den Wärmetauschern erwärmt es in einem Kreislaufkühler das Wasser des Kühler-Verdunsterkreises auf 538°. In einem Schlußkühler wird es dann auf 20° abgekühlt.
Analysenschema: siehe Tabelle 1.

I. Berechnung des CH_4 - Konverters.

a) Der Sauerstoffverbrauch beträgt 503 + 215 = 718 m^3 O_2

b) Wärmebilanz des Konverters

Wärmeerzeugung

CH - Reaktion : $CH_4 + \frac{1}{2} O_2 = CO + 2H_2$

Wärmetönung : 263 WE bei 400°

1006 . 263 = 279 000 WE

H - Reaktion : $2 H_2 + O_2 = 2 H_2O$

Wärmetönung : 4784 WE bei 400°

215 . 4784 = 1 030 000 WE

Wassergas-Reaktion $CO + H_2O = CO_2 + H_2$

Wärmetönung : 372 WE bei 400° → 372 . 265 = 98 000 WE

erzeugte Wärme 1 407 000 WE

-/-

Analysenschema.

	Isobutylenentspannungsgas %	Isobutylenentspannungsgas m^3	Methanolentspannungsgas %	Methanolentspannungsgas m^3	Eingangsgas m^3	Eingangsgas %	CH-Reaktion		H-Reaktion		Wassergas Reaktion	Spaltgas m^3	Spaltgas %
CO_2	2,6	151	0,5	8	159	2,2		159		159	+ 265	424	4,6
CO	25,5	1480	16,7	250	1730	23,7		2736		2736	+ 265	2471	27,0
H_2	51,2	2968	66,6	1000	3968	59,4		5980		5550	+ 265	5815	63,7
CH_4	15,6	905	8,1	121	1026	14,0	+503 m^3 O_2	20	+215 m^3 O_2	20		20	0,2
N_2	5,1	296	8,1	121	417	5,7		417		417		417	4,5
Trockengas		5800		1500	7300							9147	
m^3 H_2O					775			775		1205	- 265	940	
kg H_2O					622							755	

Wassergaskonstante = 0,94
theoretisch bei 775°C .

Wärmeverbrauch.

Aufheizung des Spaltgases von 400° --> 775° :

$c_p \cdot 375 = 3460 \cdot 375$ = 1 300 000 WE

spez. Wärme des Spaltgases (Wahre bei 650°)

CO_2	:	424 · 0,547	=	232
CH_4	:	20 · 0,938	=	19
H_2O	:	940 · 0,403	=	380
Zweiatomig	:	8705 · 0,325	=	2830
				3460

Wärmeverluste durch Ableitung 107 000 WE

Wärmeverbrauch 1 407 000 WE

II. Abkühlung des Spaltgases.

a) Abhitzekessel

Wärmeinhalt des Spaltgases am Ausgang des Spaltofens

$= W \cdot L_o + c_p \cdot T$

$= 755 \cdot 595 + 3510 \cdot 775 = 450\,000 + 2\,720\,000 =$ 3 170 000 WE

Mittlere spez. Wärme des Spaltgases von 0° - 775° :

CO_2	:	424 · 0,560	=	237
CH_4	:	20 · 1,045	=	21
H_2O	:	940 · 0,416	=	391
Zweiatomig	:	8705 · 0,328	=	2859
				3510

Wärmeinhalt des Spaltgases am Ausgang des Abhitzekessels

$= W \cdot L_o + c_p \cdot T$

$= 450\,000 + 3\,305 \cdot 500 = 450\,000 + 1\,650\,000 =$ 2 100 000 WE

Das Spaltgas muß also in Abhitzekessel 3 170 000 - 2 100 000 = 1 070 000 WE abgeben. Damit können ~ 1,8 to Dampf erzeugt werden.

b) Wärmetauscher.

Wärmeabgabe an die Eingangsgase :

Die Entspannungsgase haben am Ausgang des Verdunsters einen Wärmeinhalt von 508 000 WE (vergl. Abschnitt III). Der Sauerstoff besitzt einen Wärmeinhalt hinter dem Gebläse von 4 000 WE. Die Eingangsgase treten also mit einem Wärmeinhalt von 508 000 + 4 000 = 512 000 WE ein.

Der Wärmeinhalt der Eingangsgase beträgt am heißen Ende der Wärmetauscher $c_p \cdot T + W \cdot L_o$ =

$3060 \cdot 400 + 622 \cdot 595 = 1\,220\,000 + 370\,000 =$ 1 590 000 W

-/-

Mittlere spez. Wärme der Eingangsgase von 0° --> 400°

CO_2	: 159	· 0,459	=	65
CH_4	: 1026	· 0,556	=	571
H_2O	: 622	· 0,467	=	290
Zweiatomig	: 6835	· 0,312	=	2130
				3060

Das Spaltgas gibt in den Wärmetauschern also 1 590 000 - 512 000 = 1 078 000 WE an die Eingangsgase ab. Durch Wärmeableitung verliert es außerdem 80 000 WE.

Am kalten Ende des Wärmetauschers hat das Spaltgas einen Wärmeinhalt von 2 100 000 - (1 028 000 + 80 000) = 2 100 000 - 1 160 000 = 940 000 WE.

III. Das Kühler - Verdunstersystem.

a) Wärmebilanz des Wasserkreislaufes.

Die Wärmebilanz des Wassers im Kühler-Verdunsterkreislauf lautet:

Im Verdunster an die Entspannungsgase abgegebene Wärme = Wärmeinhalt des Frischkondensats + im Kühler vom Spaltgas aufgenommene Wärme.

Der Wärmeinhalt der mit Dampf gesättigten Entspannungsgase

1) Im Verdunster an die Entspannungsgase abgegebene Wärme beträgt

$c_p \cdot T + W \cdot L_T$. Bei P = 1,4 ata = 1030 mm Hg ist der Wassergehalt $W = \frac{p}{1030-p} \cdot \frac{18}{22,4} = \frac{p}{1030-p} \cdot 0,804$ kg/m³

oder für das gesamte Entspannungsgas 5 860 · $\frac{p}{1030-p}$ kg .

Spez. Wärme der trockenen Entspannungsgase (mittlere von 0° - 100°)

CO_2	: 159	· 0,409	=	65
CH_4	: 1026	· 0,429	=	440
Zweiatomig	: 6117	· 0,309	=	1890
				2395

15°	p = 12,8 mm Hg	W = 74 kg	$W \cdot L_T$	=	44 500	WE
			$c_p \cdot T$	=	35 900	"
			Wärmeinhalt	:	80 400	WE
30°	p = 31,8 mm Hg	W = 188 kg	$W \cdot L_T$	=	114 800	WE
			$c_p \cdot T$	=	71 800	"
			Wärmeinhalt	:	186 600	WE
45°	p = 71,9 mm Hg	W = 440 kg	$W \cdot L_T$	=	271 000	WE
			$c_p \cdot T$	=	107 000	"
			Wärmeinhalt	:	378 000	WE
50°	p = 92,5 mm Hg	W = 579 kg	$W \cdot L_T$	=	356 000	WE
			$c_p \cdot T$	=	120 000	"
			Wärmeinhalt	:	476 000	WE

-/-

51°	p = 97,2 mm Hg	W = 612 kg	$W \cdot L_T$	=	378 000 WE
			$c_p \cdot T$	=	122 000 WE
			Wärmeinhalt	:	500 000 WE
52°	p = 102,1 mm Hg	W = 646 kg	$W \cdot L_T$	=	400 000 WE
			$c_p \cdot T$	=	124 000 "
			Wärmeinhalt	:	524 000 WE

Im Kreislaufkühler wird das Wasser auf ~ 52,8° aufgewärmt. (Vergl. Abschnitt III a 3). Die Entspannungsgase können mit diesem Wasser auf ~ 51,3° gesättigt werden. Bei dieser Temperatur beträgt ihr Wärmeinhalt 508 000 WE, ihr Wassergehalt 622 kg. Die trockenen Entspannungsgase treten mit einem Wärmeinhalt vor 36 000 WE in den Verdunster ein. Im Verdunster werden also 508 000 - 36 000 = 472 000 WE auf die Entspannungsgase übertragen.

2) Wärmeinhalt des Frischkondensats.

Das Frischkondensat wird mit 15° eingebracht. Seine Menge hängt davon ab, wie viel Wasser im Kühler auskondensiert wird. Da der Wärmeinhalt des Frischkondensats gering ist, folgt der Kondensatbedarf aus einer Näherungsrechnung, bei der man die vom Frischkondensat eingebrachte Wärme größenordnungsmäßig einsetzt.
Die zweite Durchrechnung liefert dann den genauen Kondensatbedarf.

Die Entspannungsgase nehmen im Verdunster auf		622 kg
Das Spaltgas gibt im Verdunster ab (vgl.Abschn.III a 3)		
	755 - 587 =	168 kg
	Bedarf an Frischkondensat =	454 kg .

Der Wärmeinhalt des Frischkondensats beträgt 15·454 = 7 000 WE .

3) Wärmeabgabe des Spaltgases im Kreislaufkühler.

Das Spaltgas tritt mit einem Wärmeinhalt von 940 000 WE ein. Diesem Wärmeinhalt entspricht bei einem Druck von 760 mm Hg ein Ausgleichspunkt von 53,8°. Das Wasser erwärmt sich daher im Kühler auf ~ 52,8°. Im Kühler muß das Spaltgas auf das Wasser 472 000 - 7000 = 465 000 WE übertragen. Das Spaltgas verläßt dann den Kühler mit einem Wärmeinhalt von 940 000 - 465 000 = 475 000 WE. Diesem Wärmeinhalt entspricht eine Temperatur von 40,3° und ein Wassergehalt von 587 kg. Das Spaltgas gibt also im Kühler 755 - 587 = 168 kg Wasser ab.

b) Festlegung der Wassermenge im Kühlerverdunsterkreislauf.

Die Wassermenge im Kühler-Verdunsterkreislauf ist nicht eindeutig festgelegt, sondern kann zwischen zwei Werten beliebig gewählt werden.Die Mindestwassermenge ergibt sich aus der Forderung, daß das Wasser im Verdunster immer wärmer sein muß als das aufzusättigende Gas nach der beiliegenden Figur zu 18,5 to. Aus der entsprechenden Forderung, daß im Kühler das Wasser immer kühler sein muß als das Spaltgas, ergibt sich die Höchstmenge zu $\frac{465\,000}{53{,}8-40{,}3} = \frac{465\,000}{13{,}5} = 34{,}5$ to .

-/-

›) Schlußkühler.

Das Spaltgas soll im Schlußkühler auf 20° abgekühlt werden. Bei dieser Temperatur besitzt es einen Wärmeinhalt von 164 000 WE. Im Schlußkühler sind ihm also 475 000 - 164 000 = 311 000 WE zu entziehen. Das Wasser soll sich dabei von 15° → 40° erwärmen.
Die Wassermenge beträgt also $\frac{311\,000}{25}$ = 12,5 to .

Zusammenfassung :

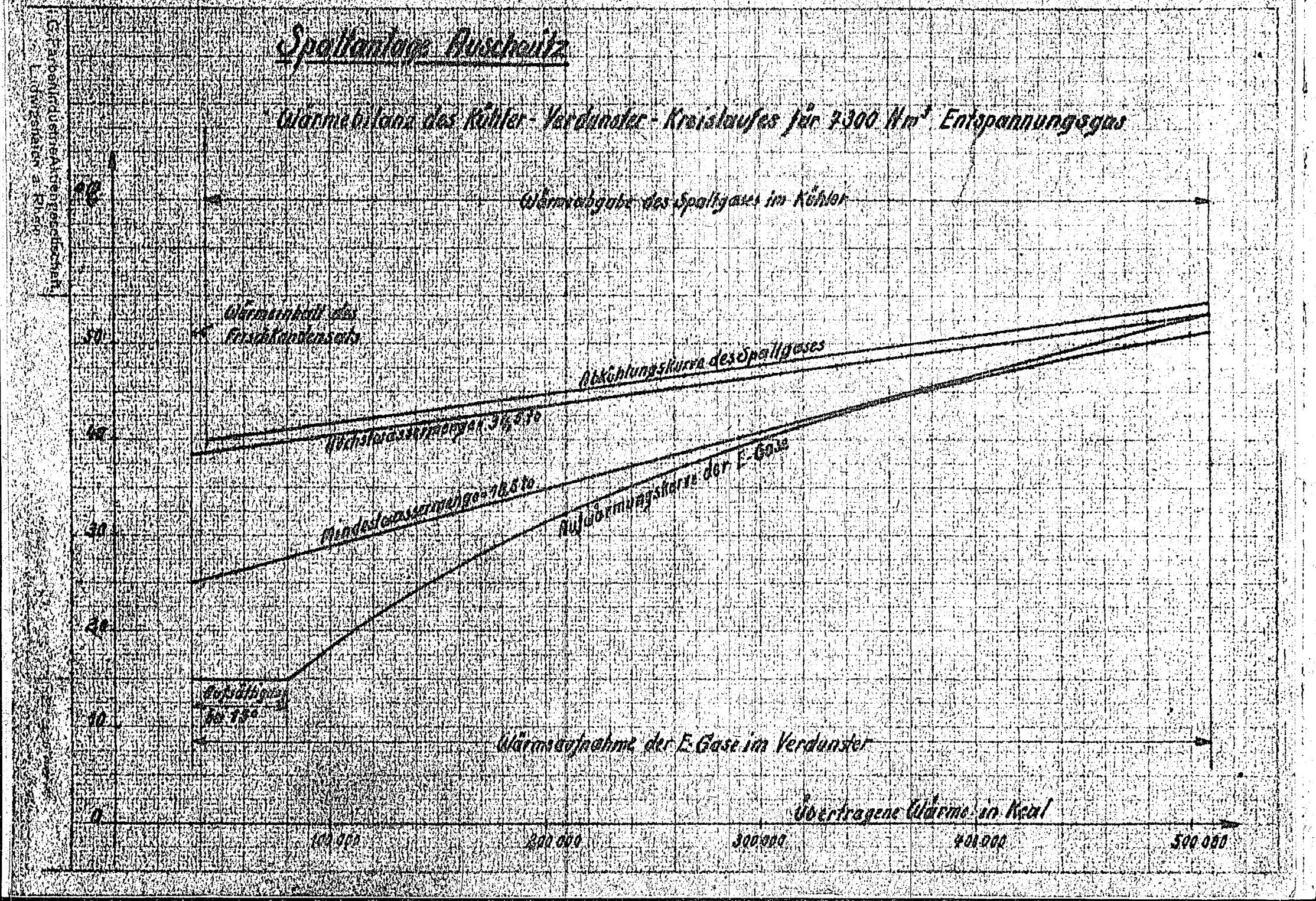
Sauerstoffbedarf	:	718 m^3/h
Bedarf an Frischdampf	:	0
Bedarf an Frischkondensat	:	454 kg/h
Bedarf an Kühlwasser	:	12,5 to/h .

Bartholomé

Ja

Spaltanlage Ruscheitz

Wärmebilanz des Kühler-Verdunster-Kreislaufes für 7300 Nm³ Entspannungsgas



Grubenindustrie Aktiengesellschaft
Lünen an der Lippe

STICKSTOFF-ABTEILUNG
Ind/Op.37

Oppau, den 1. März 1943. C.

B e r i c h t über die Besprechung am 24. Febr.1943
--------- in L e u n a .

4168 - 30/4.03

Anwesend: Vom Reichsamt:

Herr Dipl.Ing. Hinget
" Dr. Zettler

von Me:

Herr Dir.Dr.Giesen
" Dr. Hanisch
" Dr. Braus
" Ob.Ing.Dr.Sackmann
" Dr.van Rossum
" Dipl.Ing.Wenk

von He:

Herr Ob.Ing.Dr.Wengler
" Dipl.Ing. Gutzer

von Op :

Herr Dr. Indest.

Besprechungsthema:

Nachbestellung von Kupfermangan für Synthese I, II und Methanolanlage He, Bestellung von Kupfermangan für Az.

Herr Dr.van Rossum berichtete im einzelnen über die in Me vorgenommenen Kleinversuche mit verschiedenen legierten und unlegierten Materialien (Brief an I.G. He vom 3.2.42). Neben dem Verhalten der einzelnen Legierungen, bei denen V2A e und besonders CF 87 212 sich relativ gut verhalten, aber immerhin merklich angegriffen werden, während V 13 F und noch mehr N5A stark angegriffen werden, ist bei den Versuchen bemerkenswert, daß unter diesen Bedingungen das Optimum der Karbonylbildung über 200° liegt, und zwar bei 700 at dem Anschein nach höher als bei 250 at. Dasselbe Ergebnis wurde auch von der Materialprüfung Lu erhalten (Bericht von Herrn Dr. Funk vom 28.1.43 (Nachtrag 6) Auftr. 339 032). Nach diesen Befunden ist die Anwendung von V 13 F stark eingeschränkt, wenn nicht unmöglich.

Gegen die austenischen Materialien CF 87 212 und V2A e besteht das Bedenken, daß ihr Ausdehnungskoeffizient relativ hoch ist. Wenn er auch in derselben Größenordnung liegt, wie bei Kupfermangan, so werden diese Materialien doch bei höheren Temperaturen spröde, was zum Abreißen der Rohre führen kann, während Kupfermangan unter denselben Bedingungen weicher wird. CF 87 212 zeigte Versprödungserscheinungen im Kleinversuch in Me.

-/-

Herr Dir.Dr.Giesen wies besonders darauf hin, daß die Entscheidung nur der Großversuch bringen kann. Die wiederholten Versuche mit V2A - Regeneratoren im Methanolkreislauf, deren letzter 1929 lief, hatten immer gezeigt, daß das Material versprödet war, daß Rohre abrissen und das Bündel nach einer Fahrt verschrottet werden mußte. Das Gefüge wurde zerstört, das gebrauchte V2A rostete. Möglicherweise wird sich das heutige V2A e besser verhalten, umsomehr soll der Großversuch beschleunigt werden. Herr D.I.Hinget der von Me aus nach Essen fährt, wird gebeten, bei Krupp auf möglichste Verkürzung der Termine zu drängen. Die im Regenerator und Ofen enthaltenen V2Ae-Schrauben können nicht als Beweis angesehen werden für die allgemeine Verwendbarkeit des V2Ae, sie sind nach dem Ausbauen immer lose und liegen auch nicht im strömenden Gas. Mit einem Brenner aus V2A ging der Ofen durch.Diese älteren Großversuche mit V2A sind unter den Bedingungen der Methanolsynthese gemacht worden, es bleibt abzuwarten, ob unter den schärferen Bedingungen der Butylsynthese nicht noch neue Schwierigkeiten, z.B. Korrosion durch gelbes Öl, eintreten. Gerade diese Korrosion läßt sich im Kleinversuch schlecht reproduzieren.

Unter weiteren Ausweichmaterialien kommt besonders C M T 5 (9 % Cr, 18 % Mn, 3,5 % Si, austenitisch) in Betracht. Es soll chemisch widerstandsfähigsein und nicht verspröden. Weniger Aussichten hat A C T 8 (7 % Cr, 7 % Al, ferritisch).

Herr Dir.Dr.Giesen wies den Einwurf des Herrn D.I.Hinget ab, die Versuche Kupfermangan zu ersetzen, seien zu spät begonnen und nicht intensiv genug durchgeführt worden. Seit Beginn der technischen Methanol- und Butylsynthese sind derartige Versuche gemacht worden, da das Kupfermangan zwar in katalytischer Beziehung ideal ist, aber in seiner Verarbeitbarkeit, Wärmefestigkeit und Haltbarkeit große Mängel zeigt. Jedoch haben alle bisherigen Versuche nicht zu dem Ziel geführt, ein katalytisch einwandfreies und mechanisch mindestens ebensogutes, möglichst besseres Material zu finden. Kleinversuche können nur als Vorversuche gelten, Großversuche bedingen einen erheblichen Aufwand an Material und Arbeit, sind also schon in normalen Zeiten nicht rasch durchführbar, sondern erstrecken sich über Monate, bei den heutigen Lieferterminen sogar über Jahre. Außerdem geht man bei den Großversuchen ein erhebliches Risiko ein, durchgegangene Öfen bedeuten Produktionsausfall. Daß das Durchgehen und die dabei entstehenden hohen Temperaturen noch schwerere Folgen für die Betriebssicherheit haben kann, beweist der in Leuna gemachte Versuch mit einem N5-Regeneratorbündel, wobei der Regenerator sich zu stark erhitzte und undicht wurde, wobei ein Brand entstand, der sich über die ganze Butyl- und Methanolfabrik Me ausbreitete und die Produktion zum Stillstand brachte. Trotzdem werden mit aller Energie sowohl in Me als in Op weitere Großversuche mit neuen Materialien durchgeführt, es ist aber notwendig, die betreffenden Legierungen in kurzer Zeit in den nötigen Mengen und Abmessungen zur Verfügung zu stellen.

Für die vorliegenden Bestellungen für He kommen aber solche Versuche, auch wenn sie befriedigendes Ergebnis zeigen sollten, zu spät. In den geplanten Anfahrterminen ist es nicht möglich, weitere Versuche zu machen. Der Versuch, Kupfermangan durch N5 zu ersetzen ist fehlgeschlagen. Die anfänglichen erfolgversprechenden Kleinversuche wurden von 3 Versagern bei Großversuchen gefolgt. Deshalb müssen alle mit dem

-/-

Gas in Berührung stehenden N5-Teile mit Kupfermangan ausgekleidet oder durch solches ersetzt werden. Herr D.I.Hingst verlangte, die Zeichnungen zu sehen und es wurde bei jedem Einzelteil diskutiert, wie man bei seiner Herstellung Kupfer sparen könnte. Eine größere Diskussion entspann sich noch über den von Dr.Beckmann konstruierten Regenerator, da, entsprechend der vermehrten Regenerationsfläche der Kupfermanganbedarf von 9,4 t auf 14,6 t steigt. Mit der steigenden Regeneratorwirkung steigt aber auch die Ofenleistung, sodaß der Cu-Bedarf pro Tonne Methanol nicht ansteigt. Herr D.I.Hingst empfahl die Öfen mit Dauerheizung zu fahren oder die Druckdifferenz auf 50 - 100 at zu erhöhen. "Kupfer könne man nicht aus Energie machen"! Diese Vorschläge sind aber aus konstruktiven und betrieblichen Gründen undiskutabel.

Schließlich wurde das Dringlichste aus unseren Anträgen genehmigt, da es sonst nötig wäre, die Anfahrtermine zu verschieben.

Betrieb	Apparat	beantragt t	genehmigt t
Synthese I,	5 Öfen 1200	48,0	0
" II,	5 " 800	17,8	10,7
Methanol	4 " 800	14,3	7,15
"	1 Regenerator 800	14,6	14,6
"	1 Auskleidung Messing	0,9	0,9
		95,6	33,35
Synthese I,	6 Öfen 1200	54,2	0
"	6 Regeneratoren 800	54,8	0
" II,	2 Öfen 800	7,1	0
	2 Regeneratoren 800	18,2	0
		134,3	0

Weitere Genehmigungen werden von einer Besprechung bei Herrn D.I. Hingst abhängig gemacht, bei welcher die Werkstätteningenieure Ob.Ing. Ruhrberg und D.I.Veil zugegen sein sollen und die am 11.3. in Berlin, Tiergartenstr.4a stattfinden soll. Dabei sollen alle Einzelheiten der Konstruktion durchgesprochen werden und die Sparmöglichkeiten erörtert werden, besonders durch Gewichtsverkleinerung oder durch Kupferumkleidung, Plattierung oder galvanische Verkupferung, zu welcher Herr D.I.Hingst ein Verfahren der Fa. Elmores, Sahladern a.d.Sieg empfahl.

Für Auschwitz wurde noch ein 800er Regenerator für Methanol genehmigt, als Anfahrtermin wurde Juli für Methanol, August-September für Butyl angegeben.

Verteiler:

Herrn Dir.Dr.Müller-Cunradi
" Dr. Gögge" Herrn Dr.Schierenbeck
" Dr. Sönksen
" Ob.Ing.Koch
" Dr. Rosinsky
" Dr. Dürr
" Dr. Wengler
" Ob.Ing.Ruhrberg
" D.I. Weber
" D.I. Gutzer
" Dr. Indest.

STICKSTOFF-ABTEILUNG
Ind/Op.37

Oppau, den 1. März 1943. C.

B e r i c h t über die Besprechung am 24.Februar 1943 in Merseburg.

Anwesend: Herr Dr. Hanisch
" Dr. Grimm
" Dr. Indest.

Für eine Jahresproduktion von 1 350 000 t Rohisobutylöl sind etwa 2000 jato Kontakt notwendig. Von Herrn Dr. Kranepuhl wurde in einer kürzlich stattgefundenen Besprechung eine Erweiterung der Kontaktfabriken Me und der Bau einer Kontaktfabrik in Az abgelehnt. Die Kapazität der Kontaktfabrik He beträgt 120 moto Butylkontakt für 9 mm Pillen. Wenn 5 mm Pillen hergestellt werden sollen, muß die Zahl der Pressen für He bei Höchstausnutzung der Pressen verdoppelt werden. Wenn diese Kapazität ausgefahren wird, dann reicht sie zusammen mit der von Me mit 40 - 45 moto gerade aus. Allerdings ist es dann unmöglich in He Methanolkontakt herzustellen, die Lieferung könnte Me mit übernehmen (Jahresmenge 180 - 200 jato für die gesamte Methanolproduktion). Als Anfahrtermin nannte ich für die Kontaktfabrik He Ende 1943.

Me will He bis zum 1.2.44 weiter beliefern mit insgesamt ungefähr 17 Füllungen = 272 t.

In Me sind Versuche im Gang, durch Mischen der trockenen Pulver und nachheriges Befeuchten, Trocknen und Formen der Masse den Kontakt unter Vermeidung der Gelbildung herzustellen. Die Kiloversuche sind für Methanolkontakt günstig verlaufen, für Butylkontakt noch nicht durchgeführt worden. Herr Dr. Grimm ist daran, eine Füllung für den 800er Ofen herzustellen, sobald ein Großversuch gemacht ist, soll uns Näheres berichtet werden. Die technische Durchführung des Verfahrens ist für größere Chargen noch nicht klar.

Indest

Ø an: Herrn Dr. Sönksen
" Dr. Rosinsky
" Dr. Heinze
" Dipl.Ing.Schröder
" Dr. Indest .

STICKSTOFF-ABTEILUNG
Ind/Op.37

2168 - 30/4.03

Oppau, den 1. März 1943. C.

B e r i c h t über die Besprechung am 19.2.43, 17^{00} Uhr in B e r l i n , Tiergartenstr. 4a.

Anwesend : Herr Dipl.Ing. Hingst
" " " Wenk
" " " Gutzer
" Dr. Indest .

Nachbestellung von Kupfermangan für Synthese I, II und Methanolanlage in He, Bestellung von Kupfermangan für Az.
Heydebreck Auschwitz

Die Erfahrungen der Großversuche des vergangenen Jahres haben gezeigt, daß es nicht möglich ist, in der Butyl- und Methanolsynthese im Ofen oder Regenerator ein nicht mit Kupfermangan verkleidetes N5 - Material zu verwenden. Bei den Großversuchen mit N5-Material ging ein 1200er Ofen in Op 633 an einer der aus N5 hergestellten Thermoschutzhülsen durch, ein 800er Ofen mit unverkleidetem Kontaktrohr aus N5 ging nach 16 Betriebstagen an allen Elementen durch, in He ging ein Regenerator aus N5 durch, wobei ein großer Brand entstand, der den Butyl- und Methanolbetrieb zum Stillstand brachte.

Mit V2A hat Leuna bei wiederholten Versuchen schlechte Erfahrungen gemacht, es traten zwar keine katalytischen Störungen ein, aber das V2A-Material war derart versprödet, daß es nicht mehr verwendet werden konnte.

V13F zeigte im Kleinversuch in Me (Brief an I.G.He, Herrn Dr.Rosinsky vom 3.2.42) schlechte Beständigkeit.

Die Versuche im Kleinen können nicht über die Verwendbarkeit eines Ersatzmaterials allein entscheiden, es ist immer notwendig Betriebsversuche zu machen. Diese können aber nicht mehr durchgeführt werden vor der Apparatebestellung für He und Az, da die Liefertermine zu lang sind und auch ein Versuch mindestens 3 Monate in Anspruch nimmt.

Es ist also nicht möglich, nach dem Wunsch des Herrn Dipl.Ing.Hingst ein Ausweichmaterial zu nehmen. V2A extra würde dazu auch ausscheiden, weil es innerhalb der Termine nicht geliefert werden kann.

Der Vorwurf des Herrn Dipl.Ing.Hingst, man hätte sich schon vor 3 Jahren intensiver mit der Ersatzfrage beschäftigen müssen, wurde abgewiesen. Sowohl in Oppau als in Leuna sind Versuche schon seit längerer Zeit gemacht worden. Jedoch haben die untersuchten Legierungen nicht zum Ziel geführt. V2A-Material ist schon seit langer Zeit in den notwendigen Mengen nicht lieferbar, deshalb haben sich die Versuche auf niedriger legierte Materialien erstreckt.

Auf unsere auf Betriebserfahrungen begründete Forderung, das Material dürfe nicht rosten, warf Herr Dipl.Ing.Hingst ein, das sei kaum zu erreichen, sogar V2A könne rosten. Wir schließen daraus, daß umso

-/-

größere Vorsicht allen Materialien gegenüber geboten ist, die Fe oder Ni enthalten, da immer die Gefahr besteht, daß durch die oxydative Korrosion am Regeneratoreingang oder durch Rosten während der Reparatu eine Abtragung erfolgt und das abgetragene Metall auf den Kontakt gelangen kann und zur Methanbildung, d.h. zum Durchgehen des Ofens führt. Herr Dipl.Ing. Hingst äußerte den Wunsch, über diese Fragen mit Herrn Dir.Dr.Giesen zu sprechen und es wurde beschlossen, die Besprechung am 24.2.43 in He fortzusetzen.

Verteiler:

Herrn Dir.Dr.Müller-Cunradi
" Dr. Göggel Herrn Dr.Schierenbeck
" Dr. Sönksen
" Ob.Ing.Koch
" Dr. Rosinsky
" Dr. Dürr
" Dr. Wengler
" Dipl.Ing.Gutzer
" " " Weber, He.
" Dr. Indest .

Zugehörige Zeichnungen | Zchg. Nr.

Destillation Op. 557

Kolonne I

Kolonne II

Kolonne III

Tankklager Op. 470

Die Zeichnung zeigt nur einen Teil dieser Anl.

von Op. 37

№ 1 u 2
2 × 1040 m³

№ 3 u 4
2 × 30 m³

№ 5
1 × 510 m³

№ 6
1 × 204 m³

№ 7
1 × 200 m³

№ 8
1 × 100 m³

№ 9
1 × 100 m³

№ 10
1 × 100 m³

№ 11
1 × 510 m³

nach Op. 225

nach Op. 37

nach Op. 225

nach Op. 225

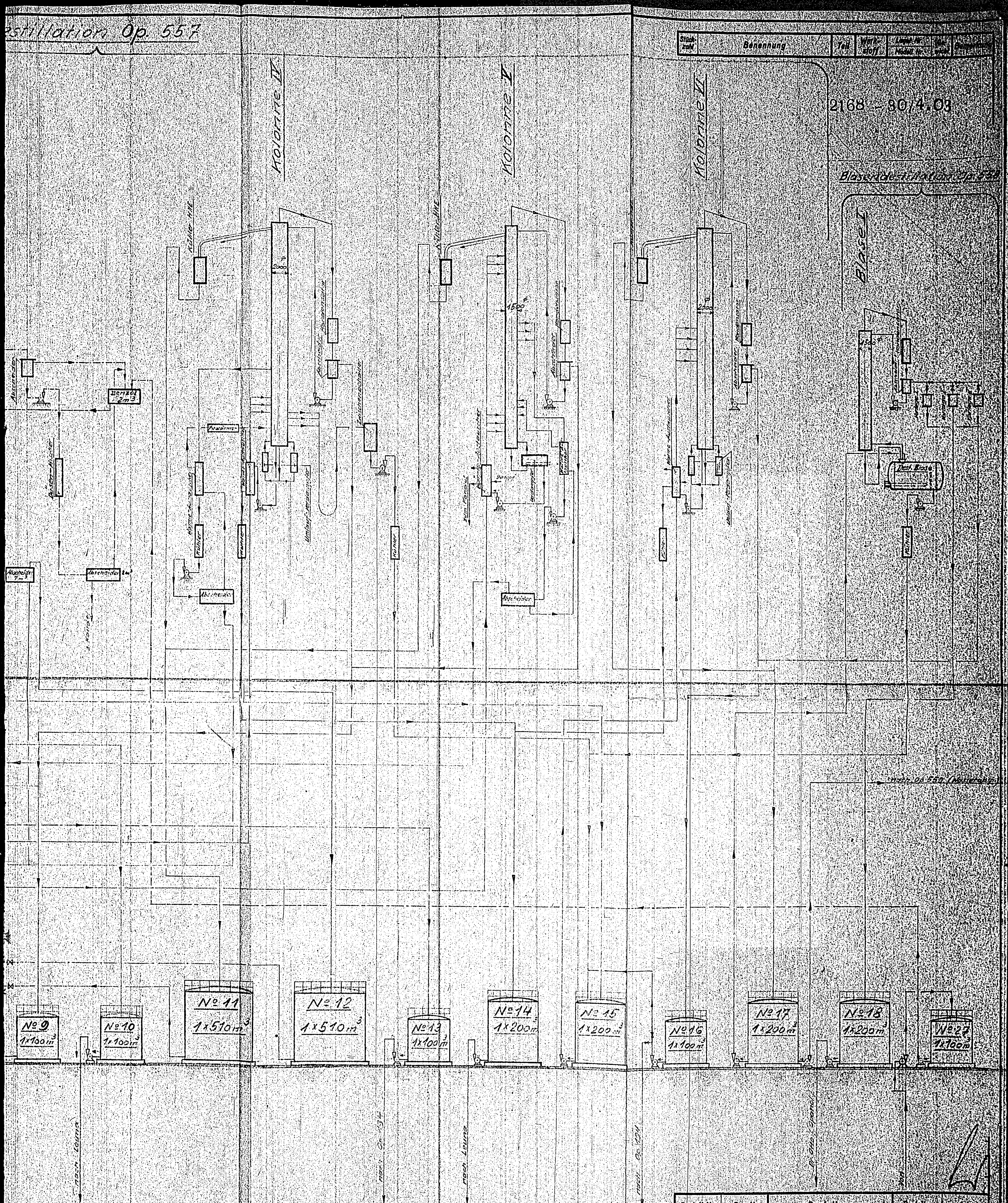
Zum Brief vom .....

an .....

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

I. G. FARBENINDUSTRIE AKTIENGESELLSCHAFT
LUDWIGSHAFEN a. Rh.

Aenderungen:



Stückzahl	Benennung	Teil	Werkstoff	Lager-Nr. Modell-Nr.	Gew.	Bemerkungen

Bestell Nr.	Bau Nr.	Bestellung	Besteller	Jahr
Paßsystem Einheitsbohrung		Betriebsdruck atü	Probedruck atü	

	Tag	Name
gezeichnet	2.2.38	[illegible]
geprüft		
normgepr.		

Maßstab: 1:250

I. G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft
Ludwigshafen am Rhein

N5258^b-2

Geändert		
a)	28. 3. 38	[illegible]
b)	6. 4. 38	[illegible]

Alle Rechte aus dem Urheberrechtsgesetz vom 19. 6. 1901 bleiben uns vorbehalten. Die Zeichnung ist sofort zurückzugeben. Sie darf weder vervielfältigt, zu Zwecken der Wettbewerber verwertet oder an dritte Personen mitgeteilt werden.

Zugehörige Zeichnungen	Zchg. Nr.

Kol. I
Stabilisierung

Kol. II
Methanol-Abtreibung

Kol. III
Propanol-Abtreibung
Diese Kolonne wird normalerweise auf zwei Etagen gefahren

Kol. IIa
Isobutyron - Abtb.

0.382
0.256
0.491 H_2O
0.428
0.459 m. Th. 5
0.459 m. Th. 9
0.459 m. Th. 10
0.459 m. Th. 2
0.459 m. Th. 1
0.459 m. Th. 3
0.459 m. Th. 4
0.459 m. Th. 6
0.459 m. Th. 7
0.459 m. Th. 8
0.459 m. Th. 11
0.459 m. Th. 12
0.459 m. Th. 13
0.459 m. Th. 14
0.459 m. Th. 15
0.459 m. Th. 16
0.459 m. Th. 17
0.459 m. Th. 18
0.459 m. Th. 19
0.459 m. Th. 20
0.459 m. Th. 21
0.459 m. Th. 22
0.459 m. Th. 23
0.459 m. Th. 24
0.459 m. Th. 25
0.459 m. Th. 26
0.459 m. Th. 27
0.459 m. Th. 28
0.459 m. Th. 29
0.459 m. Th. 30
0.459 m. Th. 31
0.459 m. Th. 32
0.459 m. Th. 33
0.459 m. Th. 34
0.459 m. Th. 35
0.459 m. Th. 36
0.459 m. Th. 37
0.459 m. Th. 38
0.459 m. Th. 39
0.459 m. Th. 40
0.459 m. Th. 41
0.459 m. Th. 42
0.459 m. Th. 43
0.459 m. Th. 44
0.459 m. Th. 45
0.459 m. Th. 46
0.459 m. Th. 47
0.459 m. Th. 48
0.459 m. Th. 49
0.459 m. Th. 50
0.459 m. Th. 51
0.459 m. Th. 52
0.459 m. Th. 53
0.459 m. Th. 54
0.459 m. Th. 55
0.459 m. Th. 56
0.459 m. Th. 57
0.459 m. Th. 58
0.459 m. Th. 59
0.459 m. Th. 60
0.459 m. Th. 61
0.459 m. Th. 62
0.459 m. Th. 63
0.459 m. Th. 64
0.459 m. Th. 65
0.459 m. Th. 66
0.459 m. Th. 67
0.459 m. Th. 68
0.459 m. Th. 69
0.459 m. Th. 70
0.459 m. Th. 71
0.459 m. Th. 72
0.459 m. Th. 73
0.459 m. Th. 74
0.459 m. Th. 75
0.459 m. Th. 76
0.459 m. Th. 77
0.459 m. Th. 78
0.459 m. Th. 79
0.459 m. Th. 80
0.459 m. Th. 81
0.459 m. Th. 82
0.459 m. Th. 83
0.459 m. Th. 84
0.459 m. Th. 85
0.459 m. Th. 86
0.459 m. Th. 87
0.459 m. Th. 88
0.459 m. Th. 89
0.459 m. Th. 90
0.459 m. Th. 91
0.459 m. Th. 92
0.459 m. Th. 93
0.459 m. Th. 94
0.459 m. Th. 95
0.459 m. Th. 96
0.459 m. Th. 97
0.459 m. Th. 98
0.459 m. Th. 99
0.459 m. Th. 100

Beim Anfahren d. Kol. I in 2 Etagen

Tk. 1 u. 2
Rohoel

Tk. 3 u. 4
Aether

Tk. 5
Methanol rein

Tk. 9
Slop I

Tk. 10
Isobutyron roh

Tk. 8
Olefine

Tk. 6
Wasserölhaltig

Tk. 7
Ölwasserhaltig

Tk. 12
Propyl-fraktion

Tk.
Pro
Ha

Gp. 205

Gp. 37

Gp. 225

Die dargestellten Raumanteile (m^3/h) sind bezogen auf den flüs

Aenderungen

Kol. III
Propanol-Abfeuerung
Dieses Verfahren wird ausschließlich auf zwei Tage gefahren.

Kol. IV
Oel-Entwässerung

Kol. V
Wasser-Entölung

Kol. VI
Isobutylol-Abfeuerung

Zum Brief vom .....
an .....

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

I. G. FARBENINDUSTRIE AKTIENGESELLSCHAFT
LUDWIGSHAFEN a. Rh.

Stück-zahl	Benennung	Teil	Werk-stoff	Lager Nr. Modell Nr.	Ge-wicht	Bemerkung

2168 - 80/4.03

Tk. 12 Propylen-fraktion
Tk. 13 Propanol 85%
Tk. 11 Propanol
Tk. 14 Rückstand
Tk. 15 Isobutylalkohol roh
Tk 27 Benzol
Tk. 17 Isobutylalkohol rein
Tk. 16 Slop II

Ge 194
n. Leuna
Zur Spaltung
Zur Blase
Ge 194

...d bezogen auf den flüssigen Aggregatzustand.

1cm = x m³/h

Bestell Nr.	Bau Nr.	Bestellung	Besteller	Jahr
Paßsystem Einheitsbohrung		Betriebsdruck ata	Probedruck ata	
	Tag	Name		
gezeichnet	11.3.41	Lasch		
geprüft				
normgepr.		Lai		
Maßstäbe: 1:1	I. G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft Ludwigshafen am Rhein		N 5519 - 2	

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.

Ersatz für
Ersetzt durch

Kol. I

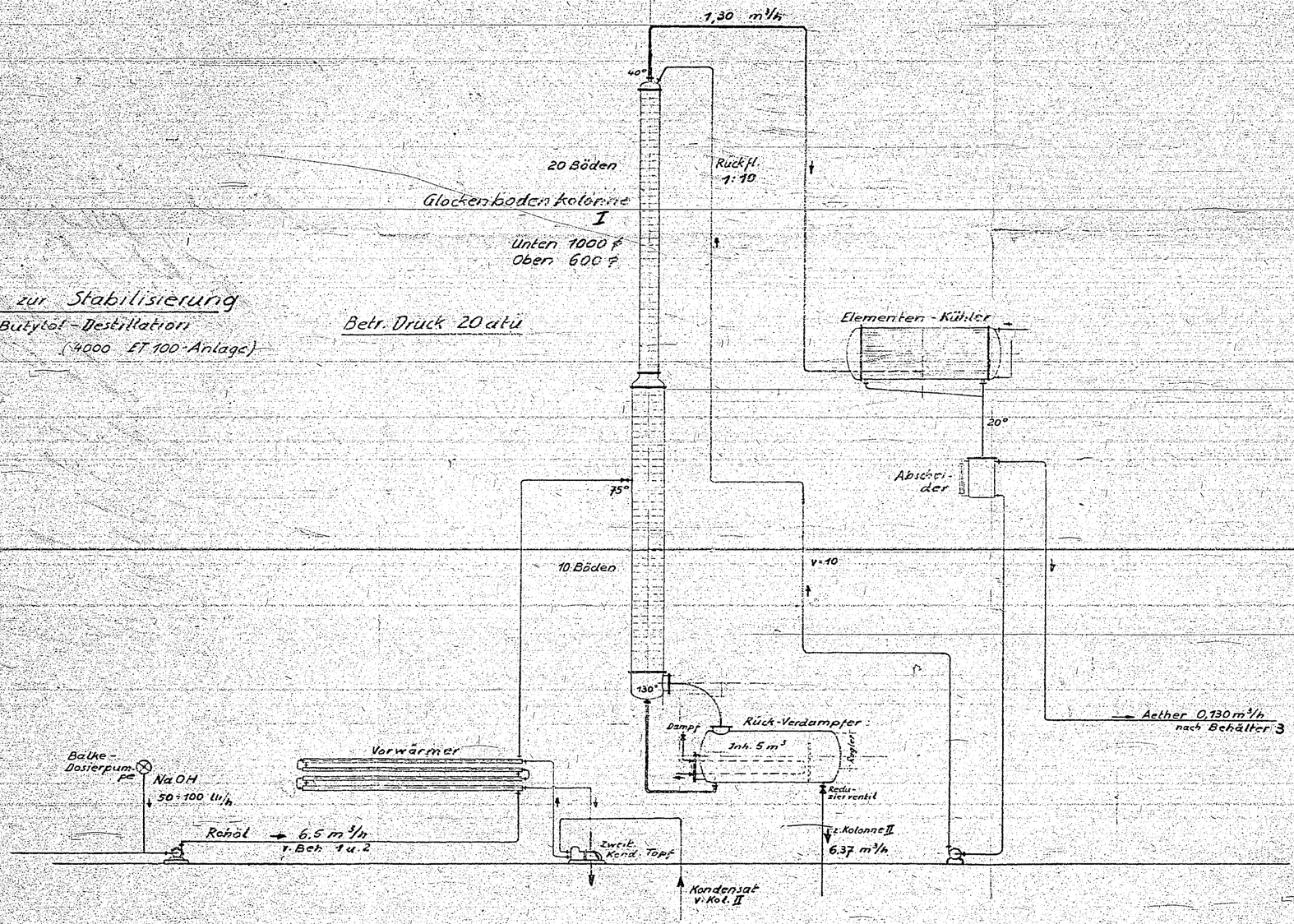
2168 - 30/4.03

Schema zur Stabilisierung

Butylol-Destillation

(4000 ET 100-Anlage)

Betr. Druck 20 atü



Kd 240
8.7.37 Braun

Kol. II

2168 - 30/4.03

Schema z. Methanol-Abtreibung

Butylol-Destillation

(4000 ET-100-Anlage)

8,58 m³/h

64°–65°

20°

66. Boden

61. Boden

56. Boden

52. Boden

Rückfl. 1:3

← 0,211 m³/h

Kolonne II
70 Böden

6 Kühler je 100 m²

20°

Kondensator

42 Boden

2900

37. Boden

32. Boden

Abscheider

10°

32°

Rückfl. 1:3

Entlüftung

27. Boden

Behälter Inh. 200 ltr

120°

Isobutyron-Kolonne
30 Böden

→ Isobutyron 0,292 m³/h

15 Boden

22. Boden

17. Boden

70–75°

10. Boden

84°

12. Boden

6. Boden

7. Boden

Kühler

0,4 to/h Dampf

140°

Umlaufverdampfer

20°

3,423 m³/h

Kühler

0,087 m³/h

Dampf

Flüssigk. Stand ca 1m

120°

Regler

Rohöl 6,37 m³/h

v. Kol. I Stabilisierung

92–96°

Umlauf-verdampfer

Rohmethanol n. Behälter 4 2,860 m³/h

20°

Vorwärmer

Ölwasserhaltig 1,88 m³/h

Absetzbehälter Inh. 7 m³

Inh. 1m³ Absetzbehälter

zur Anlage I

Zweik Kondens-topf

n. Behälter 6

1,54 m³/h Wasser ölhaltig γ = 0,975

n. Behälter 7

← Rückstand 3,423 m³/h

Isobutyron 0,04 m³/h

0,047 m³/h Öl-wasserhaltig

n. Behälter 6

n. Behälter 5

Kd 241

7.7.57

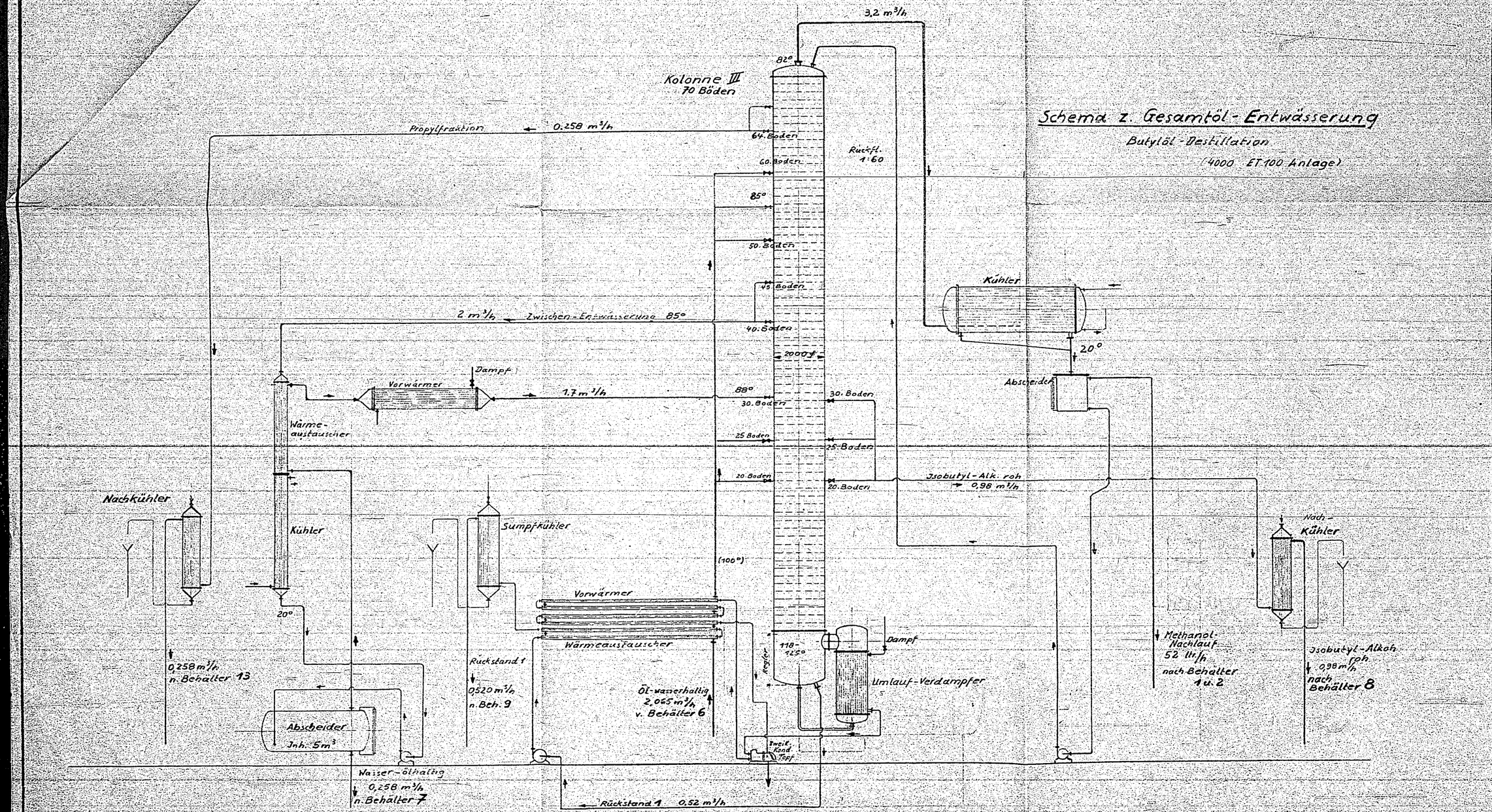
Kol. III

2168 - 30/4.03

Schema z. Gesamtöl-Entwässerung

Butyröl-Destillation

(4000 ET 100 Anlage)



Kd 242

8.7.57 Grammer

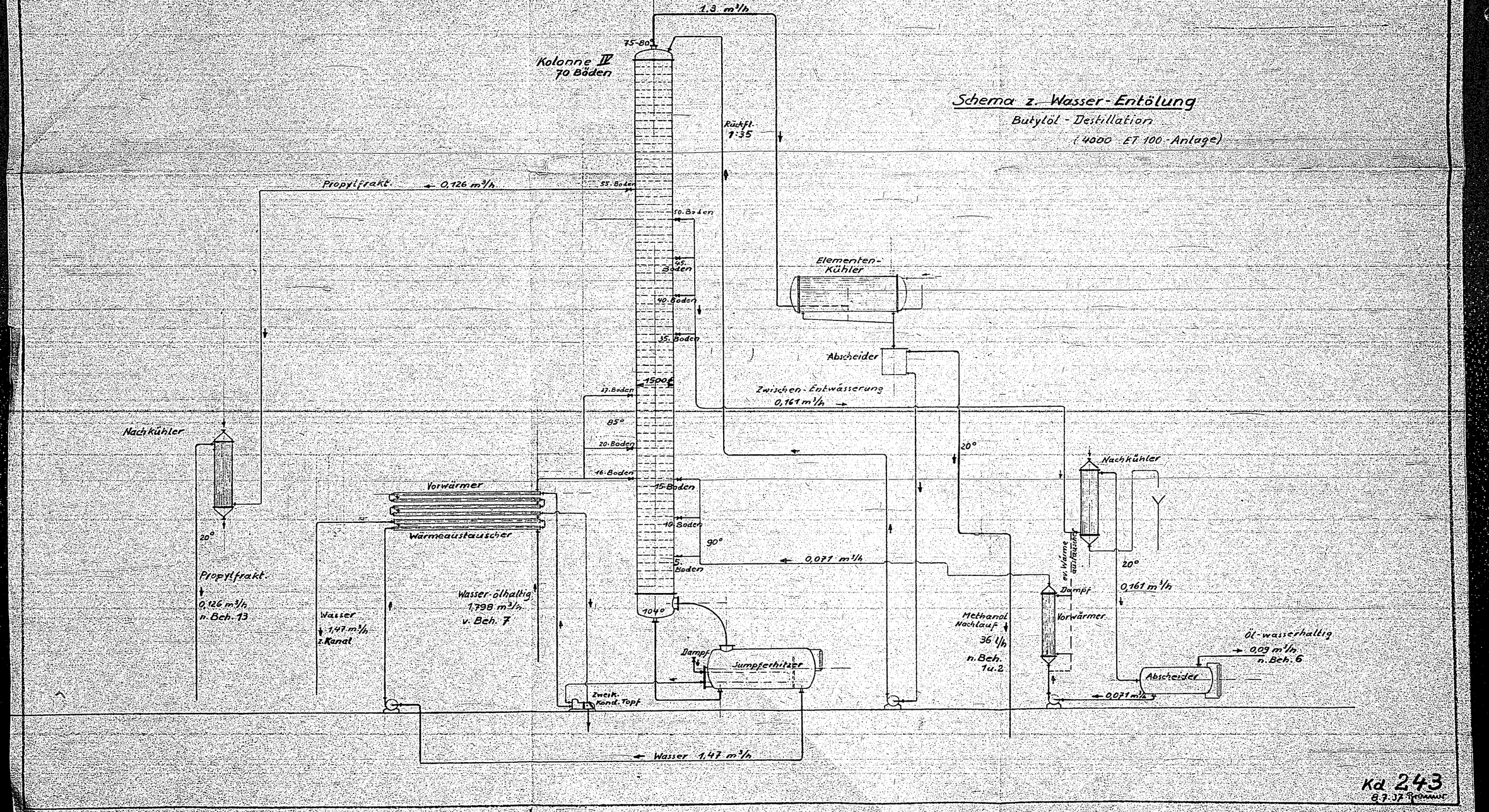
Kol. IV

2168 - 30/4.03

Schema z. Wasser-Entölung

Butylöl - Destillation

(4000 ET 100-Anlage)



Kd 243

8.7.37 Rommler

Kol V

2168 - 30/4.03

Schema z. Isobutyl-Abtreibung

Butylöl-Destillation

(4000 FT100-Anlage)

Kolonne V
70 Böden

0,5 m³/h

95-105°

Rückfl. 1:10

Dampf Heizung

Isobutylöl rein ← 2,75 m³/h

1500

Elementen-Kühler

Abscheider

20°

Rückfluß 1:3

30. Boden

120-135°

20. Boden

Elementen-Kühler

Abscheider

Sumpfkühler

Vorwärmer

Wärmeaustauscher

Amylalkohol unrein
0,097 m³/h →

Nachkühler

Isobutylöl-roh
1,202 m³/h
v. Beh. 8

Isobutylöl rein
0,914 m³/h
n. Beh. 10

Rückstand 2
0,143 m³/h
n. Beh. 9

155°

Dampf

Sumpferhitzer

Zweik. Kond. Topf

Vorlauf
0,048 m³/h
n. Beh. 6

Amylalkohol unrein
0,097 m³/h
n. Beh. 11

Sumpf Rückstand 2 ← 0,143 m³/h

Kd 244
8.7.37 Brauner

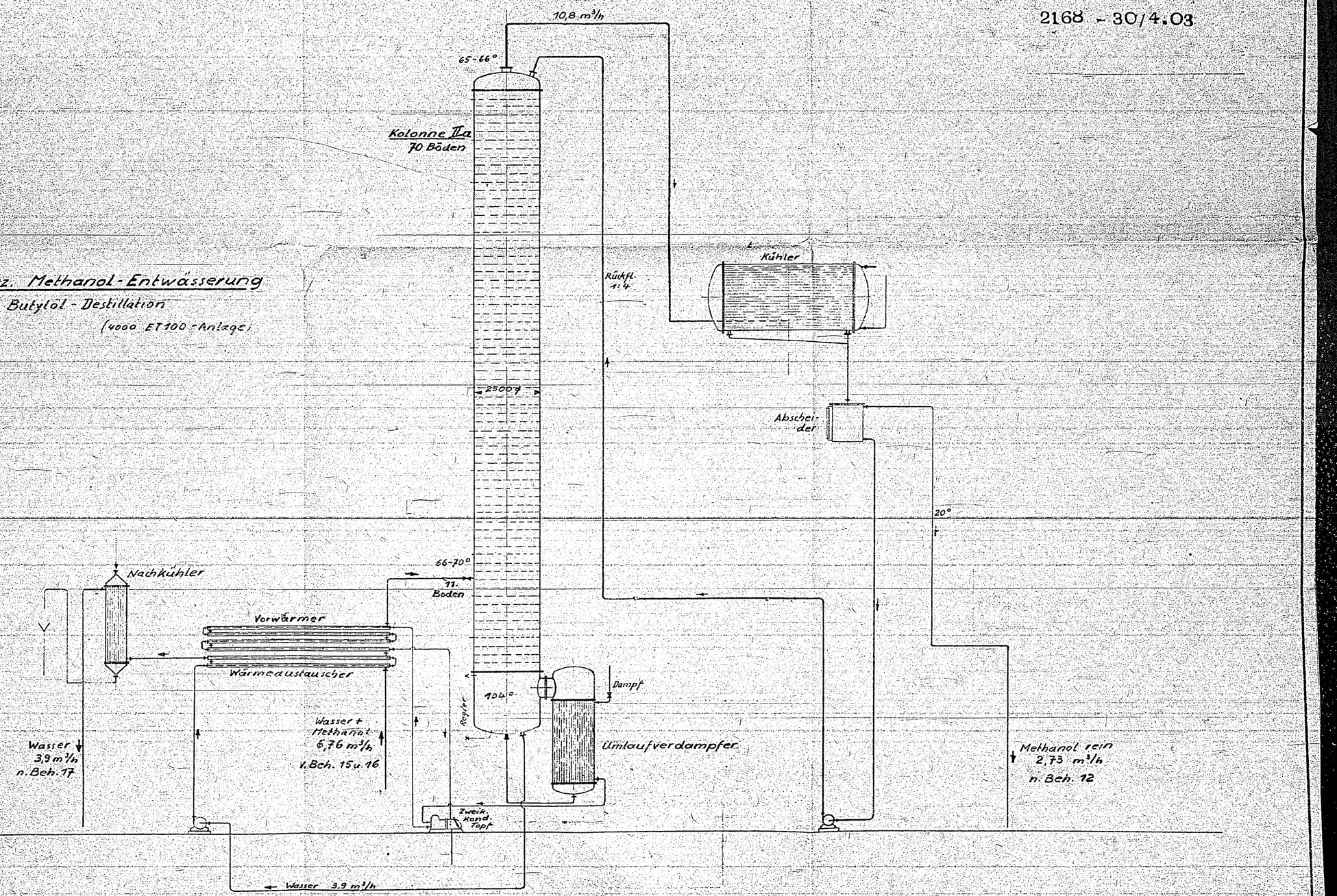
Kol. IIa

2168 - 30/4.03

Schema z. Methanol-Entwässerung

Butylol-Destillation

(4000 ET 100-Anlage)



Kd 245

8.7.37 Pramm

Zugehörige Zeichnungen	Zchg. Nr.

Spaltung Op 559

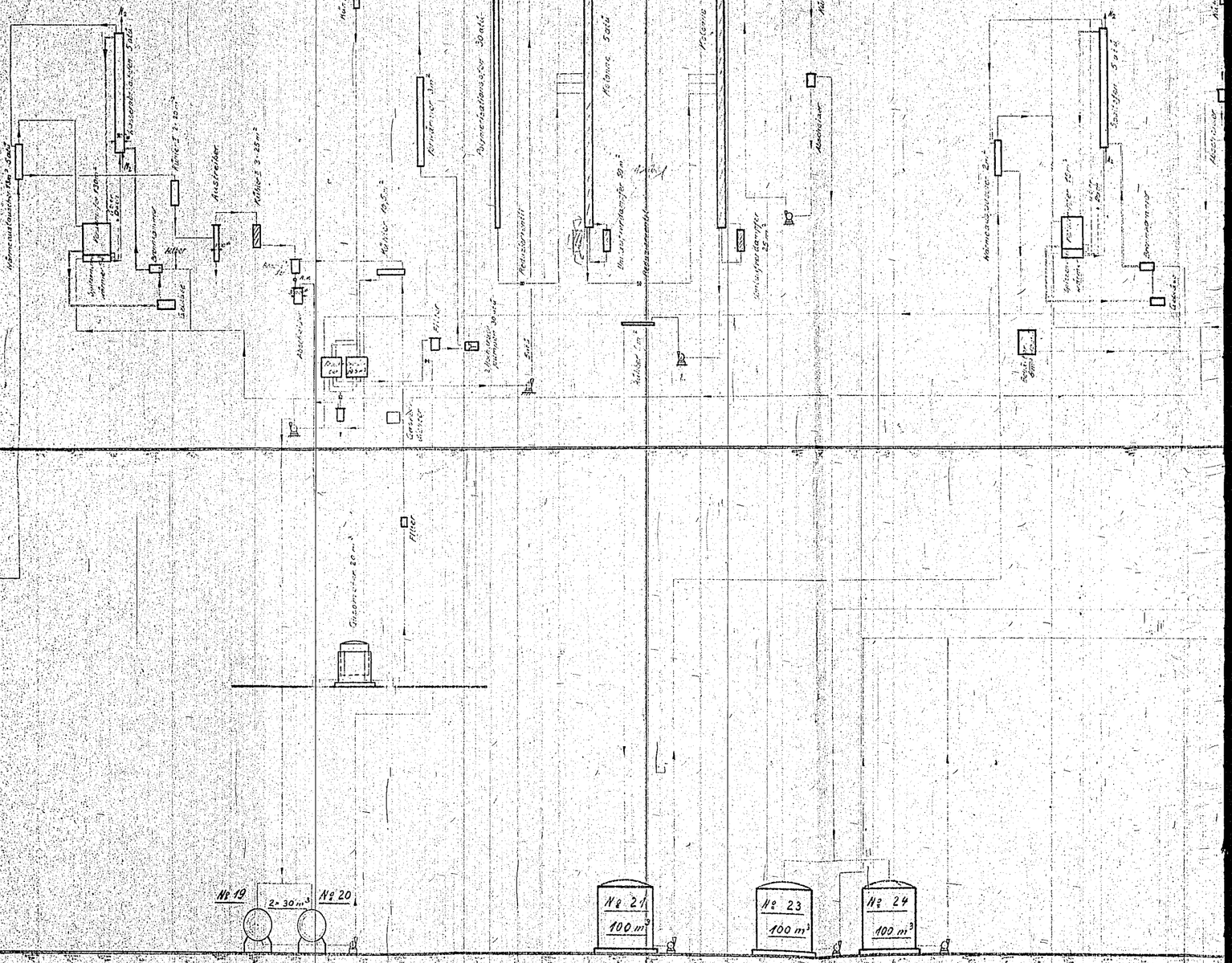
Wasserabspaltung

Polymerisator

Pol-Kolonne 1

Poly-Kolonne 2

Tri-Spaltung



Änderungen:

Stückzahl	Benennung	Teil	Werkstoff	Lagr. Nr. / Modell Nr.	Gewicht	Bemerkung

Hydrierung Op 560

2168 - 30/4.03

Tri-Kolonne I

Tri-Kolonne II

Tri-Spaltung

Op 295.

Abfüllstation

№ 22
100 m³

№ 25
500 m³

№ 26
500 m³

24
0 m³

Geändert

Index	Datum	Name
a.)	14. 2. 39	Zeuler

Bestell Nr.	Bau Nr.	Bestellung	Besteller	Jahr
Paßsystem Einheitsbohrung		Betriebsdruck atü	Probedruck atü	

	Tag	Name
gezeichnet	18. 2. 38	Kaiser
geprüft		
normgepr.		Mü.

Maßstäbe: 1:250

I. G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft
Ludwigshafen am Rhein

N5320-2

Alle Rechte gem. 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). Kopie nach DIN 94.

Ersatz für

Ersetzt durch

Zugehörige Zeichnungen	Zchg. Nr.

Op 556

Op 559

Blasendestillation

Wasserabspaltung

Polymerisation

Poly-Kol. I

Poly-Kol. II

Tri-Spaltung

Masse: 1:50 1cm = 100 Kg

30 m³

3 m³/12 h

2,25 m³/h

27 m³/12 h

735 kg/h n. Tk. 12

185 kg/h Kond.-Kanal

530 kg/h Mono-B.

Masse + Di + Tri

Tri-B

559 kg/h Mono-B.

420 kg/h Di-B.

130 kg/h Tri-B.

120 kg/h Tri-B. i. P. 21

v. Op 559 Kol. II

Tk. 17 Isobutylalkohol roh

Tk. 18 Isobutylalkohol reinst

Tk. 15 Isobutylalkohol roh

6 m³ Druckbehälter i. Betr. Tk. 19 u. 20 Isobuten

Tk. 23 Di-Isobutylen

Tk. 24

Tk. 21 Tri-Isobutylen

Op 559 Kol. II

Die dargestellten Raum- u. Gewichtsanteile sind bezogen au

Aenderungen

559

Stück-zahl	Benennung	Teil	Werk-stoff	Lager Nr. / Modell Nr.	Ge-wicht	Bemerkung

Op 560

2168 - 30/4.03

Zum Brief vom .....

an .....

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

I. G. FARBENINDUSTRIE AKTIENGESELLSCHAFT
LUDWIGSHAFEN a. Rh.

Poly-Kol I

Tri-Spaltung

Tri-Kol I

Tri-Kol II

Hydrierung

Mono-Di-Tri

H_2 + Tarrol

Tk. 23 Di-Isobutylen

Tk. 24

Tk. 21 Tri-Isobutylen

Tk. 22 Tri-Isobutylen-Rückstand

Tk. 25 Tarrol

Tk. 26 Tarrol

Agglutination

Agglutination

...samteile sind bezogen auf den flüssigen Aggregatzustand

Bestell Nr.	Bau Nr.	Bestellung	Besteller	Jahr
Paßsystem, Einheitsbohrung		Betriebsdruck ... atü	Probedruck ... atü	

	Tag	Name
gezeichnet		
geprüft		
normgepr.		

Maßstäbe: 1:10

I. G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft
Ludwigshafen am Rhein

N5533 - 2

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.

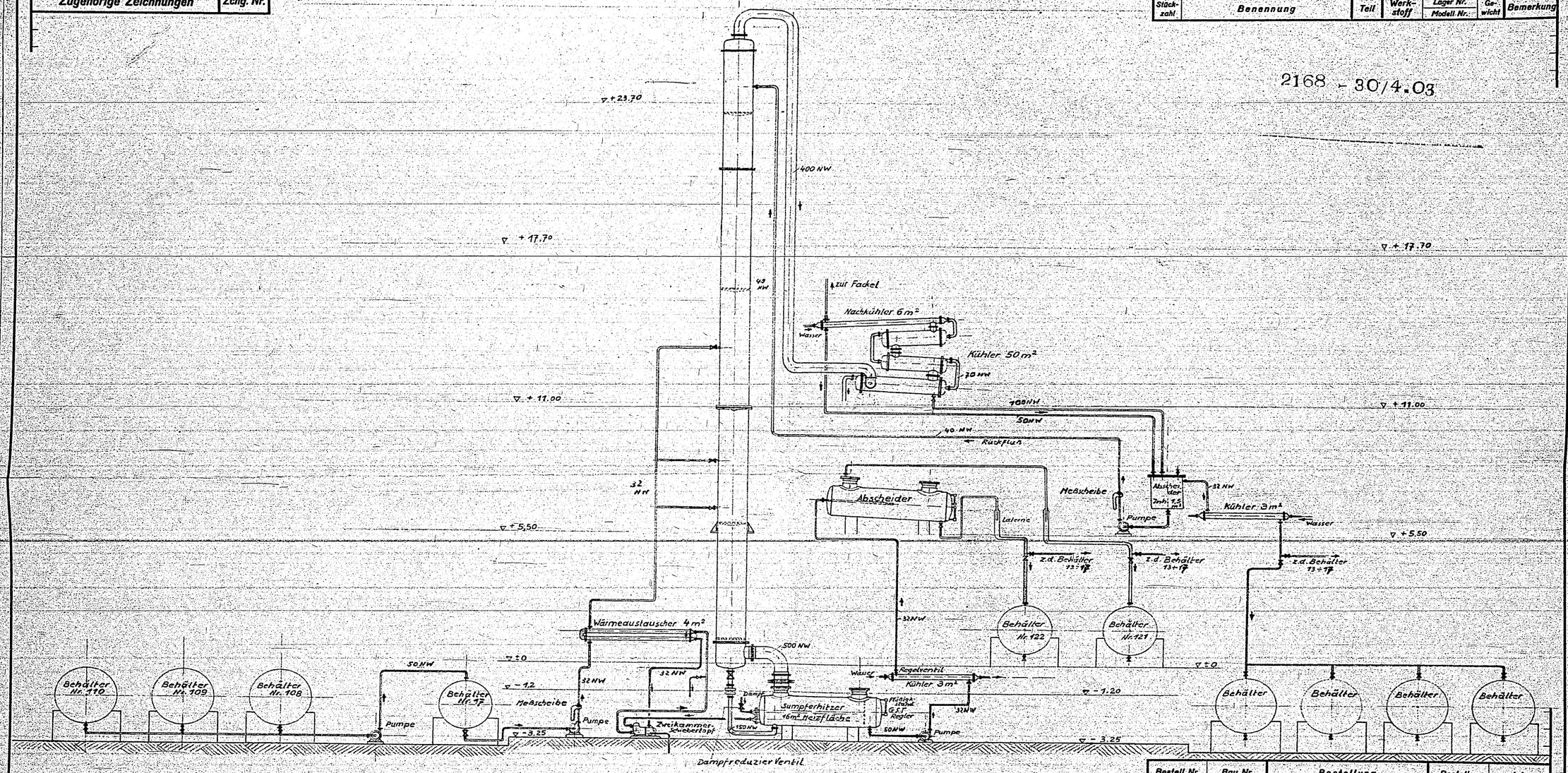
Ersatz für

Ersetzt durch

Zugehörige Zeichnungen	Zchg. Nr.

Stück-zahl	Benennung	Teil	Werk-stoff	Lager Nr. Modell Nr.	Ge-wicht	Bemerkung

2168 - 30/4.03



Bestell Nr.	Bau Nr.	Bestellung	Besteller	Jahr

Paßsystem Einheitsbohrung	Betriebsdruck ⁄ atü	Probedruck ⁄ atü

	Tag	Name
gezeichnet	19.7.32	
geprüft		
normgepr.		

Maßstäbe: 1:100

I. G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft
Ludwigshafen am Rhein

N3579 -4

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.

Ersatz für

Ersetzt durch

Aenderungen:

Kd 211

Bau Nr. Op 195a Betrieb: Butyl-Destillation Gegenstand: Schema z. Methanol-Abtreibung

2168 - 30/4.03

Zugehörige Zeichnungen

Zchg. Nr.:

+88 l/h aus Kol. III u. IV

1 Rohöl 500 m³

2 Rohöl 500 m³

156 m³/Tag

6,5 m³/h

Aether 0,130 m³/h

3 Druck. 25 m³ 3,120 m³/Tag

Stabilisierung Kol. I

6,37 m³/h

0,211 m³/h

4 68,64 m³/Tag 500 m³

Rohmethanol 2,860 m³/h

Methanol-Abtreibung Kol. II

Isobutyron 0,292 m³/h

Rückstand 3,423 m³/h

6 45,1 m³/Tag 2,16 " 1,15 " 1,13 " 200 m³

Öl-wasserhaltig 1,88 m³/h

Abscheider

0,087 m³/h

Abscheider

0,04 m³/h

Op 194

5 100 m³ 0,96 m³/Tag

0,047 m³/h

7 43,2 m³/Tag 200 m³

Wasser-ölhaltig 1,54 m³/h

Methanol-Nachlauf 52 l/h z. Rohöl

Öl-wasserhaltig 2,065 m³/h

Zwischen-Entwässerung 0,258 m³/h

Öl-Entwässerung Kol. III

Propylfraktion 0,258 m³/h

8 23,3 m³/Tag 200 m³

Isobutyl-Alk. roh 0,98 m³/h (1,5 m³/h)

n. Op 194

9 12,5 m³/Tag 3,4 " 100 m³

Rückstand 1 über 137° 0,520 m³/h

(0,520 m³/h)

13 9,21 m³/Tag 100 m³ Op 194

0,09 m³/h

1,798 m³/h

Methanolnachlauf 36 l/h z. Rohöl

Zwischen-Entwässerg 0,767 m³/h

Wasser-Entölung Kol. IV

Propylfr. 0,126 m³/h

Abscheider

0,077 m³/h

1,47 m³/h z. Kanal

Isobutylöl roh 1,202 m³/h + (0,650 m³/h)

Vorlauf 0,048 m³/h

10

(0,520 m³/h)

Rückstand 1 über 137° 0,520 m³/h

3,4 m³ 100 m³

13 9,27 m³/Tag 100 m³ Op 194

1,798 m³/h

0,09 m³/h

Methanolnachlauf z. Rohöl 36 l/h

Zwischen-Entwässerg 0,161 m³/h

Wasser-Entölung Kol. IV

Abscheider

0,071 m³/h

Propylfr. 0,126 m³/h

1,47 m³/h z. Kanal

Isobutylöl roh 1,202 m³/h + (0,650 m³/h)

Vorlauf 0,048 m³/h

Isobutyl-Abtreibung Kol. V

Isobutylöl rein 0,914 m³/h Hauptfraktion 102°-103°

Amylalkohol unrein 0,097 m³/h 110°-140°

Sumpf Rückstand 2 135-140° 0,143 m³/h

10 22,0 m³/Tag 200 m³

11 100 m³ n. Op 194 2,33 m³/Tag

Methanol 2,86 m³/h

Mischer

Kühler

Zentrifuge

gelbes Öl 0,130 m³/h

14 3,12 m³/Tag 100 m³

Wasser 3,9 m³/h

Wasser + Methanol 6,76 m³/h

15 50 m³

16 50 m³

162 m³/Tag

Wasser + Methanol 6,76 m³/h

Methanol rein 2,73 m³/h

12 65,5 m³/Tag 500 m³

17 Wasser-behälter 50 m³

Methanol-Entwässerung Kol. IIa

Wasser 3,9 m³/h

Stück-zahl	Benennung	Teil	Werk-stoff	Mod. Nr. Ges. Nr.	Lager-Nr.	Bemerkung

Kom. Nr.	Bau Nr.	Bestellung			Besteller	Jahr
Maßstab:		Betriebsdruck — at	Probedruck — at		Kd 236	
Datum	3. IV. 37					
gepaust						
gezeichnet						
nachgepr.						

I. G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft
Ludwigshafen a. Rhein

Alle Rechte an der Unterlage sind gemäß § 1 des Gesetzes vom 19. Juni 1901 (RGBl. S. 227) sowie unserem Urheberrecht vorbehalten. Sie darf weder vervielfältigt noch Dritten mitgeteilt oder an solche Personen ausgehändigt werden, denen nicht schon nach § 18 Abs. 2 des Gesetzes vom 1. 6. 1909 (RGBl. S. 449) ein Recht zusteht.

Ersatz für:

Ersetzt durch:

4138 - 30/4.03

Isobutylöl-Destillation

Erzeugung von 4000 jato ET 100

Besprechung in Leuna vom 18.5.36 und 2.6.37.

	Vol.%	cbm/Std.	cbm/Tag	Mol. Gew.	d/15° C	Siedekurve	Verd. Wärme	spez. Wärme	Bemerkg.
Rohöl	-	6,5	156,0	-	0,854-0,866	0 - 250°	-	-	
Fixe Gase	2	0,130	3,120	-	-	-	-	-	
a) CH_3-O-CH_3				46	0,480	- 24,9	-	-	
b) CH_3 . CHOO				60	0,975	+ 31,8	-	-	
Isomethgnol	42	2,730	65,52	32	0,797-0,800	66 - 67°	262	0,6	
Isobutyron, roh	4,5	0,292	7,00	-	0,821	100 - 200°	-	-	
" rein	0,3	0,019	0,456	-	0,805	126 - 128°	-	-	
gelbes Öl	2	0,130	3,120		0,785	50 - 200°	65	0,5	
Propylalkohol	1,5	0,098	2,35	60	0,8035	96,5 - 97,5°	163	0,579	
Isobutylalkohol	16,0	1,040	24,90	74	0,8066	106,2 - 108,2°	138	0,689	
Amylalkohol, roh	-	-	-	-	0,816	110 - 140°	-	-	
" rein	1,5	0,097	2,35	88	0,827	126 - 131°	120	0,693	
Zwischenfraktion	1,0	0,065	1,56	-	0,830	140 - 143°	-	-	
Hexylalkohol	2,0	0,130	3,12	102	0,832	143 - 149°	-	-	
Zwischenfraktion	1,0	0,065	1,56	-	0,8325	149 - 156°	-	-	
Heptylalkohol	2,0	0,130	3,12	116	0,834	157 - 163°	-	-	
Frakt. 164° - 220°	3,0	0,195	4,68	-	0,860	164 - 220°	-	-	
Rückstd. üb. 220°	1,0	0,065	1,56	-	0,870	220 - 300°	-	-	
Wasser	24,5	1,590	38,160	-	1,000	-	-	-	

Destillation	Durchsatz cbm/h	Vol.%	Temp. Kol. Eing.	Temp. Kol. Überg.	Temp. Kol. Sumpf	Rückfluß cbm/h	Rückfluß Verh.	Eing. Öl Boden	Entnahme Boden	d/15°C	Tank	Kol.Ø	Zahl der Böden
Rohöl	6,5	-								0,854/0,866	1,2	-	-
1) Stabilisierung a) Äther	0,130	2	120				1:2,4		K	-	3	1000 600	
2) Methanol-Abtreibg.	6,37		70/75	64/65	92/96	8,58	1:3	7-30	-	0,854/0,866	-	2900	70
a) CH_3OH unrein	2,860	44							K.	0,797/0,800	4	-	-
b) Isobutyron, unrein	0,292	4,5						52-66	27-42	0,821	5	-	-
c) Rückstand	3,423	51,5							S.	-	-	-	-
2a) Isobutyron-Kol.	0,292	4,5						6-15				1200	30
a) Kopfprodukt	0,211	3,25		64/65					K.	0,800	-		zk.zur Kol.2
b) Rückstand	0,087	1,25	-	-	-	-	-	-	S.	-	-	-	Absch.+ Blase
2b) Abscheider	3,423												
obere Schicht	1,880	55	-	-	-	-	-	-	-	0,8[illegible]	6	-	-
untere Schicht	1,540	45	-	-	-	-	-	-	-	0,975	7	-	-
3) Öl-Entwässerung	2,065		65	88	118/125	3,2	1:60	50-60	-	0,840		2000	70
a) Methanolnachlauf	0,052	2,5			T:70°				K	0,830	1,2		
b) Propylfraktion	0,258	12,5							64-67	0,865	13		
c) Zw.Entwässerung	0,258	12,5						30	40-45 T:88°	0,975	7		
d) Isobutylalk., roh	0,980	47,5							25	0,804	8		
e) Rückstd. üb. 137°	0,520	25,0							S	0,815	9		

Destillation	Durchsatz cbm/h	Vol.%	Temp. Kol. Eing.	Temp. Kol. Überg.	Temp. Kol. Sumpf	Rückfluß cbm/h	Rückfluß Verh.	Eing. Öl Boden	Entnahme Boden	d/15°C	Tank	Kol.Ø	Zahl der Böden
IV. Wasserentölung	1,798		85	75/80	104	2,8	1:35	16-27		0,975	7	1500	70
1) Methanolnachlauf	0,036	2							K		1,2		
2) Propylfraktion	0,126	7							55		13		
3) Zw.Entwässerung	0,161	9						5-15	25-50		6		
4) Wasser	1,470	82							S	1,000	Kanal		
V. Isobutylölabtreibg.	1,202		120/135	95/105	155	2,0	1:40	20-30				1500	70
1) wasserhalt. Isobutylöl	0,048	4							K		6		
2) Isobutylöl, rein	0,914	76							50-60		10		
3) Amylalkohol, roh	0,097	8							16-20	0,816	11		
4) Rückstd.2 üb.140°	0,143	12							S		9		
IIa. Methanolentwässerung	6,76		66/70	65/66	104	10,8	1:4	11		0,946		2500	70
1) Methanol, rein	2,730	40							K	0,792	12		
2) Wasser	3,900	60							S	1,000	Kanal		

ALLGEMEINES:

1) Lagerbehälter

Nicht heizbar, seitliche Standmessung. Im Sommer berieseln mit Wasser.

2) Pumpen

Zentrifugalpumpen (dichte Stopfbüchse!)

3) Materialfragen

Der untere Teil der Methanolabtreibkolonne erleidet Korrosionen durch die im Roh-isobutylöl vorhandene Isobuttersäure, Ameisensäure, sowie Hexylsäuren. Die Ausführung der Apparateteile in Guß schützt nicht gegen Korrosionen durch Ameisensäure. Die Umlaufverdampfer unterliegen besonders stark der Korrosion durch Isobuttersäure. Ausführung in V2A oder V4A. Es erscheint daher für das Oppauer Projekt zweckmässig, die Einzelteile aus starkwandigem Eisen auszuführen. Die Glocken sind nicht mit Zacken, sondern Schlitzen zu versehen.

4) Zusatz von Alkali zum Rohisobutylöl.

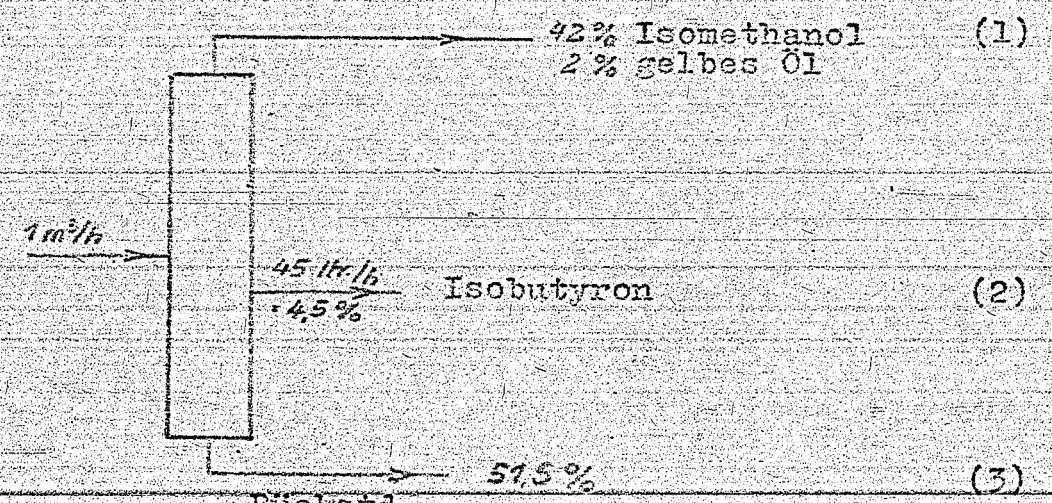
Gegen die Korrosionsgefahr hat sich in Leuna am besten ein Zusatz von 10%iger NaOH erwiesen. Zu 3 cbm Rohöl werden 25 Liter 10%ige NaOH gegeben. P_H 5 - 6. Das Rohöl soll vor der Destillation schwach alkalisch sein.

1) Stabilisierung.

Das Rohöl enthält in einer Menge von 2% fixe Gase, die aus Methyläther und Methylformiat bestehen. Die Stabilisierung erfolgt in einer mit Raschigringen gefüllten Kolonne bei 12 - 15 atm. Die fixen Gase sind mercaptanhaltig. Der S-Gehalt ist auf das H_2S-haltige Rohgas zurückzuführen. Das Kopfprodukt geht in Leuna über einen Kontakt und ergibt ein sehr reines CH_3OH. Für Oppau kommt die Aufstellung eines Druckbehälters und Verbrennung in einem der Röhrenöfen Op 205 in Frage.

Leuna: Kolonne 400 mm Ø, Rückfluss 1 : 2,4 , 12-15 atm. Betr.Druck.

II) Methanolabtreibung.



1) Isomethanol

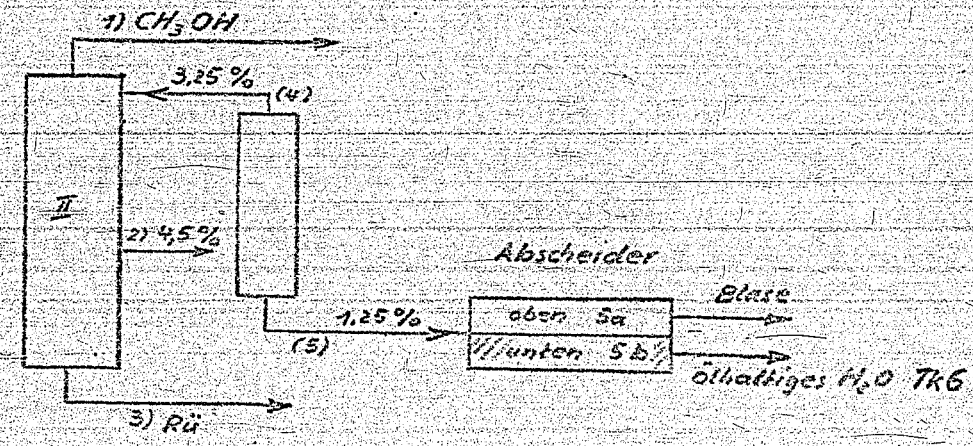
Farbe:	gelb
$d/15°$:	0,797-0,800
$KMnO_4$-Test:	schlecht
Erstarrungspunkt:	-52° C
Bromzahl:	100 - 250
Siedekurve:	66° - 67°

Gelbes Öl

Bei Verdünnung mit fünffacher Menge Wasser Ausscheidung eines gelben Öles. Siedebereich 50 - 200° C. Bromzahl 10 000. D/15°C = 0,785. C 81,4 %, H 13,54 %, Verseifungszahl 6,93 ; Esterzahl 6,59 . Verdampfungstest 0,2000 g/1000 ccm.

(2) Isobutyron.

Die Entnahme von Isobutyron als Seitenströmer muss vorgesehen werden, da sonst das Kopfprodukt sowie der Rückstand der Kolonne ketonhaltig sind. Das Seitenströmerprodukt sind 4,5 % vom Rohöl. Siedekurve 100 - 200° C. D/15°C = 0,821.



(3) d/15°C : 0,840. Siedekurve: 80° - 250° C.
(4) d/15°C : 0,800. Siedekurve: 66° - 77° zur Hauptkol. zurück.

5a. Abscheider obere Schicht

besteht aus CH_3OH, C_2, C_3 und C_4. Das Produkt wird in einer Blase bis 80° E.Punkt abdestilliert. Darauf erfolgt Zusatz von Benzol zwecks Entwässerung (ca. 20%). Hierauf Fraktionierung auf reines Isobutyron. d/15° C = 0,805. Siedekurve 126 - 128° C.

5b. Abscheider untere Schicht

besteht aus Wasser, C_1 , C_2 (vorwiegend) und wenig C_3 . Das Produkt geht zum ölhaltigen Wasser zurück.
d/15° C = 0,880. Siedekurve 66 - 86° C.

A N L A G E

Kolonne	1	2
Durchmesser	1500 mm	3000 mm
Bodenzahl	50, besser 65	65
Abstand der Böden	250 mm	250 mm

Differenzdruck Rückstands-Sumpf - Kolonne oben 250 mm Hg.

Betriebsweise	1	2
Durchsatz	2,8 cbm/Std.	7 cbm/Std.
Temp. Eing.Kol.	70-75°C (4 Einspritzg.zwischen 10.u.25.Boden)	
" Übergg.Kol.	64-65°C	
" Sumpf Kol.	92-96°C	
" 40.Boden	67,5°C (Abgen.Produkt d/15°C = 0,805)	
" 25.Boden	73,0°C	
Kühlwasser	45,0°C	
Dampf	1,3 to/Std.	4,0 to/Std.
Rückfluss	1 : 3	9,0 cbm/Std.
Abnahme Isobutyron:	20. Boden	

Abscheider

Der Rückstand aus Kolonne II muss auf 20° C abgekühlt sein, dann erfolgt Trennung in 60 % Öl als obere Schicht und in 40 % Wasser als untere Schicht.

Inhalt des Abscheiders: 5 cbm (Standgläser).

obere Schicht:

d/15°C = 0,840. Siedekurve 80 - 250° C. Öl wasserhaltig.

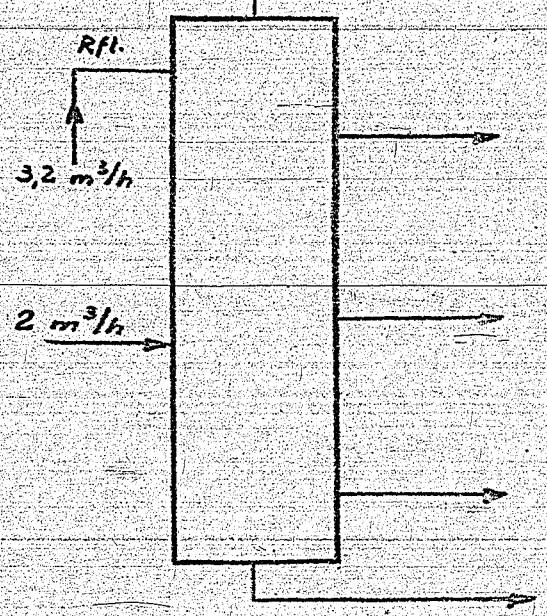
untere Schicht:

d/15°C = 0,975. 15 % C_2 , C_3 , C_4 und 85 % Wasser.

III. Gesamtölentwässerung.

Rohprodukt d/15°C = 0,840.

Leuna:



(1) Methanolnachlauf 50 l/Std. = 2,5 %

(2) Propylfraktion 250 l/Std. = 12,5 %

(3) Wasser ölhaltig (Zwischenentwässerung) 250 l/Std. = 12,5 %

(4) Isobutylalkohol roh (80%ig) 103 - 115°C, 1,45 cbm/Std. = 72,5 %

(5) Sumpf Rückstd. 1 (115 - 250° C)

1) Methylnachlauf

besteht aus C_1 und C_3. d/15°C = 0,830. Geht zum Rohöl zurück. Siedekurve 59 - 88° C.

2) Propylfraktion

d/15°C = 0,865. Enthält viel C_1 ; wenig C_2 , aber viel C_3 und C_4. Das Produkt geht in einen Behälter zusammen mit der Propylfraktion aus der Entölung des Wassers. Zuerst wird C_1 und C_2 (66 - 80° C) herausfraktioniert. Dann Zusatz von Benzol (zu 2 cbm Fraktion üb. 80°C 20 Vol.% Benzol). Hierauf fraktionieren in

1) Propylalkohol 95 - 100° C, d/15° = 0,8035
2) Zwischenfraktion 100 - 104° C, d/15° = 0,803
3) Rückstd. über 104° C geht zum Isobutylöltank zurück.

Anmerkung

Ein Gemisch von Isobutylalkohol und Amylalkohol wird Intrasolvan genannt und fällt evtl. bei dieser Blasendestillation an.

3)
Das Produkt geht zum Tank wasserhaltig. Probeentnahme durch Abzapfen am 35. Boden. Beim Abkühlen auf 20° C muss sich das Produkt in 2 Schichten trennen. Dabei muss die untere Schicht (Wasser) mindestens 20% betragen. Im anderen Falle muss die Abzapfstelle anders gewählt werden oder der Rückfluss anders einreguliert werden unter gleichzeitiger Änderung der Menge des abgenommenen Kopfproduktes. Falls die Abnahme richtig ist, muss der Rückstand wasserfrei sein.

4) und 5)

Es ist in Leuna labormässig versucht worden, den Isobutylalkohol roh als Seitenströmer anfallen zu lassen. (Sumpf-Temp. der Kolonne 125° C). Grosstechnisch geht der rohe C_4 mit dem Sumpf als Rückstand der Kolonne ab. D/15° C = 0,815. Siedekurve 103 - 300° C. Wassergehalt 0,0. Sumpf-Temperatur 118° C.

Isobutylalkohol roh : d/15° C = 0,804. Siedekurve 103 - 115° C.

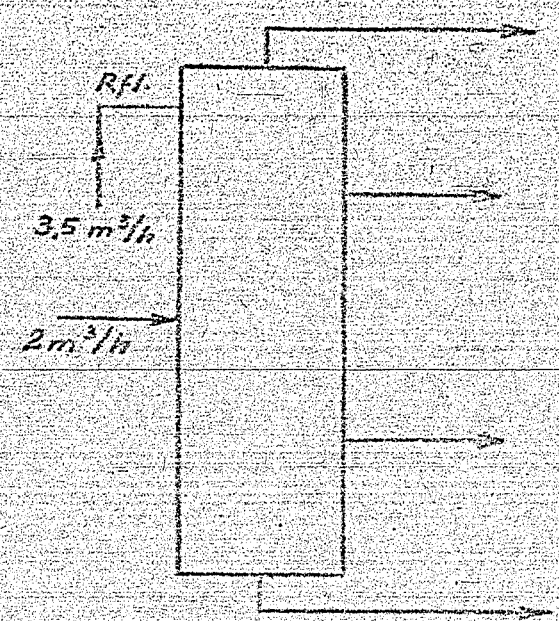
Anlage:

Kolonne Durchmesser:	1470 mm
Zahl der Böden:	50, besser 65
Abstand der Böden:	250 mm

Betriebsweise:

Durchsatz:	2,5 cbm/Std.
Temp. Eing.Kol.	65° C
" Überg. Kol.	82° C
" Sumpf Kol.	118°/125° C
" 40. Boden:	86,8 - 88° C
Produkt-Entnahme:	35.Boden, 2,5 cbm/Std. 26 % Wasser, mindestens 20 %.
Entwässerung:	Kreislauf
Nach Entwässerung:	Eingang 25. Boden, Temp. 88° C.
Rückfluss:	1 : 8 bezw. 1 : 10, Temp. 78° C.
Dampf:	1,1 to/Std.
Temp. Kühlwasser:	35° C.

V. Isobutylöl-Abtreibung.



(1) wasserhaltiger Isobutylalkohol 80 l/Std. = 4 %

(2) Isobutylalkohol = 76 %

(3) Amylalkohol roh 110 - 140° C = 8 %

Sumpf Rückstand 2 üb. 140° C = 12 %

1) geht zum wasserhaltigen Gesamtöl.
2) Ist für die Herstellung von Isobutylen fertiger Alkohole,
3) Amylalkohol roh. Siedekurve 110 - 140° C. d/15°C = 0,816.
4) Rückstd. geht zur Blasendestillation auf Hexyl- und Heptylalkohol oder Crackung zu Benzin.

Anlage

Kolonne Durchmesser:	1500 mm
Durchsatz:	2 cbm/Std.
Rückfluss:	3,5 cbm/Std.
Dampf:	1 to/Std.
Temp. Öl-Eing. Kol.:	120° - 135° C
" Überg. Kol.:	95 - 105° C
" Sumpf Kol.:	155° C

Blasendestillation des Rückstandes über 103° C

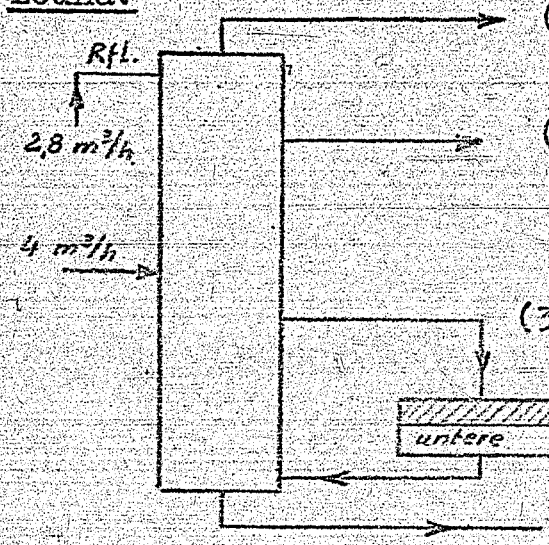
Falls die Isobutyl-Abtreibkolonne nicht betrieben wird, ist der Rückstand der Gesamtölentwässerung in folgende Fraktionen zu zerlegen mittels Blase:

1) Vorlauf	- 103° C	CH_3OH + Wasser
2) Vorlauf	104-106° C	Isob.Vorlauf + Nachhydr. 99%igen C_4
3) Isobutylalk.	106,2-108,2° C	d/15° C = 0,8066
4) Nachlauf	109 - 110°C	
5a) Amylalkohol roh	110 - 140° C	d/15° C = 0,816
5b) Amylalkohol rein	126 - 131° C	d/15° C = 0,827
6) Zwischenlauf	140 - 143° C	d/15° C = 0,832 (Anfall gering)
7) Hexylalkohol	143 - 149° C	d/15° C = 0,832
8) Zwischenlauf	149 - 156° C	
9) Heptylalkohol	157 - 163° C	d/15° C = 0,834
10) Fraktion	164 - 220° C	d/15° C = 0,860
11) Rückstand über 220°	220 - 300° C	d/15° C = 0,870 (Vakuum)

IV. Entölung des Wassers

Rohprodukt: d/15° C = 0,975.

Leuna:



(1) Methanolnachlauf 80 l/Std. = 2 %

(2) Propylfraktion 280 l/Std. = 7 %

(3) Zwischenentwässerung 360 l/Std. = 9 %

ob. Schicht → wasserhalt. Gesamtöl
zurück zur Kol. 5. Boden unter Abnahmestelle

(4) Wasser 3,28 cbm/Std. = 82 %.

1) geht zum Rohöl zurück.

2) Propylfraktion: geht zusammen mit der Propylfraktion aus der Öl-entwässerung. Aufarbeiten mit Benzolzusatz (s.dort)

3) Abscheider: Die obere Schicht enthält viel C_4. Das Produkt geht zum wasserhaltigen Gesamtöl.
Die untere Schicht geht in die Kolonne zurück und zwar 5. Boden unter der Abnahmestelle.

4) Wasser geht in den Kanal.

Anlage

Durchmesser der Kolonne:	1500 mm
Dampf	1,2 - 1,5 to/Std.
Durchsatz	bis 4 cbm/Std.

Arbeitsweise:

Öl Eingang:	10. Boden
Rücklauf:	1 : 35 bis 1 : 40
Temp. Öl-Eing.Kol.	85° C
" Übergang Kol.	75 - 80° C
" Sumpf Kol.	104° C
" 40. Boden	87,5° C

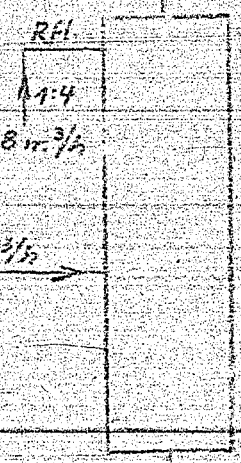
Entfernung des gelben Öles

Zugabe von Kondenswasser oder Wasser aus der Gesamtölentwässerung. Kein Flusswasser. Leuna ist mit den Zentrifugen Type Ö 5 und Ö 7 nicht sehr zufrieden. 3 cbm/Std. Leistung. Die Zentrifugen setzen sich nach 2 Tagen mit Eisen und Kontaktschlamm zu. Wasserzusatz 4 : 6. Aufstellen von 3 Zentrifugen. 2 in Betrieb, 1 Reserve. Vorsehen eines Kühlers um die Lösungswärme wegzunehmen. Das Wasser geht im Kreislauf.

IIa Methanolentwässerung

Rohprodukt d/15°C = 0,946

(1) Methanol 40 % = 3,2 cbm/Std. d/15° = 0,792



Wasser 60 % = 4,8 cbm/Std. d/15° = 1,000

Anlage

Durchmesser der Kolonne:	2500 mm
Bodenzahl:	65
Bodenabstand:	250 mm
Durchsatz:	8 cbm/Std.
Dampf:	4,5 to/Std.
Rückfluss:	1:4 (14 cbm/Std.)
Temp. Öl-Eing.	66 - 70° C (10.Boden)
" Kol. oben:	65 - 66° C
" Kol. Sumpf:	104° C
" 55. Boden:	66,5° C (Wichtig für die Rücklaufmenge)
Heizflächen:	Kreislauferhitzer 15 qm Rückstandsvorwärmer 8 qm.

Herstellung von Treibstoffmethanol.

Soll mit dieser Kolonne Treibstoffmethanol hergestellt werden, so empfiehlt es sich, als Kopfprodukt der Kolonne ein Vorlaufmethanol mit einer d/15° C = 0,798 herauszuschneiden. Dieses Produkt riecht terpenartig und besteht vorwiegend aus Hydroaromaten mit hoher Bromzahl. Es geht zum Hydrierofen zurück. Anfall 3 % vom Rohöl.

Am 59. Boden wird das Treibstoffmethanol als verkaufsfähiges Produkt abgezogen (d/15° C = 0,796)

Am 5. - 15. Boden wird ein wasserhaltiges Methanol abgezogen (d/15° C = 0,860). Dieses geht in das Rohisobutylöl zurück.

Der Rückstand der Kolonne ist Wasser. d/15° C = 1,000.

Abmessungen der jetzt in Leuna in Betrieb befindlichen Kolonnen

u. dgl. mehr

Kolonne 1			
Kolonne 2	Methanolabtreibkolonne:		Seitenkolonne f.Isobutyron:
	Durchmesser:	3000 mm	1200 mm
	Durchsatz:	7 cbm/Std.	600 l/Std.
	Dampf:	4,0 t/Std.	0,4 t/Std.
	Bodenzahl:		30
	Rückfluss:	9 cbm/Std.	
	Anfall CH_3OH:	3,2 cbm/Std. = 45%	
Kolonne 3	Ölentwässerung:		
	Durchmesser:	1500 mm	
	Durchsatz:	2 cbm/Std.	
	Dampf:	1,1 t/Std.	
	Rückfluss:	3 cbm/Std.	
Kolonne 4	Wasserentölung:		
	Durchmesser:	1500 mm	
	Durchsatz:	bis 4 cbm/Std.	
	Dampf:	1,2 - 1,5 t/Std.	
Kolonne 5	Isobutylölabtreibung:		
	Durchmesser:	1500 mm	
	Durchsatz:	2 cbm/Std.	
	Rückfluss:	3,5 cbm/Std.	
	Dampf:	1,1 t/Std.	
Kolonne IIa	Methanolentwässerung:		
	Durchmesser:	2500 mm	
	Durchsatz:	8 cbm/Std.	
	Rückfluss:	1 : 4 = 14 cbm/Std.	
	Dampf:	4,5 t/Std.	

Abmessungen der Kolonnen für das Oppauer Projekt

1) Stabilisierung:	Durchsatz:	6,5 cbm/Std.
	Kolonne unten:	1000 mm ø
	oben:	600 mm ø
	Füllung:	Raschigringen
	Rückfluss:	1 : 2,4
2) Methanolabtreibung:	Durchmesser:	2900 mm
	Bodenzahl:	70
	Bodenabstand:	300 mm
	Durchsatz:	6,37 cbm
	Keine Spritzröste, Wechselsinniger Ablauf, Geschlitzte Glocken.	
3) Ölentwässerung:	Durchmesser:	2000 mm
	Durchsatz:	2,065 cbm/Std.
	Bodenzahl:	70
4) Wasserentölung:	Durchmesser:	1500 mm
	Durchsatz:	1,798 cbm/Std.
	Bodenzahl:	70
	Kolonne 3 und 4 können wechselseitig gefahren werden.	
5) Isobutylölabtreibung:	Durchmesser:	1500 mm
	Durchsatz:	1,202 cbm/Std.
	Bodenzahl:	70
2a) Methanolentwässerung	Durchmesser:	2500 mm
	Durchsatz:	6,76 cbm/Std.
	Bodenzahl:	70

Juni 1937

Op 105/3 - Hydrierung.

		Preis für 100 kg RM. Pfg.	Betrag : M. Pfg.
100 kg Op 105/3 unhydriert			87,00
~~40~~ 32 cbm Nullgas		6.00	~~2.40~~ 1,90
Kontaktkosten :			
135 kg SiO_2-Gel	= RM. 135,-		=138 = 30/4.03
34 kg Ni	= " 470,-		
Verarbeitung	= " 50,-		
für ~~100~~ to.	= RM. 655,—		-.65
Spesen/pro Tag :			
Amortisation von RM.40 000,- 10 % 40 000,- / 300		M. 13,—	
Löhne, 24 Std. à M. 1,80 (Büro-,Labor- u.Wohlfahrtskosten sind in den Löhnen einbegriffen).		" 43,—	
Reparaturen		" 13,—	
Dampf 5 to/Tag à M. 3,10		" 15,50	
Strom 12 KW x 24 = 290 KWh/Tag x 0,018		" 5,—	
Kühlwasser		" 1,—	
Filter,Materialien,Kl.Geräte (Öl f.Pumpe) Emballagen,Verschleiss u.Transp.Kosten(30% der Nettolöhne)		" 7,—	
Gehälter		" 8,—	
		RM.107,50	
d.h.Spesen für ~~2000~~ 3350 kg	= RM.	107,50	
" " 100 kg	= RM.	3,20	~~5.40~~ 3,20
100 kg Ausbeute Op 105/3			92,75 dz

1,30 RM = 64 Lire

1 l = 0,70 M.

24.6.37.

Hs.

Jso-Butylalkohol Besprechnung am 22.3.37, in Leuna

2168 - 30/4.03

Anwesend: Dr. Frick, Leuna
Dr. Giesen, " (später)
Dr. Sönksen, Oppau

Es wurde zunächst im wesentlichen über das Reduzieren des Kontaktes gesprochen. Dr. Sönksen stellte verschiedene Fragen, aus denen sich folgendes Bild ergab:
Die Reduktion wird unter Druck mit Kreislaufgas vorgenommen (20 ./. Co, 70 ./. H_2, 4 - 6 ./. N_2, 1,5 ./. CO_2, 2 - 3 mg organ. Schwefel pro cbm, 0,7 mg Saal H_2S.). Die Menge des zu reduzierenden Kontaktes beträgt ca. 2875 Ltr., die sich aus 2500 Ltr. Jso- und 350 Ltr. Methanol-Kontakt zusammensetzt. Die umgepumpte Kreislaufgasmenge konnte nicht genau angegeben werden, da die Druckwaage nur grössere Mengen anzeigt. Schätzungsweise werden 2000 - 3000 cbm pro Stunde umgepumpt. Der Ofen wird während der Reduktion am Eingang gedrosselt, damit für die Zugabe von Kaltgas genügend Druckdifferenz zur Verfügung steht. Im Ofen sind 12 Meßstellen (Länge des Ofens = 12 m). Die ungraden Meßstellen 3,5,7,9,11 etc. geben die Wirkung der 5 Kaltgas-Stellen im Ofen an. (Element 1 - Kaltgas von oben.)
Mittels des Brenners wird auf 6 M.V. aufgeheizt. Wenn Element Nr. 1 (≈200 m/n im Kontakt) 2 Stunden lang konstant ist, wird innerhalb von einer Stunde auf 6,5 M.V. vorgefahren. So wird jeweils um 0,5 M.V. gesteigert. Bei 7,8 M.V. wird gestoppt. (150°) Es setzt die Reduktion ein und im Abscheider erscheint ein Methanol - haltiges Wasser vom spez. Gew. 0,960. Dieses spez. Gewicht geht langsam zurück auf 0,900 (innerhalb von 2 Tagen) Jetzt kann man wieder vorfahren auf 8,0 M.V. Je nachdem spez. Gewicht wird nun weiter auf 8,2, 8,5 usw. langsam vorgefahren. Nach ca. 5 Tagen sind 10 M.V. erreicht. Bei dieser Temperatur setzt die zweite Reduktion ein. Es muss wieder ganz langsam gesteigert werden. Bei 11,5 M.V. im Element 1 (Ofen Ausgang ca. 9,5 M.V.) wird angefahren, d. h. die Kreislaufgasmenge langsam gesteigert. Die Elemente ziehen an, zunächst hält sich Element 1 jedoch noch als höchstes Element (bis 13,5 M.V.), dann liegen die Ofen-Elemente im allgemeinen höher. Arbeitstemperatur ist 22,0 M.V. Umgepumptes Kreislaufgas einschliesslich Kaltgase = 13000 - 15000 cbm/Std. Temperatur kann bis 24,0 M.V. gefahren werden. Die besten Öfen sind die, welche in den ersten Tagen wenig Öl geben. (Ölprobe :

50 ccm Produkt mit 50 ccm gesättigter Kochsalzlösung aussalzen).
1300 Ltr. Produkt - Anfall muss pro Stunde von Anfang an vorhanden sein, d. h. von 21,0 M.V. ab.
Dr. Frick zeigte anschliessend mehrere Methanol und Jso-Öfen in verschiedenen Stadien des Betriebes. Ein Jso-Ofen wurde gerade reduziert. Er soll am Mittwoch, den 24.3.37, oder Donnerstag, den 25.3.37, in Betrieb genommen werden. Dr. Sönksen wird dem Anfahren dieses Ofens beiwohnen.

Ammoniakfabrik Op.

Techn.Abteilg.Lu.

TB/N-Fu.Op.37 8.Juni 1937 Dr.Gö/Op.36a 10.Juni 1937.L.

8 nahtlos gewalzte Hochdruckmäntel 820 li Ø, je 6000 mm lang.

Wir bitten der Lieferfirma folgendes anzugeben:

Von den 8 bestellten Hochdruckmänteln sollen nach unseren heutigen Dispositionen

6 zur Sicherstellung der Stickstoffproduktion

2 zur Herstellung des Fliegerbrennstoffs E.T.100

Verwendung finden.

Die entgültige Aufteilung auf diese beiden Verwendungszwecke läßt sich heute noch nicht übersehen.

Ø an H.Dir.Dr.Müller-Cunradi.

Herrn
Dr. G ö g g e l. -168 - 30/4.03

Dr.Stö/Apl. 10. Februar 1937

Entfernung von NH_3 aus Synthesegas für Isobutyl-Öl.

Anbei erhalten Sie das Resultat unserer Versuche zur Entfernung von Ammoniak aus dem Reingas (o.5l) bei 20 Atmosphären:

1. Benutztes Kieselgel: Weitporig, Marke B, Korngröße 1–2 mm; vor Gebrauch regeneriert durch Befeuchten mit Niederdruckdampf (4 Stunden) und Entfernen äußerlich anhaftenden überschüssigen Wassers mittels kalten Stickstoffs (4 Stunden). Das Gel wurde also feucht benutzt! (Absorption von NH_3 im Gelwasser).

2. Kieselgel-Schicht (zylindrisches Rohr)

Höhe	1m
Durchmesser	4,5 cm
Querschnitt	16 cm^2
Volumen	1,6 Ltr.
Gewicht	0,715 kg

3. Reingas, feucht
Druck = 20 Atmosphären
Geschwindigkeit = 70 Ltr./St. (entspannt gemessen)
Mittlerer Gehalt vor der Absorption = 3,09 g NH_3/m^3 (entspannt)
" " nach " " = 0,14 mg " /" "
Höchstgehalt " " " = 0,26 mg NH_3/m^3 (entspannt)

4. Ergebnis: 0,715 kg Kieselgel = 1,6 Ltr. Schüttvolumen hatten 23,5 m^3 Gas (entspannt)gemessen) bis auf einen Gehalt von nicht über 0,26, im Mittel 0,14 mg NH_3/m^3 gereinigt. Der Durchbruch, der durch Bräunung von Kurkumapapier sichtbar gemacht werden kann, erfolgte dann plötzlich und ergab rasch hohe NH_3-Gehalte im Ausgangsgas.

I. G. Ludwigshafen
Ammoniaklaboratorium Oppau

Unsere Zeichen	Tag	Blatt
Dr.Stö/Apl.	10.2.37	2

Herrn Dr. Göggel

Es vermochten somit 100 Gew.Teile feuchtes Gel 10.2 Gew.T. NH_3
oder 100 Volumteile " " 4.55 " " "
quantitativ zu absorbieren.

Herrn Dr. Beckmann wurden diese Resultate am 28.1.37 telefonisch mitgeteilt und es wurde vereinbart, daß er uns die praktisch in Frage kommenden Versuchsbedingungen (Verweilzeit auf freien Querschnitt bezogen bezw. lineare Strömungsgeschwindigkeit etc.) baldigst mitteilt oder durch seinen Nachfolger mitteilen läßt, falls wir noch weitere diesbezügliche Ver.-suche durchführen sollen.

gez. Stöwener

Dr. Wolfhard

Ø Herrn Dr. Müller-Cunradi
" Dr. Gloth
" Dipl.Ing. Weber
" Dr. Naumann
" Dr. Wietzel.