

3516-4
Bad Sachsa

Oppau, den 18. Juli 1934./M.

Vorläufige Vergleichskalkulation

der in Oppau entwickelten bzw. weiterentwickelten Verfahren

zur Herstellung von Acetaldehyd.

- „Verfahren A“ (nach Dr. Zobel)
„Verfahren B“ (Wackerverfahren, modifiziert nach Dr. van Taack)
„Verfahren C“ (Höchst Verfahren, „ „ „ Dr. Lieseberg)
„Verfahren D“ (Ansolvosäure-Verfahren nach Dr. Rosinsky).

Produktion: 2500 Jato Aldehyd = 300 kg/h, entsprechend
ca. 348 Betriebstagen.

Kalkulationsbasis: Baton Rouge.

Zur Orientierung.

Die vorläufige Vergleichskalkulation mußte sich zum Teil auf Unterlagen stützen, die für eine Kalkulation noch nicht sicher genug ermittelt sind und noch einer weiteren Versuchserfahrung bedürfen. Die vorliegende Kalkulation ermöglicht deshalb nur einen ungefähren Überblick über die voraussichtlichen Betriebskosten der vier Verfahren unter vergleichbar gewählten Bedingungen. Durch Aufteilung der Betriebskosten der einzelnen Verfahrensstufen sollten die kalkulatorischen Grundlagen für eine Weiterentwicklung der geeigneten Verfahren aufgezeigt werden. Die bisher aus technischen Kleinversuchen gewonnenen Unterlagen der Verfahren B, C und D wurden mit einer ungefähr den

Laboratoriumsversuchen entsprechenden Ausbeute (85 %, ohne Öl-
wäsche) der Kalkulation zu Grunde gelegt und die erhaltenen
Kalkulationsergebnisse den entsprechenden Zahlen für das Zobel-
-Verfahren (A) (bei 80 % Ausbeute) gegenübergestellt. Das Zobel-
Verfahren (A) mit idealen Bedingungen dient somit als Vergleichs-
basis. Es besteht jedoch ein Abstand der kalkulierten von den
aus dem Versuchsbetrieb in Baton Rouge bekannten Zahlen für
Verfahren A. Es wäre aber für vorliegenden Zweck nicht aufschluß-
reich gewesen, die Betriebszahlen von Baton Rouge mit niedrigen
Ausbeuten ohne weiteres als Vergleichsbasis heranzuziehen.

1. Allgemeine Voraussetzungen.

a.) Produktion. Entsprechend der Leistung des Lichtbogenofens (2000 KW) in Baton Rouge wurde unter Voraussetzung der Verarbeitung von Propan-Krackgas bei einem spezifischen Energiebedarf von 8,5 KW je 1 kg Acetylen + Homologen eine Produktion von 236 kg Acetylen pro Stunde angenommen. Dies entspricht bei einer Acetaldehydausbeute von 85 % und einem Verlust in der Ölwäsche von ca. 10-12 % einer stündlichen Produktion von ca. 300 kg Aldehyd.

Die Jahresproduktion ergibt sich damit zu ca. 2500 Tons, was einem störungsfreien Betrieb von 248 Betriebstagen bei durchlaufendem Betrieb entspricht.

b.) Aldehydausbeute. Zum Vergleich wurde beim Zobel-Verfahren (A) eine Ausbeute von 80 % zu Grunde gelegt, obwohl die durchschnittliche Betriebsausbeute z.Zt. wesentlich niedriger liegt. Bei allen übrigen Verfahren wurde eine Ausbeute von 85 % eingesetzt, obwohl teilweise bei den Laboratoriums- und technischen Kleinversuchen höhere Ausbeuten erreicht worden sind. (Ausbeuten aus Ölwäsche)¹⁾

c.) Acetylenverluste der Ölwäsche. Die Acetylenverluste in der Ölwäsche, die in Baton Rouge durchschnittlich um 10 % betragen, wurden nicht in die vergleichbaren Verarbeitungskosten aufgenommen, da sie bei allen Verfahren nahezu gleich sein werden. Beim Verfahren D (Rosinsky) kann der zur Verfügung stehende höhere Druck für die Ölwäsche ausgenutzt werden und dadurch die Verluste wahrscheinlich vermindert werden, was nicht berücksichtigt wurde. Ebenso wurde auf die evtl. Möglichkeit des Fahrens mit ungereinigtem Gas nicht eingegangen.

1) Siehe Stoffbilanz, Anlagen 9, 10 und 11.

d.) Acetylengehalt im Gas vor dem Umsatz. Der Acetylengehalt des Gases beim Eintritt in die Reaktionsapparatur wurde bei allen Verfahren zu 14 Vol.-% C_2H_2 angenommen.

e.) Dollarkurs und Umrechnungsfaktoren für Anlage- und Betriebskosten.

Sämtliche Kosten wurden auf Basis Baton Rouge, jedoch in deutscher Währung errechnet.

Der Dollarkurs wurde mit dem Stand von Anfang Juli 1934 zu ca. M. 2,51 (Berliner Notierung) eingesetzt.

Der Verteuerungsfaktor bei der Umrechnung der Anlagekosten betrug vor dem Dollarsturz ca. 1,5. Seit Mitte 1932 sind in U.S.A. die Preise für Apparate und Maschinen um etwa 10 - 15 % gestiegen. Damit errechnet sich der heutige Verteuerungsfaktor mit Berücksichtigung des augenblicklichen Dollarkurses zu:

$$1,5 \cdot \frac{2,51}{4,20} : 1,125 = 1,008.$$

Die Anlagekosten wurden demgemäß unmittelbar für deutsche Verhältnisse geschätzt (rohe, vorläufige Schätzung) und in gleicher Höhe (Verteuerungsfaktor = 1) für Basis Baton Rouge eingesetzt, wobei 1 % = M. 2.51 einzusetzen ist.

Für die Umrechnung der Fabrikationsspesen gilt:

$$\underline{5,55 \text{ Pfg./kg} = 1 \text{ ct/lb.}}$$

Die Anlagekosten für Gebäude und Kanalisation wurden anteilmäßig auf die einzelnen Stufen umgelegt, so daß die Betriebskosten jeder Stufe im wesentlichen die gesamten anteiligen Kosten durch Amortisation, Reparatur usw. enthalten.

f.) Energiepreise. Die Energiepreise wurden auf Grund der Kalkulation vom 10.X.1933 (40 Tato Fettsäure) von Baton Rouge wie folgt eingesetzt.

Energieart	Amerikanische Einheiten		Deutsche Einheiten (11. 2.51 = 1 \$)	
	Menge	Preis	Menge	Preis
Dampf	M.Lbs = 1000 lb	23 ct	1000 kg =	1,275
Heizgas	MM.BTU=252 000 kcal	15 ct	1000 kcal =	0,15 Pfg.
Strom	1 KWh	0,2 ct	1 KWh =	0,502 Pfg.
Flußwasser	M.Gals = 3,785 m ³	0,4 ct	1 cbm =	0,266 Pfg.
Brunnenwasser	M.Gals	3 ct	1 cbm =	1,99 Pfg.

g.) Löhne, Gehälter und Zuschläge.

1 Lohnstunde für gelernte Arbeiter wird zu 80 ct eingesetzt. Da es sich um eine ganz vorläufige Kalkulation handelt, wurde nicht untersucht, ob ein Teil der Arbeit durch ungelernte Arbeiter geleistet werden kann.

Für Gehälter wurden 27 %, für Vorarbeiter 20 % der Löhne, für die zu den Löhnen in Beziehung stehenden Zuschläge wurden in ungefährer Übereinstimmung mit der Kalkulation vom 10.X.1933 (Baton Rouge) ca. 45 % der Lohnsumme eingesetzt. Zur Verrechnung der Lohnkosten auf die einzelnen Stufen wurde nach folgenden Schlüssel verfahren:

Verfahren Lohnstunden h/Tag bzw. h/100 kg Aldehyd	A		B		C		D	
	h/Tag	h/100 kg	h/Tag	h/100 kg	h/Tag	h/100 kg	h/Tag	h/100 kg
Stufe								
I Kompressoren	12	0,167	12	0,167	12	0,167	12	0,167
II Ölwäsche	12	0,167	12	0,167	12	0,167	12	0,167
III Acetylen-Umsatz	20	0,278	24	0,334	24	0,334	24	0,334
IV Kontakt-Regeneration	-	0,040	24	0,334	24	0,334	6	0,0833
V Kühlung, Kondensation, Aldehydauswaschung	4	0,0555	4	0,0555	4	0,0555	4	0,0555
VI Aldehyd-Destillation	16	0,222	16	0,222	16	0,222	16	0,222

Die Arbeitsstunden für Vorarbeiter sind hierin nicht enthalten, sie wurden durch den genannten Zuschlag von 20 % berücksichtigt. Aufrundungen der Stundenzahl-Summen zur Anpassung an die Arbeiterzahl wurden nicht vorgenommen, um die Vergleichbarkeit der Zahlen nicht zu beeinträchtigen. Es wurde angenommen, daß der Restbetrag der Stundenzahl durch Eingliederung in die Nachbarbetriebe verschwindet.

Nach den genannten Unterlagen wurden je Lohnstunde die Lohnkosten für Arbeiter und Vorarbeiter zu M. 2,43, für Gehälter und Zuschläge M. 1,444 eingesetzt.

n.) Reparaturkosten, Amortisation und hiervon abhängige Zuschläge.

Für Reparaturkosten wurden in Anbetracht der vorläufigen Rechnung zunächst unterschiedslos 5 % der Anlagekosten, einschließlich Gebäude, eingesetzt.

Die Amortisation wurde pro Jahr zu 10 % der Anlagekosten berechnet. Die durch die Apparatur bedingten Zuschläge wurden zu 43 % der Amortisationssumme eingesetzt, wobei ebenfalls die Kalkulation vom 10.X.33 (Baton Rouge) als Vorbild diente.

Der erstmalige Einsatz an Kontakt, Öl, Quecksilber etc. wurde nicht amortisiert, da diese Materialien durch die Betriebskosten laufend ergänzt werden.

1.) Materialverbrauch und Preise. Der Rohgaseinsatz und die Restgasgutschrift können für den Vergleich außer Betracht bleiben, da sie alle Verfahren praktisch gleich belasten.

In der Kontaktregeneration (Stufe IV) der einzelnen Verfahren werden eine Reihe von Rohstoffen benötigt, deren Preise noch in Baton Rouge eingeholt werden. Vorläufig wurden die nachstehenden Preise eingesetzt:

	M./kg
1) Metallisches Quecksilber	4,20
2) Salpetersäure 45 % (je 1 kg N)	1,20
3) Schwefelsäure 98 %	0,044
4) Eisensulfat (eigene Herstellung in Lösung roh geschätzt)	0,050
5) Zinkchlorid	0,25
6) Tonsil (geschätzt)	0,20
7) (evtl. Fullererde statt Tonsil)	(0,05).

Die Preise Nr. 1; 3; 5; 7 stimmen ungefähr überein mit Preisangaben aus der Zeitschrift Oil and Paint-Drog Reporter vom 21.V.34 fob New York (mitgeteilt von Dr.R.Mayer). Der Preis von Salpetersäure beruht auf einer rohen Schätzung nach Rücksprache mit Dr.Chr.Beck.

Materialverbrauch und Materialkosten für Stufe IV.

je 100 kg Aldehyd.

	A		B		C		D	
	Menge	M.	Menge	M.	Menge	M.	Menge	M.
Fertiger Kontakt	1 kg	3.-	-	-	-	-	-	-
Quecksilber	-	-	0,1 kg	0,420	0,1 kg	0,420	-	-
N in Salpetersäure	-	-	0,178 "	0,214	0,178 "	0,214	-	-
Schwefelsäure	-	-	1,1 "	0,049	1,1 "	0,049	-	-
Eisensulfat	-	-	-	-	3,5 "	0,175	-	-
Zinkchlorid	-	-	-	-	-	-	0,3	0,075
Tonsil	-	-	-	-	-	-	0,3	0,060
Sa.M/100 kg Aldehyd		3,00		0,683		0,858		0,135

Die einzusetzenden Mengen der Chemikalien in vorstehender Tabelle wurden für Verfahren B und C dem Bericht von Dr.P.Baumann vom 15.I.34 über das Verfahren in Knapsack, die Mengen für das Verfahren D den Angaben von Dr.Rosinsky entnommen.

2.) Ergebnis der vorläufigen Kalkulation.

Das Ergebnis der Kalkulation nach Anlagekosten und vergleichbaren Umarbeitungskosten ist in den nachstehenden Tabellen wiedergegeben. Es zeigt sich, daß die Verfahren B, C und D in den Anlagekosten (Neuwert) teurer sind als das Zobel-Verfahren (A).

a.) Zusammenstellung der zu amortisierenden Anlagekosten. Neuwerte. (Apparatur plus Gebäudeanteil.)

Verfahren	A Zobel	B van Taack	C Lieseberg	D Rosinsky
Stufe	ca.M.	ca.M.	ca.M.	ca.M.
I Kompressoren	71 000.-	71 000.-	71 000.-	126 000.-
II Ölwäsche	58 000.-	58 000.-	58 000.-	58 000.-
III Acetylen-Umsatz	74 000.-	171 000.-	147 000.-	225 000.-
IV Kontakt-Regeneration	7 000.-	66 000.-	78 000.-	36 000.-
V Kondensation, Aldehydauswaschung	76 000.-	76 000.- 1.)	76 000.- 2.)	76 000.-
VI Destillation	85 000.-	85 000.-	85 000.-	85 000.-
Ges.(ohne Kontakt, Öl etc.)	371 00.-	527 000.-	515 000.-	606 000.-

(1.) und 2.) Es ist zu bemerken, daß hierbei eiserne Kühler eingesetzt sind, deren genügende Haltbarkeit noch erwiesen werden muß; falls V2A-Kondensator und gummierte Tanks erforderlich werden, erhöhen sich die Anlagekosten BV und CV um ca. M. 40 000.-)

Zur Umrechnung auf β sind obige Zahlen z.Zt. (Verteuerungsfaktor = ~ 1) ohne weiteres durch den Dollarkurs 2,51 zu dividieren.

b.) Zusammenstellung der vergleichbaren Umarbeitungskosten
in M. je 100 kg Aldehyd.

Stufe	Verfahren	A Zobel	B van Taaack	C Lieseberg	D Rosinsky
I	Kompressoren Fabr.-Spesen	1,381	1,381	1,381	1,900
II	Ölwäsche " "	1,107	1,107	1,107	1,107
	ohne Ölverbrauch				
III	Umsatz Fabr.-Spesen	2,391	3,845	3,659	3,668
IV	Kontakt-Regenerat. " "	0,214	1,927	2,047	0,625
	Materialverbrauch	-	0,683	0,858	0,135
	Kontakt (Jdealzahl)	3,000	-	-	-
V	Kondensation Fabr.-Spesen	0,875	0,893	0,893	0,867
VI	Destillation " "	2,083	2,083	2,083	2,083
	Zusätzlicher Verlust an Acetylen 4,5 kg à 20 Pfg.	0,900	-	-	-
Vergleichbare gesamte Umarbeitungskosten ohne Acetylenverbrauch und ohne Gutschrift für Rückgas. 1)		11,951	11,919	12,028	10,385

(Umrechnung auf ct/lb durch Division mit 5,55, siehe Seite 5.)

Es ist darauf aufmerksam zu machen, daß das Zobel-Verfahren (A) im Versuchsbetrieb Baton Rouge infolge höherer Regenerierungs- und Kontaktkosten wesentlich teurer arbeitet als obige Zahlen angeben.

Rehmann

1) Ferner ohne Acetylenverlust der Ölwäsche.

3.) Anhang.

a) Voraussetzungen zu den einzelnen Verfahren.

A. Verfahren nach Dr. Zobel.

Die Ausbeute wurde zu 80 % eingesetzt unter der Annahme, daß die im Laboratoriums-Großversuch (100 Ltr.) Nr. 27 (vgl. Labor.-Bericht Nr. 1299, S. 30, Ammon.-Labor.) erreichten Ausbeuten auch im kalkulierten Betrieb erreicht werden. Dies ist eine ideale Annahme. Nach einer Besprechung mit Dr. Mietzel wurde als weitere ideale Voraussetzung angenommen, daß je 100 kg Aldehyderzeugung 1 kg Verbrauch von kompaktem Kontakt eingesetzt werden kann, dessen Preis frei Verbrauchsstelle zu M. 3.- je kg zu rechnen sei (Schüttgewicht 1 kg/Ltr.). Bei einer Kontaktfüllung von 15 cbm entspricht dies ungefähr einer zweimaligen jährlichen Kontakterneuerung. Eine Regeneration wurde nach jeweils 2 Monaten zu Grunde gelegt (ideale Annahme). Die Betriebszahlen von Baton Rouge sind demgegenüber auf Grund der Betriebsberichte von Baton Rouge etwa: Ausbeute durchschnittlich etwa 60 %; 17 t Bimssteinkontakt (ca. M. 5000.-), Kontaktregeneration nach je ca. 12 Tagen, Kontakterneuerung nach etwa 36 Tagen.

Um den Ausbeuteunterschied zwischen 80 % bei Verfahren A und 85 % bei den Verfahren B, C, D zu berücksichtigen, wurde Verfahren A mit einem Mehrverbrauch von 4,5 kg Acetylen belastet. Der Acetylenverlust der Ölwäsche ist in den vorliegenden Kalkulationen nirgends eingesetzt (siehe Stoffbilanzen, Anlagen 9 bis 11).

Die Kühler hinter dem Kontaktofen sind nach Angabe von Dipl.-Ing. Fischer aus Eisen. Wegen der Haltbarkeit gegenüber dem essigsäurehaltigen Kondensat wird in Baton Rouge angefragt.

Anlagekosten. Dieselben wurden nach einer Schätzung von Dipl. Ing. Fischer eingesetzt (siehe Anlage 1). Einzelheiten der Anlage siehe Brief Dr. P. Baumann vom 2.VI.32 und zugehöriges Flow Diagramm E-Plant vom 12.IV.31.

Der Energieverbrauch und die dafür eingesetzten Kosten ergeben sich aus Anlage 5.

Die Zusammenstellung der Fabrikationsspesen siehe Abschnitt 3 b.

B. Modifiziertes Wackerverfahren (Dr. van Taack).

Die Oppauer Versuche stützen sich auf eine Apparatur von 150 Ltr. Inhalt mit einem stündlichen Durchsatz von ca. $6,5 \text{ m}^3$ Gas und einer Erzeugung von ca. 32 kg Aldehyd in 24 Stunden.

In der Kalkulation wurde angenommen, daß der in der Kleinapparatur erreichte Durchsatz und die Raumzeitausbeute auch in einer größeren Apparatur erreicht wird. Bevor weitergehende Schlußfolgerungen aus der Kalkulation gezogen werden, ist dies natürlich ebenso wie bei den folgenden Verfahren noch zu beweisen. Die Gasverteilung im Reaktionsraum spielt hierbei eine große Rolle.

Die Wärmebilanz der kalkulierten Apparatur zeigt einen großen Unterschied gegenüber der Kleinapparatur. Während die Kleinapparatur von außen geheizt werden muß, ergibt die Rechnung, daß bei der Großapparatur noch ein geringer Wärmeüberschuß durch die Reaktionswärme vorhanden ist, falls die Apparatur in üblicher Weise isoliert wird. Der hohe Dampfverbrauch ergibt sich lediglich durch die Sättigung der Gase im Reaktionsraum mit H_2O -Dampf nach dem Dalton'schen Gesetz. Es ist denkbar, daß durch das gekennzeichnete Verhalten in einer größeren Apparatur auch der Durchsatz, der Umsatz und die Ausbeuten verändert werden.

Der Reaktionsraum ergab sich für 100 kg Aldehyd pro Stunde bzw. 457 cbm Reaktionsgas (20°C, feucht) bei einem relativen Durchsatz von 30 : 1 zu 15,2 cbm, d.h. 45,6 cbm für die ganze Apparatur. Es wurden 3 Reaktionstürme aus Eisen gummiert, mit Gasverteilern aus V₄A und einem Durchmesser von 1800 mm bei 6 m Höhe des Reaktionsraumes angenommen. Bei einer angenommenen mittleren Steiggeschwindigkeit von 0,15 m/sec im Turm und 3 m/sec Geschwindigkeit in den Rücklaufrohren ergeben sich 4 Rücklaufrohre zu je 200 mm Durchmesser. Ein großer Umlauf ist nach Mitteilung von Dr. van Tazak für die Aldehydentgasung günstig. Beobachtungen in dieser Richtung sind für die konstruktive Ausbildung des Turmes von Wert.

Die Kenntnis der Angriffszahlen des essigsäurehaltigen Kondensats ist für die Beurteilung der Lebensdauer der angenommenen eisernen Kühler von Bedeutung.

Die Kontaktregeneration wurde vorläufig wie aus Anlage 12 ersichtlich ausgebildet. Zur Vorzersetzung des Quecksilbernitrats zu basischem Nitrat wurde eine mit Hochdruckdampf beheizte Trommel angenommen, während die Bildung des Quecksilberoxyds in einer gasbeheizten Trommel mit Kugelfüllung gedacht wurde (evtl. kommt elektrische Beheizung in Betracht). Vielleicht stellt sich eine elektrolytische Erzeugung von Quecksilberoxyd billiger, jedoch reichen die aus der Patentliteratur zu entnehmenden Unterlagen nicht zur kalkulatorischen Beurteilung aus. Die Kalkulationsunterlagen der Kontaktregeneration sind noch relativ unsicher. Sie bedürfen bei weiterer Durchbildung des Verfahrens besonderer Aufmerksamkeit. Aufstellung der Anlagekosten siehe Anlage 2. Energien siehe Anlage 6. Fabrikationsspesen siehe Abschnitt 3b.

C. Modifiziertes Höchster Verfahren (Dr. Lieseberg)

Den Oppauer Laboratoriumsversuchen liegt eine Kleinapparat-
tur von 2 Ltr. Inhalt und 100 Ltr. Gasdurchsatz zu Grunde; das ent-
spricht einer Aldehyderzeugung von ca. 0,53 kg in 24 Stunden.

Der Reaktionsraum ergibt sich zu 27,4 m³. Es wurden 2 Türme
aus V₂A mit 1700 mm Durchmesser und 6 m Höhe des Reaktionsraumes an-
genommen, darüber ein Beruhigungsraum wie bei den Verfahren B und D.
Eines der Rücklaufrohre wurde zur Aufsättigung mit Quecksilber zu-
gleich als Quecksilber-Regenturm ausgebildet (siehe Anlage 13).

Die Kontaktregeneration wurde auf Anlage 13 nach dem Vor-
bild der Zeichnung zum Bericht von Dr. P. Baumann vom 15. I. 34 entwor-
fen. Einzelne Unklarheiten bestehen noch hinsichtlich der genaueren
Dimensionierung der Ausblasegefäße etc. sowie über den Luft- und
Dampfbedarf beim Ausblasen. Die kalkulierte Quecksilberdestillation
stützt sich ebenfalls auf sehr allgemein gehaltene Angaben des ge-
nannten Berichts. Da wie beim Verfahren B die Kosten der Kontakt-
regenerierung ins Ge-icht fallen, dürften bei weiterer Entwicklung
eingehendere Kalkulationsunterlagen für diese Stufe erwünscht sein.
Von Interesse ist besonders auch das Verhältnis des Lösungskreis-
laufs zum Reaktionsraum bzw. zur Produktion (Reduktionsgrad der
zu regenerierenden Lösung). Anlagekosten siehe Anlage 3. Energien
siehe Anlage 7. Fabrikationsspesen siehe Abschnitt 3 b.

D. Ansolvosäureverfahren (Dr. Rosinsky).

Zur Durchführung der Versuche in Oppau stand eine Apparatur mit 130 bis 150 Ltr. Kontaktflüssigkeit zur Verfügung, die ca. 8 cbm pro Stunde Gasdurchsatz erzielte. Das entspricht bei 14 %igem Gas einer Aldehyderzeugung von 42 kg in 24 Stunden.

Der Reaktionsraum ergab sich für die kalkulierte Apparatur (300 kg/h Aldehyd) zu 36 m³, der in 3 Türmen angeordnet gedacht wurde. Bei 6 m Höhe des Reaktionsraumes ergibt sich der Durchmesser der 3 Türme zu 1600 mm. Die Türme wurden für max. 7 atü Betriebsdruck kalkuliert, obwohl die Stoffbilanz für 3,5 atü normalen Betriebsdruck durchgeführt wurde. Auch die Kompressionsenergie wurde für 7 atü eingesetzt. Zum Anpassen an die wie beim Zobel-Verfahren angenommenen Stufen I, II, V und VI wurde ein Zusatzkompressor hinter der Ölwäsche, also unmittelbar vor der Reaktionsapparatur, und ein Druckminderventil auf 2-3 atü in der Abgasleitung hinter der Reaktionsapparatur vorgesehen. Die Reaktionstürme wurden nach Vorschlag der Hauptwerkstätte Lu aus 15 mm mit 4 mm starker Auskleidung aus Rein-Nickel (Carbonylnickel) vorgesehen; Rohrleitungen usw., soweit sie bei höherer Temperatur mit Chlorzinklösung in Berührung kommen, aus Carbonyl-Nickel. Fabrikationsschema siehe Anlage 14, desgleichen Skizze des Projektbüros N 492 - 16.

Bei der Kontaktregeneration wurde angenommen, daß das Tonsil (bezw. Fullererde) sich auf einer hochoffenen Schlammsehleuder von der Lösung trennen läßt. Eine Prüfung dieser Frage wäre erwünscht. Durch Trennung auf Filterpressen würden die Regenerationskosten höher werden als kalkuliert. Eine Preisanfrage über einen

größerer Reaktionsturm aus Hastalloy soll durch Vermittlung von Dr. Hochschwender erfolgen, da sich Hastalloy sehr günstig verhält. Für Vorratsbehälter etc. kommt nach Mitteilung von Dr. Rosinsky auch Phenyrtalisierung in Betracht. Anlagekosten siehe Anlage 4. Energien Anlage 8. Stoffbilanz Anlage 11. Fabrikationsspesen Abschnitt 3 b.

b) Fabrikationsspesen.

Die Unterlagen für dieselben ergeben sich aus den besprochenen Voraussetzungen. Zur Vermeidung der Unübersichtlichkeit durch zu viele Einzelposten wurden dieselben nur in 5 einzelne Anteile zerlegt. In Anlehnung an amerikanischen Gebrauch wurden die Zahlen auf 3 Dezimalen ausgerechnet, um rückwärts die verwendeten Grundlagen prüfen zu können und Fehler durch Multiplikation nicht zu vergrößern. Selbstverständlich ist die Fehlergrenze damit größer als die Genauigkeit der Zahlen. Da es sich um eine kaufmännische Kostenfeststellung handelt, erscheint das Vorgehen begründet. Abrundungen sind am Endresultat gegebenenfalls vorzunehmen.

Vergleichbare Fabrikationsspesen (M./100 kg Aldehyd).

Verfahren	A Zobel	B van Taack	C Lieseberg	D Rosinsky
<u>Stufe I. Kompression</u>				
a. Löhne einschl. Vorarbeiter	0,406	wie A	wie A	0,406
b. Gehälter u. Zuschläge	0,241			0,241
c. Energien	0,186			0,281
d. Reparaturen	0,142			0,252
e. Amortisation u. Zuschläge	0,406			0,720
Kompressionskosten je 100 kg (d.i. je 1000 cbm Gas)	1,381	1,381	1,381	1,900
<u>Stufe II. Ölwäsche</u>				
a. Löhne einschl. Vorarbeiter	0,406	wie A	wie A	vorläufig wie A
b. Gehälter und Zuschläge	0,241			
c. Energien	0,012			
d. Reparaturen	0,116			
e. Amortisation u. Zuschläge	0,332			
	1,107	1,107	1,107	1,107
<u>Stufe III. Acetylenumsatz</u>				
a. Löhne einschl. Vorarbeiter	0,675	0,812	0,812	0,812
b. Gehälter und Zuschläge	0,400	0,481	0,481	0,481
c. Energien	0,745	1,232	1,232	0,641
d. Reparaturen	0,148	0,342	0,294	0,450
e. Amortisation u. Zuschläge	0,423	0,978	0,840	1,284
	2,391	3,845	3,659	3,668

	A Zobel	B van Taack	C Lieseberg	D Rosinsky
<u>Stufe IV. Kontaktregeneration</u>				
a. Löhne einschl. Vorarbeiter	0,097	0,812	0,812	0,206
b. Gehälter und Zuschläge	0,058	0,481	0,481	0,120
c. Energien	0,005	0,125	0,153	0,021
d. Reparaturen	0,014	0,132	0,156	0,072
e. Amortisation u. Zuschläge	0,040	0,377	0,445	0,206
	0,214	1,927	2,047	0,625
<u>Stufe V. Kondensation und Aldehydauswaschung</u>				
a. Löhne einschl. Vorarbeiter	0,135	0,135	0,135	0,135
b. Gehälter und Zuschläge	0,080	0,080	0,080	0,080
c. Energien	0,075	0,093	0,093	0,067
d. Reparaturen	0,152	0,152	0,152	0,152
e. Amortisation u. Zuschläge	0,433	0,433	0,433	0,433
	0,875	0,893	0,893	0,867
<u>Stufe VI. Destillation</u>				
a. Löhne einschl. Vorarbeiter	0,538	vorläufig wie A	vorläufig wie A	vorläufig wie A
b. Gehälter und Zuschläge	0,321			
c. Energien	0,568			
d. Reparaturen	0,170			
e. Amortisation und Zuschläge	0,486			
	2,083	2,083	2,083	2,083

Anlage 1.Zobel-Verfahren "A"Ungefähre Anlagekosten in Anteilen der einzelnen Stufen.

Stufe	Apparatur	Preis in M.
I	<u>Kompressoren:</u>	
	2 Kompressoren entspr. B 1 E; 1500 m ³ auf 5 atd	24 000.-
	2 Hochspannungs-Motoren je 65 KW installiert	15 400.-
	Abscheider	6 000.-
	Nachkühler	2 600.-
	Meßinstrumente und elektr. Installation	3 000.-
	Apparatur gesamt:	51 000.-
	Bauanteil hierzu	20 000.-
	Stufe I gesamt:	71 000.-
II	<u>Ölwäsche:</u>	
	Gasölwascher B 2 E 30 Böden 17 m hoch; 1250 Ø; 44,25 m ³ Öl/h	8 000.-
	2 Gasölpumpen B4E; Zentr.-Pumpen 57 m ³ /h; 66 fl. Säule	2 000.-
	2 Motoren je 25 KW	5 000.-
	Ausgaser B3E; 10 Böden	6 000.-
	2 Gasöllagertanks Tank je 25 m ³	10 000.-
	Rohrleitungen; Unvorhergesehenes	11 000.-
	Meßinstrumente u. elektr. Installation	4 000.-
	Gasölfüllung	1 000.-
	Apparatur gesamt:	47 000.-
	hierzu Bauanteil	12 000.-
	Stufe II gesamt:	59 000.-

Zobel-Verfahren "A"

Ungefähre Anlagekosten in Anteilen hier einzelnen Stufen.

Stufe	Apparatur	Preis in M. -
III	<u>Acetylen-Umsatz:</u>	
	Vorwärmer B7E; zum Anfahren	8 000.-
	Wärmeaustauscher B6E; 130 m ²	9 000.-
	2 Wasserpumpen B 14 E (Rot-Pumpen) 4,3 m ³ /h; h = 40 m W.S. Läufer V2A	5 000.-
	2 Motoren je 3 KW	
	1 Aldehydkontaktoven B3E für 2,5 ata Betrieb (14 t Eisen) m. 6 Kontaktschichten mit Wassereinspritzung	10 000.-
	Zuschlag f. Rohrleitung, Montagehilfe; Unvorhergesehenes	21 000.-
	Kontaktfüllung 17 m ³ für 1 Ofen	5 000.-
	Meßinstrumente und elektr. Installation	6 000.-
	Apparatur gesamt:	64 000.-
	Bauanteil hierzu	15 000.-
	Stufe III gesamt:	79 000.-
IV	<u>Kontaktregeneration (Beton-Mischer)</u>	
	Apparatur gesamt:	5 000.-
		2 000.-
	Bauanteil hierzu	
	Stufe IV gesamt:	7 000.-

Zobel-Verfahren "A".

Ungefähre Anlagekosten in Anteilen der einzelnen Stufen.

Stufe	Apparatur	Preis in M.
V	<u>Kondensation und Kühlung:</u>	
	Kühler B9E; 320 m ² ; Eisen	14 000.-
	2 Wasserpumpen B 10 E; Brunnenwasser 22,7 m ³ /h h= 60 m	1 500.-
	2 Motoren je 9 KW	2 000.-
	Wascher B 11 E 2 ata, 10,5 m ³ H ₂ O maximal, 14 m hoch 1250 Ø, d = 12,5 mm, ca. 18 Böden ? Aldehydverlust we- niger als 1 %	7 500.-
	2 Lagertanks B 12 E je 25 m ³	10 000.-
	Rohrleitungen; Montagebeihilfe; Unvorhergesehenes	21 000.-
	Meßinstrumente; elektr.Installation	4 000.-
	Apparate gesamt:	60 000.-
	Bauanteil hierzu	16 000.-
	Stufe V gesamt:	<u>76 000.-</u>
VI	<u>Aldehyd-Destillation:</u>	
	2 Flüssigkeitspumpen 22,7 m ³ /h; h= 60 m; Rotor aus V ₂ A	1 500.-
	2 Motoren je 9 KW	2 000.-
	Wärmeaustauscher für die Aldehyd-Destillation B 15 E; V ₂ A?; von 40° auf 107°; H ₂ O	3 000.-
	Aldehyd-Destillierkolonne; mit Raschigringen B 16 E; Zerlegung: Aldehyd: 99,756 Mol.% u. H ₂ O: 0,001 Mol.%; t = 457° am Kopf d. Kolonne, Betriebsdruck 2010 mm Hg	37 000.-
	Rücklaufkondensator; B 17 E Eisen	2 000.-
	Abscheider; B 18 E	500.-
	2 Tanks je 25 m ³ für fertig dest. Aldehyd	10 000.-
	Wascher B20E für entweichende Gase aus Lagertank	2 500.-
	Rohrleitungen; Montagebeihilfe; Unvorhergesehenes	26 500.-
	Meßinstrumente; elektr.Installation	3 000.-
	Apparatur gesamt:	68 000.-
	hierzu Bauanteil	17 000.-
	Stufe VI gesamt:	<u>85 000.-</u>
	Gesamtanlagekosten Stufe I-VI einschl. Kontakt etc.	<u>391 000.-</u>
	<u>Zur Erläuterung:</u> Ganzes Gebäude 26 x 9 m; 6 m hoch = 14 000 m ³ à M. 18.-	25 000.-
	Eisenkonstruktion 90-100 t à M. 450.-	45 000.-
	Kanalisation	10 000.-
		<u>80 000.-</u>

Verfahren „B“ (Dr. van Taack).

Pos.	Apparatur	Preis in M.
I	(Kompressoren) wie „A“ (Zobel) Stufe I gesamt:	71 000.-
II	(Ölwäsche) wie „A“ (Zobel) Stufe II gesamt:	59 000.-
III	(Acetylen-Umsatz)	
1	3 Kontakttöpfe, je 15,2 m ³ Reaktionsraum, gummiert mit V ₂ A Gasverteilern, und Beruhigungsraum und Rücklaufrohren	69 000.-
2	1 + 1 Pumpen V ₂ A	4 500.-
	1 + 1 Motoren	1 600.-
3	1 + 1 Wärmetauscher, V ₂ A, 25 m ² zum Anfahren und zum Vorwärmen der umlaufenden Lösung	13 000.-
	Rohrleitungen	20 000.-
	Isolation	4 500.-
	Fundamente; Montagebeihilfe	5 500.-
	elektr. Installation	1 500.-
	Meßinstrumente	5 200.-
	Unvorhergesehenes	12 200.-
	Apparatur gesamt:	135 000.-
	Bauanteil hierzu	36 000.-
	Stufe III gesamt:	171 000.-
	(Regeneration) für die 3-fache Menge = 300 kg Aldehyd	
4	Sammelgefäß für HgO; Eisen, gummiert; Inhalt = 40 Ltr. 60 kg/h = 4,42 Ltr./h	200.-
5	kleine Dosierpresse (Pumpe) 4,42 Ltr./h; V ₂ A	400.-
	1 Motor	200.-
6	Dosiergefäß; Eisen, gummiert; Inhalt = 40 Ltr.	200.-
7	2 Vorratsbehälter von je 3 m ³ für HNO ₃ aus Steinzeug	1 600.-
8	kleine Pumpe, V ₂ A	400.-
	1 Motor	200.-
9	Säuregefäß aus Ton; Inhalt 1 m ³	400.-
10	Rührgefäß mit Heischlange, V ₂ A, 550 Ltr. Motor zum Rührgefäß	1 500.-
11	Meßgefäß für frisches Hg	400.-
12	Vorratsbehälter, gummiert, Inhalt = 2 m ³	50.-
	Übertrag:	1 000.-
		6 550.-

Verfahren „B“ (Dr. van Tasck).

Stufe	Pos.	Apparatur	Preis in M.
IV		Übertrag:	6 550.-
	13	1 Walzenbrechwerk, V ₂ A (für basisches Nitrat)	4 000.-
		1 Motor 5 KW	800.-
	14	2 gasgeheizte Zersetzungstrunnel mit HgO-Bunker	3 000.-
	15	1 Muffelofen für 30 - 40 000 kcal/h	800.-
	16	1 Unwülfgebläse für 3500 m ³ /h	1 000.-
		1 Motor 4 KW	600.-
	17	1 Dezimalwaage	100.-
	18	Lösegefäß mit Rührwerk, gummiert, Inhalt = 1 m ³	1 200.-
	19	Dosiergefäß, Eisen, gummiert, Inhalt 1 m ³	700.-
	20	Vorratsbehälter für Lösung, Eisen, gummiert, Inhalt = 15 m ³	3 500.-
	21	Zentrifugalpumpe, V ₂ A, 3,15 m ³ /h mit Motor	2 100.-
	22	Vaschturm, V ₂ A, 600 g, 16 m hoch, mit Tonringen, Inhalt=4 m ³ , außen verzinkt	1 500.-
	23	Tongefäß für HNO ₃ , Inhalt = 3 m ³	800.-
	24	Zentrifugalpumpe, V ₂ A	1 600.-
		1 Motor	500.-
	25	1 kl-Ventilator, spritz gummiert	600.-
		1 Motor 1,5 KW	250.-
		Rohrleitungen	6 000.-
		Montagebeihilfe, Fundamente, Isolation	3 600.-
		Transmission, elektr. Installation, Meßinstrumente, Geräte	2 500.-
V		Unverhorgeschones	4 300.-
		Apparatur gesamt:	49 000.-
		Anteil für Gebäude, Säuregrube, Kanalisation	37 000.-
		Stufe IV gesamt:	86 000.-
V		Kondensation u. Kühlung wie Verfahren „A“	76 000.-
VI		Aldehyd-Rectifikation	
		wie Verfahren „A“	85 000.-

Anlage 3.

Verfahren "C" (Dr. Lieseberg).

Stufe	Pos.	Apparatur	Preis in M.
I		<u>Kompressoren:</u> wie Verfahren "A"	Stufe I gesamt: 77 000.-
II		<u>Ölwäsche:</u> wie Verfahren "A"	Stufe II gesamt: 59 000.-
III		<u>Acetylen-Umsatz:</u>	
	1+2	2 Kontakttürme, V2A, je 13,7 m ³ Reaktionsraum einschließlich Rücklaufrohren und Berieselungsturm für Hg	46 000.-
	3	1+1 Wärmetauscher, V2A, je 25 m ²	18 000.-
	4	1+1 Pumpen	4 500.-
		1+1 Motoren	1 500.-
		Rohrleitungen	18 000.-
		Isolation	8 500.-
		Fundamente, Montagebeihilfe	4 800.-
		elektr. Installationen, Meßinstrumente	4 500.-
		Unvorhergesehenes	11 300.-
		Apparatur gesamt:	117 000.-
		Bauanteil	50 000.-
		Stufe III gesamt:	167 000.-

Verfahren „C“ (Dr. Lieseberg).

Stufe	Pos.	Apparatur	Preis in M.
IV		<u>Kontaktregeneration:</u>	
	5	1+1 Zahnrad-Pumpen (V ₂ A) für Hg, 2 m ³	1 800.-
		1+1 Motoren, je 4,5 KW, Verbr. 3,0 kWh bei 50 % Wirkungsgrad	1 600.-
	6	1 Abscheider, V ₂ A, Inhalt = 100 Ltr.	350.-
	7	1 Dosiergefäß, V ₂ A, mit Schauglas	300.-
	8	1 Ausgaser, V ₂ A, Inhalt = 1,5 m ³ , mit Tauchglocke	1 600.-
	9	1 Abscheidegefäß, Inhalt = 5 m ³ , V ₂ A; 1,4 m Ø 2 m cyl. Länge	1 900.-
	10	1 Mannspumpe	300.-
	11	1 Speisegeräß, V ₂ A, für Kontaktlösung	800.-
	12	1 Steinzeuggefäß, Inhalt = 500 Ltr., für HNO ₃	300.-
	13	1 Oxydationsturm, 400 Ø, 5,5 m hoch; Eisen, ausgemauert mit Raschigringen	1 500.-
	14	1 Sammelgefäß zum Nachentgasen, Inhalt = 1,5 m ³ ausgemauert	1 200.-
	15	1 Vorratsbehälter, Inhalt = 20 m ³ , Eisen, ausgemauert	5 800.-
	16	1+1 Pumpe, V ₂ A, 270 Ltr./h	1 400.-
		1 Motor, 2,5 KW	400.-
	17	1 Vorwärmer aus V ₂ A, 2,5 m ²	1 000.-
	18	1 Kühler aus V ₂ A, 15 m ²	5 500.-
	19	2 Absorptionsturm, V ₂ A; 400 Ø, 6 m hoch, außen verbleist	2 800.-
	20	2 Sammelgefäße aus Steinzeug für HNO ₃	1 500.-
	21	1+1 Säurepumpen, V ₂ A	3 000.-
		1+1 Motoren, 2 KW	700.-
		<u>Quecksilberdestillation:</u>	
	22	Hg-Ofen mit Muffel	2 500.-
	23	1 Gaskühler	1 000.-
	24	1 Gefäß für Hg	400.-
	25	2 Waschtürme, 400 Ø, 4 m hoch	1 000.-
	26	2 Gefäße für HgO	800.-
	27	1 Ventilator	500.-
		1 Motor	350.-
		Übertrag	40 100.-

Verfahren C" (Dr. Liesberg).

Stufe	Pos.	Apparatur	Preis in M.
		Übertrag	40 100.-
IV		Rohrleitungen, z.Tl. V ₂ A	3 000.-
		Isolation, 40 m ²	700.-
		Montagebeihilfe, Fundamente	5 200.-
		elektr. Installation, Meßinstrumente, Geräte	2 800.-
		Unvorhergesehenes	5 000.-
		Apparatur gesamt:	60 000.-
		hierzu Bauanteil	18 000.-
		Stufe IV gesamt:	78 000.-
V		<u>Kondensation und Kühlung:</u>	
		wie Verfahren "A"	
		Stufe V gesamt:	78 000.-
VI		<u>Aldehyd-Destillation:</u>	
		wie Verfahren "A"	
		Stufe VI gesamt:	85 000.-

Anlage 4.Verfahren „D“ (Dr. Rosinsky).

Stufe	Pos.	Apparatur	Preis in M.
I		<u>(Kompressoren) wie „A“, außerdem</u>	71 000.--
		1+1 Zusatz-Kompressoren für je 300 m ³ vorge- spanntes Gas von 3 atü auf 7 atü	18 000.--
		1+1 Hochsp.-Motoren, je 65 KW	14 000.--
		Rohrleitungen, elektr.Installation etc., Unvorhergesehenes	13 000.--
		Apparatur gesamt:	116 000.--
		Bauanteil hierzu	10 000.--
		Stufe I gesamt	<u>126 000.--</u>
II		<u>Ölwäsche wie bei „A“</u>	47 000.--
		Bauanteil hierzu	12 000.--
		Stufe II gesamt:	<u>59 000.--</u>
III		<u>Acetylen-Umsatz</u>	
	1	3 Kontakttürme, 1600 ø, h=10 m; je 12 m ³ netto Reaktionsraum mit Karbon-Nickelauskleidung; mit Rücklaufrohren	108 000.--
	2	1+1 Wärmeaustauscher, 25 m ² , für 10 at Dampf; Karbon.-Nickel	15 000.--
	3	1+1 Zentrifugalpumpen, Karbon.-Nickel	5 000.--
		1+1 Motoren, 4,5 KW	1 600.--
		Rohrleitungen und Ventile, z.Tl. Karbon.-Nickel	28 000.--
		Isolation, 300 m ²	4 800.--
		Montagebeihilfe	5 500.--
		elektr.Installation	1 500.--
		Meßinstrumente, Geräte	3 500.--
		Unvorhergesehenes	16 100.--
		Apparatur gesamt:	189 000.--
		Bauanteil hierzu	36 000.--
		Stufe III gesamt:	<u>225 000.--</u>

Verfahren „D“ (Dr. Rosinsky).

Stufe	Pos.	Apparatur	Preis in M.
IV		<u>Kontakt-Regeneration:</u>	
	4	1 Dampfabscheider, Nickel	350.--
	5	1 Vorratsgefäß mit Rührwerk, Inhalt = 2 m ³ , lose verbleit mit Bleischlange	1 800.--
		1 Motor zum Rührwerk und Transmission, 7,5 KW	1 100.--
	6	1 Dezimalwaage	100.--
	7	1 Schlemmzentrifuge, 50 kg Belastung mit Ni-Trommel, Mantel verbleit	4 200.--
		1 Motor, 4 KW	1 000.--
	8	1 Schlenkerlaugegefäß, Inhalt = 1,5 m ³ , lose verbleit	800.--
	9	1+1 Preßpumpen (Reinnickel-Gehäuse), je 1,5 m ³ , 8 atü	2 800.--
	10	1 Vorratsgefäß für Chlorzink, lose verbleit, Inhalt = 25 m ³	4 800.--
		Rohrleitungen	3 400.--
		Montagebeihilfe, Fundamente	1 400.--
		Transmission, elektr. Installation, Meßinstru- mente, Geräte	2 000.--
		Unvorhergesehenes	2 250.--
		Apparatur gesamt:	26 000.--
		Bauanteil	10 000.--
		Stufe IV gesamt:	36 000.--
V		<u>Kondensation und Kühlung</u> wie Verfahren „A“	Stufe V gesamt: 76 000.--
VI		<u>Aldehyd-Destillation</u> wie Verfahren „A“	Stufe VI gesamt: 85 000.--

Anlage 5.

Energien zu Verfahren "A".

Sie ergeben sich wie folgt:

		je 100 kg Aldehyd
		Menge M.
<u>Stufe I.</u>	Kompression von ca. 1500 m ³ /h Gas von 1 ata auf 4 ata stündlich 103 KWh d.i.	34,4 KWh = 0,173
	Brunnenwasser (Kühlung) 2 m ³ /h	0,66 m ³ = 0,013
		<u>0,186</u>
<u>Stufe II.</u>	Ölwäsche. 21,5 m ³ Öl je 1500 m ³ Gas (Brief Dr.Hochschwender v.22.XI.33) d.i.7 KWh	2,33 KWh = <u>0,012</u>
<u>Stufe III.</u>	Umsatz. 1,3 kg Dampf je 1 m ³ Gas d.i. (Betriebszahl ist in 12ter Betriebsperiode fast das Doppelte, Aktennotiz Dr.Baumann v.15.XI.33)	585 kg = <u>0,745</u>
<u>Stufe IV.</u>	Für 4-malige Regeneration pro Jahr ca. 2000 koal. = <u>0,003</u> Zum Ausblasen ca. 46 Millionen koal. in Heizgas 24 Stunden Kompressorenenergie "	0,4 KWh = <u>0,002</u> <u>0,005</u>
<u>Stufe V.</u>	Kondensation und Gaskühlung. Flußwasser Brunnenwasser (z.Waschturm)	13,3 m ³ = 0,035 2,0 m ³ = 0,040 <u>0,075</u>
<u>Stufe VI.</u>	Destillation. Dampf (Brief Dr.Hochschwender v.22.XI.33) Elektr.Energie (geschätzt) Flußwasser	425 kg = 0,542 2 KW = 0,030 6 m ³ = 0,016 <u>0,568</u>

Anlage 6.Energien zu Verfahren "B".

	je 100 kg Aldehyd Menge	M.
<u>Stufe I.</u> Kompressoren, wie A		0,186
<u>Stufe II.</u> Ölwäsche, wie A		0,012
<u>Stufe III.</u> Umsatz. Dampf (s. Stoffbilanz)	966 kg	1,232
<u>Stufe IV.</u> Regeneration		
Walzentrockner 70 kg/h	23,3 kg	0,068
Lösegefäß und Aufheizung des Kreislaufs	30 kg	
Trommelersetzer	10 000 kcal.	0,015
elektr. Energie	3,8 kWh	0,019
Flußwasser (Turmberieselung) und Reinigung	5 m ³	0,013
Brunnenwasser	0,5 m ³	0,010
		0,125
<u>Stufe V.</u> Kühlung, Kondensation, Flußwasser ca.	20 m ³	0,053
Waschturm etc. Brunnenwasser	2 m ³	0,040
		0,093
<u>Stufe VI.</u> Destillation, vorläufig wie A		0,542
		0,010
		0,016
		0,568

Anlage 7.Energien zu Verfahren „C“.

		je 100 kg Aldehyd	
		Menge	M.
<u>Stufe I.</u>	Kompressoren, wie A		0,186
<u>Stufe II.</u>	Ölwäsche, wie A		0,012
<u>Stufe III.</u>	Umsatz	966 kg	1,232
<u>Stufe IV.</u>	Regeneration		
	Dampf zum Ausblasen	30 kg	0,069
	zum Aufheizen des Kreislaufs	12 kg	
	Leitungskondensat	12 kg	
	elektr. Energie (Quecksilber- und Lösungspumpen)	3,5 kWh	0,018
	Flußwasser (Turmberieselung, Kondensator, Quecksilbergewinnung)	6,5 m ³	0,017
	Brunnenwasser	0,5 m ³	0,010
	Heizgas (Quecksilberdestillation)	600 kcal.	0,009
	Preßluft (geschätzt)		0,030
			0,153
<u>Stufe V.</u>	Kondensation etc.	Flußwasser ca. 20 m ³	0,053
	Waschturm etc.	Brunnenwasser ca. 2 m ³	0,040
			0,093
<u>Stufe VI.</u>	Destillation, vorläufig wie A		0,542
			0,010
			0,016
			0,568

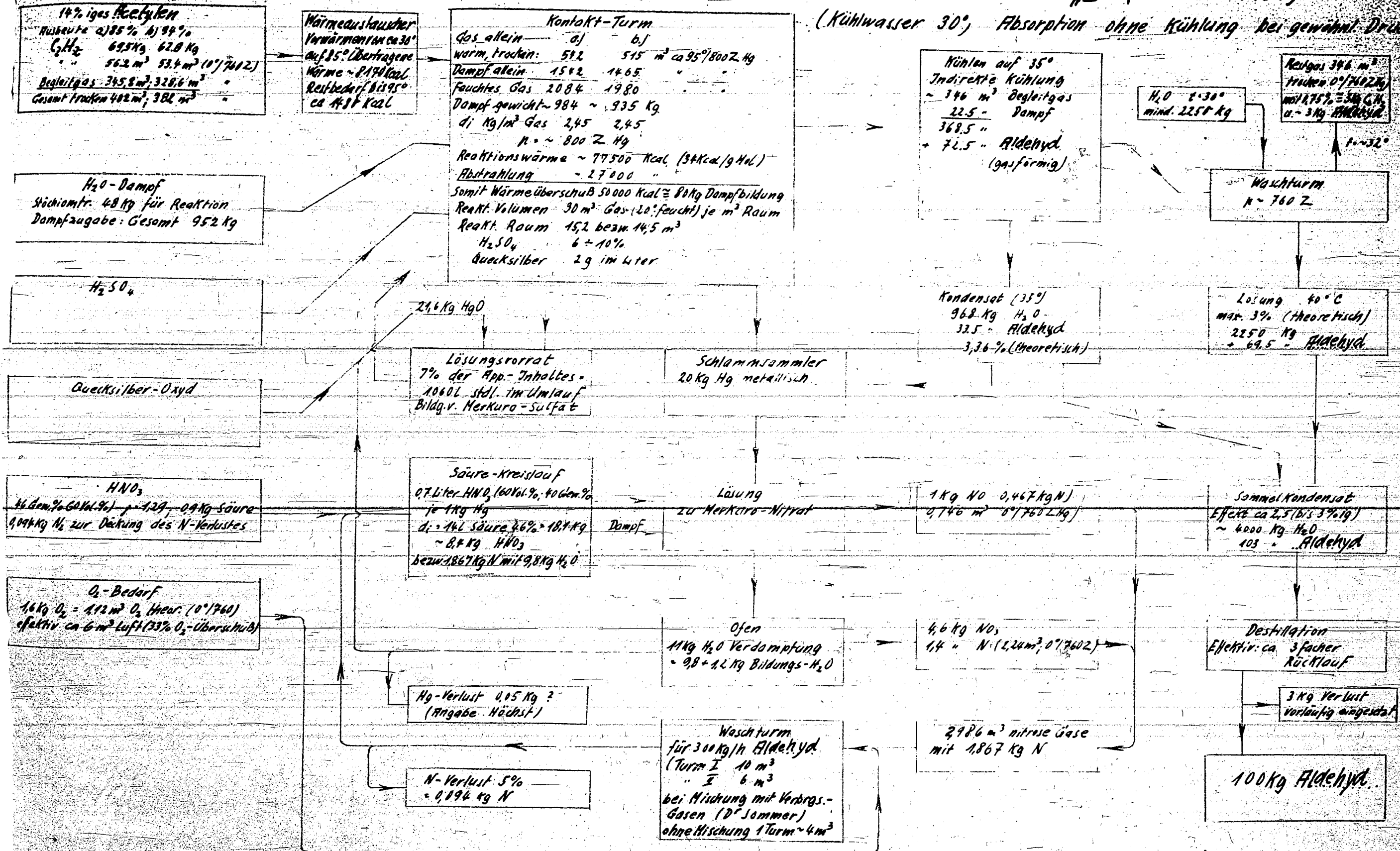
Anlage 8.Energien zu Verfahren „D“.

		je 100 kg Aldehyd	
		Menge	M.
<u>Stufe I.</u>	Kompressoren		
	a) Verbrauch wie A		0,186
	b) Zusatzkompressoren, 1500 m ³ /h von 4 ata auf max. 8 ata d.i. 51 kWh/Std.	17 kWh	0,085
	(Brunnen) Kühlwasser, 1,5 m ³ /h	0,5 m ³	0,010
			0,281
			0,012
<u>Stufe II.</u>	Ölwäsche, vorläufig wie A		
<u>Stufe III.</u>	Umsatz Dampf (s. Stoffbilanz)	503 kg	0,641
<u>Stufe IV.</u>	Dampf (Aufheizen der reg. Lösg. u. Verl.) elektr. Energie	15 kg 0,3 kWh	0,019 0,002
			0,021
<u>Stufe V.</u>	Kondensation und Kühlung		
	Flußwasser	10 m ³	0,027
	Brunnenwasser	2 m ³	0,040
			0,067
<u>Stufe VI.</u>	Vorläufig wie A (jedoch infolge höherer Aldehydkonzentration offenbar niedriger als A!)		0,568

Vorläufige Stoffbilanz

zum Verfahren „B“ (Dr. Van Taack.)

(Kühlwasser 30°, Absorption ohne Kühlung bei gewöhnl. Druck.)



14% iges Acetylen
 a) 85% b) 94%
 C_2H_2 69,5 kg 62,0 kg
 C_2H_4 56,2 m³ 53,4 m³ (10/760 Z)
 Dichte 1,25 g/l 1,25 g/l
 Dichte 1,25 g/l 1,25 g/l
 Dichte 1,25 g/l 1,25 g/l

Wärmeaustauscher
 Vorwärmen von 30°
 auf 85° übertragene
 Wärme ~ 8190 Kcal
 Restbedarf bis 95°
 ca 1480 Kcal

Kontakt-Turm
 Gas allein a) b)
 warm, trocken: 542 m³ 575 m³ ca 95/100 Z Hg
 Dampf allein: 1542 " 1465 "
 feuchtes Gas: 2084 " 1980 "
 Dampf gewicht ~ 984 ~ 935 kg
 di 1 m³ Gas 2,45 2,45
 $\rho \approx 800$ Z Hg
 Reaktionswärme ~ 7750 Kcal (34 Kcal/g H₂)
 Abstrahlung ~ 2700 Kcal
 Somit Wärmeüberschuss 5000 Kcal = 80 kg Dampfblg
 Reakt. Vol. 50 m³ Gas (20% feucht) je 1 m³ Kontakt-raum
 (Kontakt-raum = Flüssigkeitsvolumen + Schaum)
 Reaktionsraum ~ 45 Z = 9,14 m³
 Umsatz 94% bez. auf C_2H_2
 Gesamtumsatz zu Aldehyd 90,2%
 2,62 kg als andere Produkte

H₂O-Dampf
 löschm. fr. 48 kg für Reaktion
 Dampfaufgabe: Gesamt 952 kg

Eisensulfat 3,5 kg
 (Knps.)

H₂SO₄ 1,1 kg
 (Knps.)

HNO₃ 9,8 kg (100%)
 in beliebiger Konzentration
 (Knps.)

Kreislauf zur Regeneration
 Theor. 0,1325 m³ Lösung mit 5,3 kg Eisen
 bei 100% iger verbrauchter Lösung
 und 100% iger Oxydation, effektiv
 vorläufig angenommen: 270 m³ Lösung
 Aldehydgehalt 1+2 g (Knps.)

regenerierte Lösung

Ausblasen
 Luft — bis auf ca 0,6 gr Aldehyd/l
 Dampf — 2 m³ Luft (?) (geschätzt)
 10 kg Dampf (?)

Oxydation
 2,2 kg HNO₃ 100% iger
 (0,488 kg N) als dünne Säure
 beliebiger Konzentration

Ausblasen
 Luft — 2 m³ Luft (?) (geschätzt)
 Dampf — 10 kg Dampf (?)

HNO₃-Absorption mit Kühlung

Kühlen auf 35°

H₂O

Restgas
 Verluste an C_2H_2
 an Aldehyd:

Waschturm

Kondensat

Lösung

Sammel/Kondensat

Hg-Schlamm-Destillation
 siehe Schema:
 N 491-16

Destillation

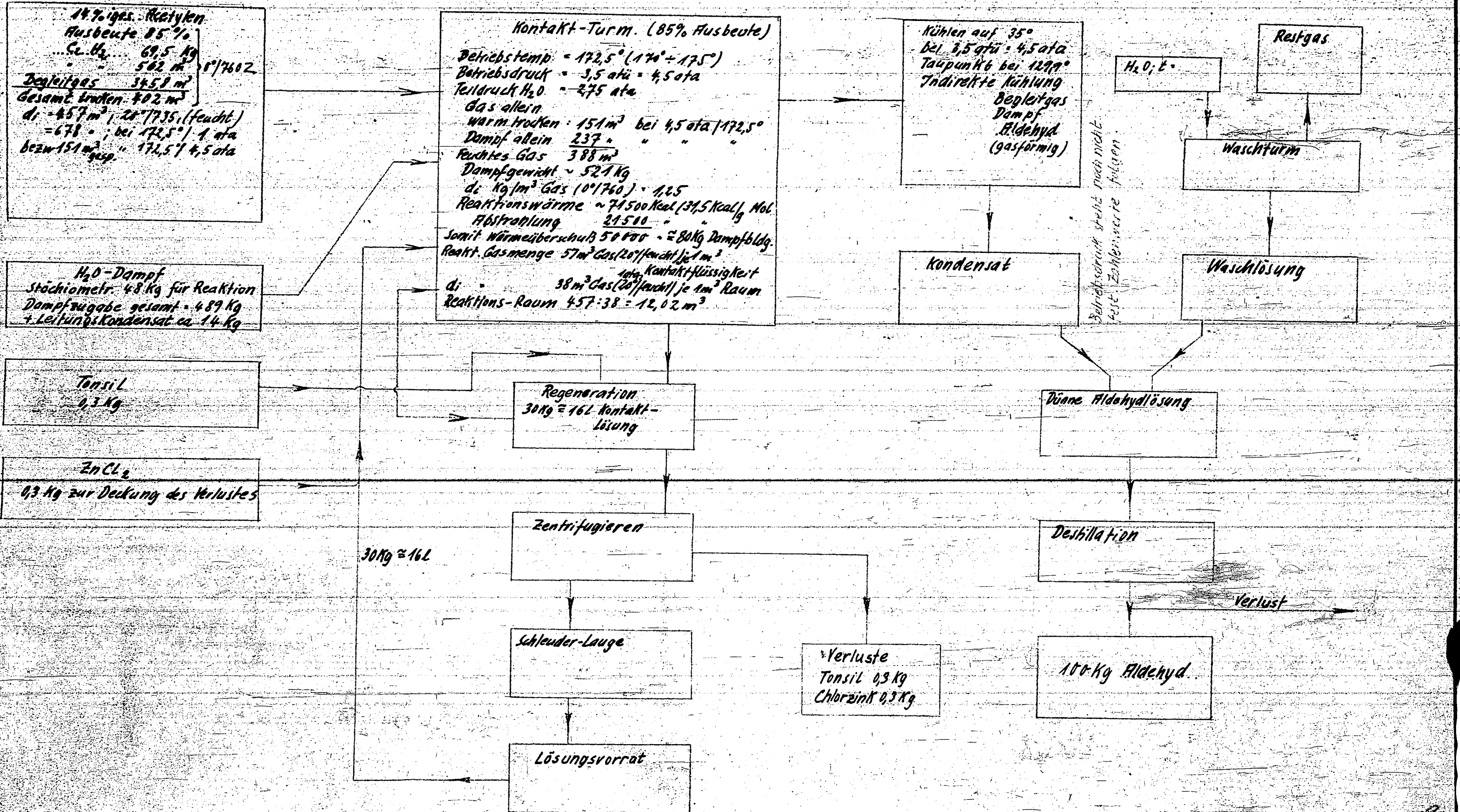
Verluste

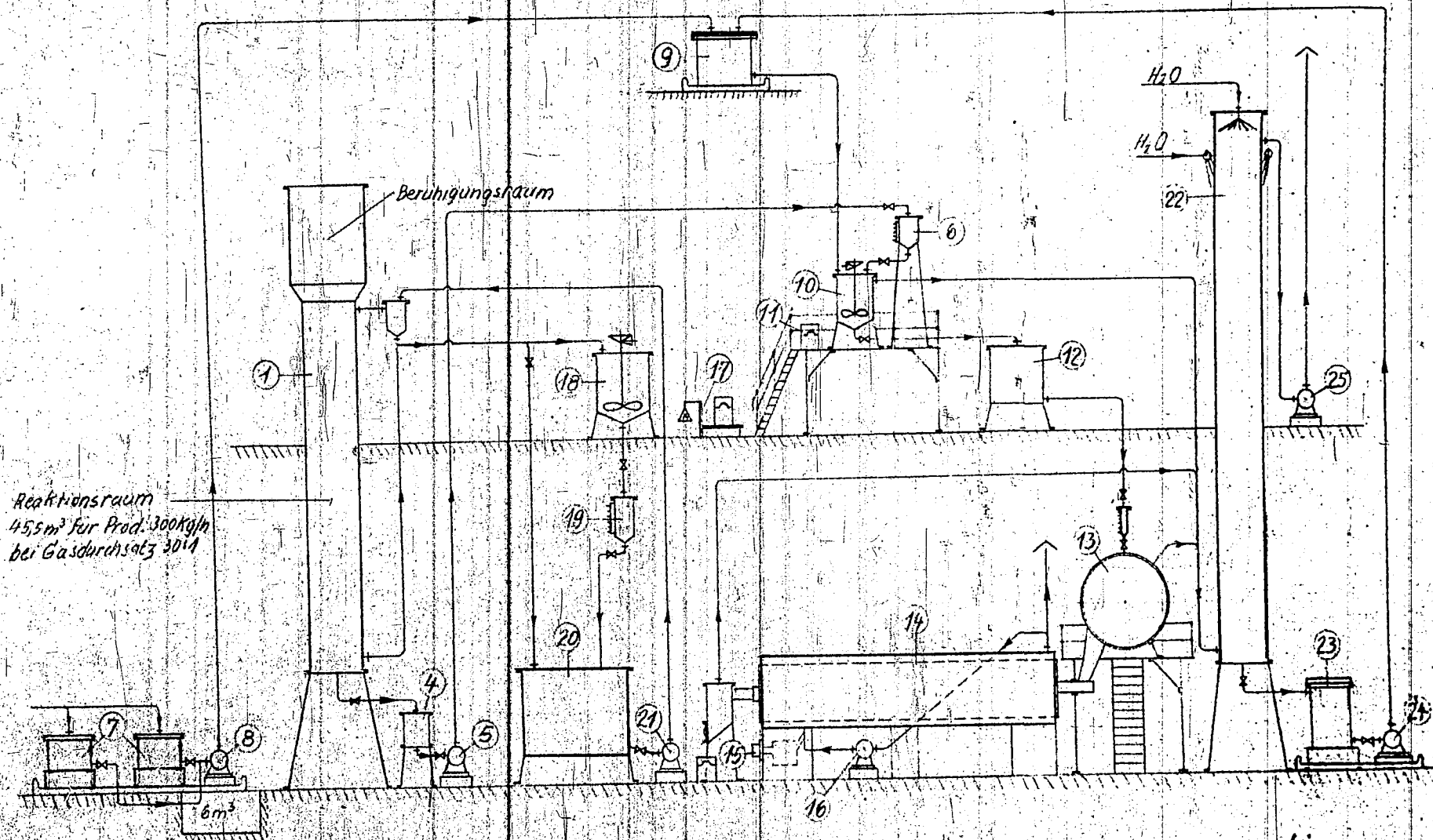
100 kg Aldehyd

Vorläufige Stoffbilanz
 zum Verfahren "C" (D' Lieseberg)

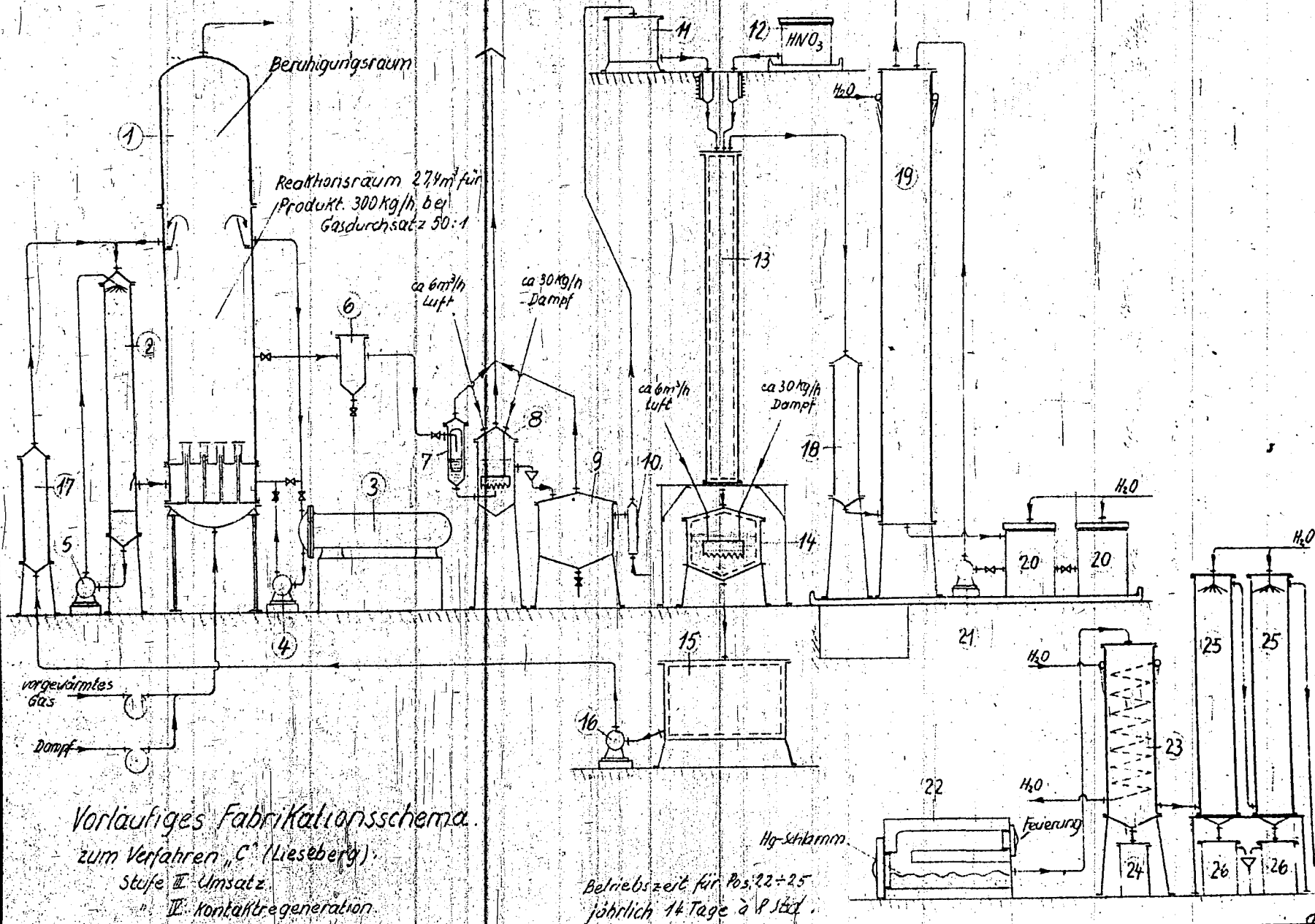
Vorläufige Stoffbilanz zum Verfahren „D“ (Dr. Rosinsky)

Anlage 11

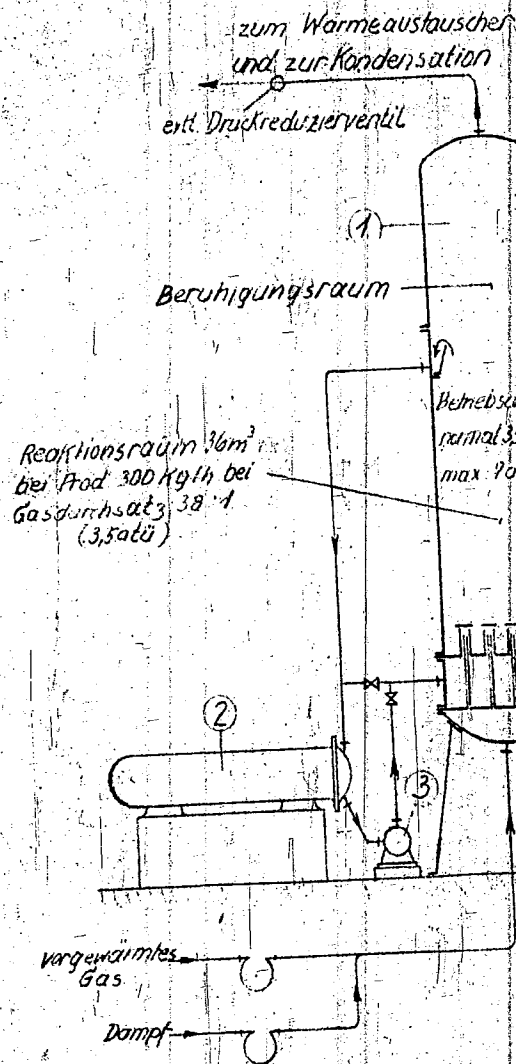




Vorläufiges Fabrikationsschema der Kontaktregeneration
zum Verfahren „B“ (von Taack)
a) mit Salpetersäure.



Vorläufiges Fabrikationsschema
 zum Verfahren „C“ (Lieseberg).
 Stufe II Umsatz
 „ III Kontaktregeneration



Vorläufiges Fabrikationsschema

zum Verfahren „D“ (Rosinöle)

Stufe II Umsatz

II Kontakregeneration