

H. Hofman

2293 <sup>18/5/71</sup>

## Laboratorium voor Chemische Technologie

Verslag behorende  
bij het processchema  
van

J. E. de Hazeck - S. I. R. van der Veen

onderwerp:

De bereiding van mangaandioxide  
voor de batterij industrie

adres:

Hendrik Tollenschot 392  
Roland Holstman 521

datum: 12-5-71



DE BEREIDING VAN

MANGAANDIOXIDE

VOOR

DE BATTERIJ INDUSTRIE

APRIL 1971

J.E.de Haseth  
S.I.R. van der Veen

ERRATA.

<u>blz.</u>	<u>regel</u>	<u>is</u>	<u>moet zijn</u>
5.	2 v.o.	voor het roterend	na het roterend
6.	6 v.b.	R 12	R 11
	8 v.b.	tegenstroom nitraten	tegenstroom van nitraten
9.	8 v.b.	$Mn_2O_4$	$Mn_3O_4$
	7 v.o.	van ... $Mn_2O_3$	van $\alpha Mn_2O_3$
19.	1 v.o.	laatste term Friedman vgl.	$\left( \frac{\sigma \cdot \rho \cdot L}{(\phi_m')^2} \right)^{0.1}$
20.	7 v.b.	$\eta$ in $N/sm^2$	$\eta$ in $Ns/m^2$
	8 v.b.	$\sigma$ in $N/m^2$	$\sigma$ in $N/m$
22.	8 v.b.	$\phi_m$ $p(T_3)$ toevoegen	$\phi_{mg} (Mn(NO_3)_2 \cdot 1aq.)$ $\rho (T^0)$ $\phi_{mv} = \phi_{mg} + \phi_{mv}$
	8 v.o.	in droogtijd vergelijking	weglaten $\frac{1}{4}$
	9 v.o.	Appendix V	Appendix III
24.	9 v.b.	lit. 26	lit. 19a
27.	15 v.o.	26 $Ns/m$	26 $Ns/m^2$
	8 v.o.	In fig 15 ..	Fig. 15 ..
28.	4 v.b.	dp	dp in $\mu$
31.	6 v.b.	toevoegen	$H_v^* = 55000 \text{ KJ/kg.}$
37.	6 v.b.	afb. IV	afb. V
38.	11 v.b.	$\Delta \bar{T}_t$	$\frac{1}{2} \Delta \bar{T}_t$
44.	12 v.b.	$A_2$	$A_1$
	6 v.o.	Re $10^5$	Re $> 10^5$
	4 v.o.	4f = 1/do	4f.l/do

<u>blz.</u>	<u>regel</u>	is	moet zijn
47.	7 v.o.	in tabel	$\rho$
	6 v.o.	in tabel d	$\rho_d$
48.	10 v.o.	stoont	stroomt
49.	10 v.b.	$P_1$	$P_{pl}$
	1 v.o.	$P_D$ bij $(T_D - K)^\circ C$	$P_D$ bij $(T_R - K)^\circ C$
51.	2 v.b.	$D_a = \frac{\phi_m \cdot 4}{\rho_d \cdot v_a}$	$D_a = \sqrt{\frac{\phi_m \cdot 4}{\rho_d \cdot v_a \cdot \pi}}$
60.	No 3	(M)	(M1)
	No 5	.. wordt ... ertsstroom	wordt in de reduceer- oven omgezet in $Fe_3O_4$
71.	4 v.b.	$MnNO_3 \cdot 1aq$	$Mn(NO_3)_2 \cdot 1aq$
fig. 15		kengetal C	$dp \sqrt{\frac{\rho_d \cdot v}{\eta_c^D}}$

2. Literatuur over de ontleding.

Overzicht

Auteur	Lundquist			Uhlmann		Pons en Brenet		
lit. no	4	4	4	1	1	7	7	7
"reaktor"	K	HP	HP	Vers.	Rot.O	Kroes	Kroes	Kroes
temp. °C	200	200	360	<350°C	>350°C	150°	150°	150°
contacttijd	lang	5 min	1 min	kort	lang	5 hr	5 hr	5 hr
kristalstruct.	$\beta$	$\gamma, \beta$	$\gamma, \beta$	$\gamma$	$\beta$	$\beta$		
MnO <sub>2</sub>							weinig	geen
Mn <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	geen					geen	veel $\alpha$	$\alpha$
Opmerkingen:						af- zuigen	niet af- zuigen	toe- voegen
						nitr. dampen	nitr. dampen	nitr. dampen

K = kroes  
 HP = hete plaat  
 Vers. = verstuiver  
 Rot.O = roterende oven

Aanvulling op: De toelaatbare stoomtemperatuur.

pag. 38

Indien we gebruik maken van een horizontale warmte-wisselaar, is een vloeistofhoogte van 5 meter acceptabel.

We kiezen dan een toelaatbare stoomtemperatuur van 120 °C.

<u>INHOUD.</u>	pag.
SAMENVATTING	1
I. INLEIDING	2
II. TOEPASSING	3
III. PROCESOMSCHRIJVING	
1. De ontsluiting van mangaanerts	5
2. De ontleding van mangaannitraat	6
IV. DE REAKTIE	
1. Reaktievergelijkingen	7
2. Literatuur over de ontleding	8
3. De ontledingssnelheid	10
4. De enthalpieberekening	12
V. DE TYPEN REAKTOREN	13
VI. BEREKENING VAN DE VERSTUIVER	
1. Keuze van de verstuiver	15
2. Vergelijking van de verschillende verstuivers	15
3. De drukverstuivers	17
4. De roterende schijf	19
VII. DE REAKTOR	
1. De verblijftijd en luchthoeveelheid in de verstuiverstoren	21
2. De afmetingen van de verstuiverstoren	23
3. De produktscheiding	26
4. De luchtinvoer	28
5. De recirculatie van de lucht	29



VIII.	KEUZE VERDAMPER	
	1. Gegevens voor het verdampingsproces	32
	2. Opmerkingen	33
	3. Eisen aan de verdamper	33
	4. Conclusie	33
IX.	ONTWERP INDAMPER	
	1. Het aantal verdampers	34
	2. De warmtewisselaars	
	2.1 Het werkgebied	35
	2.2 Het verwarmend oppervlak	40
	2.3 De drukval	44
	2.4 Regeling van de stoomtoevoer	46
	3. De verdamper	
	3.1 De diameter	47
	3.2 De toevoerpijp	48
	3.3 Minimale statische vloeistofhoogte boven toevoerpijp	48
	3.4 Minimale benodigde statische vloeistof- hoogte boven warmtewisselaar	49
	3.5 De druppelvanger	50
	3.6 Diameter dampleiding	50
	4. De pomp	
	4.1 De leidingkarakteristiek	52
	4.2 De N.P.S.H.	52
	4.3 De zuigdruk	53
X	DE CONDENSOR/EJECTUERS	
	1. Condensor I	55
	2. De ejecteurs	56
	3. Condensor II	57
XI	MATERIAAL KEUZE	58
XII	MASSA EN WARMTEBALANS	60

XIII. SCHATTING VAN DE INVESTERING	62
NABESCHOUWING	63
SYMBOLENLIJST	64
LITERATUURLIJST	67
APPENDIX I	70
APPENDIX II	72
APPENDIX III	74
APPENDIX IV	76
FIGUREN	

SAMENVATTING.

Mangaanerts wordt met salpeterzuur <sup>in de reaktor</sup> ontsloten.

De bij de ontsluiting ontstane mangaannitraat wordt ingedampt.

De "oplossing" wordt in een reaktor ontleed tot mangaandioxide.

Van deze reaktor zijn twee uitvoeringsvormen beschouwd:

- de verstuiverstoren,
- de roterende trommel.

Bij de verstuiverstoren is ingegaan op de keuze van het verstuivingssysteem.

Voor het indampstelsel zijn twee verdampers gebruikt. Deze verdampers zijn gedetailleerd uitgewerkt.

Uit een kostenbeschouwing van beide uitvoeringsvormen van het proces blijkt dat qua investering de verstuiverstoren het goedkoopst is.

I. INLEIDING.

Het mangaandioxide wordt gebruikt in droge batterijen als depolarisator (zie blz. 3).

De stof kan veelal direkt op de winplaatsen gewonnen worden en na het malen in de batterijen gebruikt worden. Met name kunnen hier de mijnen aan de Afrikaanse Goudkust genoemd worden, waar men een erts vindt bestaande uit 86% bruinsteen (mangaandioxide lit. 1).

De laatste jaren is het verbruik van mangaan voornamelijk in de staalindustrie zó sterk gestegen dat ook minder mangaanrijke ertsvelden worden ontgonnen. Hieruit moet het mangaan worden geïsoleerd.

Het mangaangehalte van deze velden ligt om en nabij de 20%. (De grootste verontreinigingen zijn ijzer ( $\pm 10\%$ ) en zand (2-26%), lit. 2)

Bij deze veel ijzerhoudende ertsen wordt het mangaan ontsloten met behulp van salpeterzuur.

In dit voorontwerp zal een installatie ontworpen worden voor het bereiden van batterij-mangaandioxide uit ijzerrijke mangaan erts.

Op grond van de produktiecijfers in de Verenigde Staten die voor de batterijenindustrie een cijfer van 30.000 ton per jaar geven, (lit. 1) is besloten om het voorontwerp af te stemmen op een eenheid van 10.000 ton per jaar voor de markt van de Europese Economische Gemeenschap.

*In batterijen 30% elich mangaan 70 natuurt*

*de afbouw*

*dit gebeurt met commercieel*

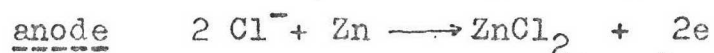
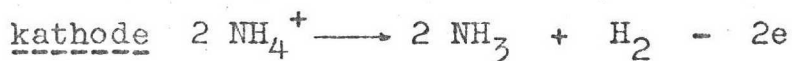
## II. TOEPASSING.

Het mangaandioxide wordt gebruikt in droge batterijen als depolarisator.

De meest gebruikte cel is de leclanché cel (zie fig. 1). Deze cel bestaat uit een koolstofkathode (1), een zinken anode (2) en de depolarisator (3) bestaande uit mangaandioxide en koolstof (25%) (lit. 6).

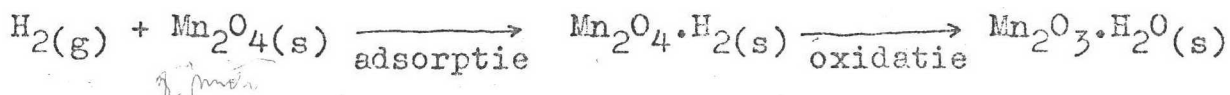
Tevens bevindt zich in deze cel een sterke oplossing van salmiak ( $\text{NH}_4\text{Cl}$ ).

De reacties die in de cel plaatsvinden zijn



De ontstane waterstof zou de kleine kathode afschermen (polariseren) en deze op den duur onbruikbaar maken.

De depolarisator zorgt ervoor, dat de waterstof wordt weggevangen volgens de volgende reactie vergelijking



Ter bevordering van de waterstof adsorptie is een zo groot mogelijk oppervlak noodzakelijk, d.w.z. zo klein mogelijke deeltjes met een zo groot mogelijke porositeit. Uit ervaring (lit. 4) is echter gebleken dat voor de goede werking van een batterij de maximale porositeit gelijk is aan 0.78. Tevens blijkt dat één bepaalde kristalstructuur ( $\gamma$ ) van het mangaandioxide als depolarisator sterk boven de anderen ( $\beta, \beta', \rho, \varepsilon$ ) is te prefereren. (lit. 5) Verder is er een elektrochemische eis, dat in het mangaandioxide zich geen edeler metalen bevinden dan Zn, dus geen Cu, Pb, Fe, As, Ni, Co en Sb.

Resumerend kan men stellen dat het mangaandioxide

- . klein moet zijn (de gem. deeltjes grootte uit een opengemaakte droge batterij bleek  $50 \mu$  te zijn)
- . een grote porositeit, echter niet groter dan  $\varepsilon = 0.78$  moet hebben
- . de gamma-structuur hebben moet
- . geen verontreinigingen mag bevatten die edeler zijn dan Zn.\*

- Militaire specificaties van batterijen. (lit. 4)

<u>Chemische samenstelling</u>	<u>procent</u>
O <sub>2</sub> aanwezig als MnO <sub>2</sub>	85.0 min
Totaal mangaan	58.0 min
Totaal Alkali metalen	0.5 max.
Totaal aard alkali metalen	0.5 max.
SiO <sub>2</sub>	0.5 max.
H <sub>2</sub> O	3.0 max.
pH	4.0-8.0

Fysische eigenschappen.

Dichtheid	1100 kg/m <sup>3</sup>
Porositeit	0.78
Kristalstructuur	gamma

### III. PROCESOMSCHRIJVING (zie flowsheet)

Het Proces bestaat uit een ontsluitingssectie en een ontledingssectie.

#### 1. De ontsluiting van Mangaan erts. (lit. 1 en 2)

Vóór de bewerking wordt het erts met kogelmolens gemalen tot deeltjes ter grootte van  $200\mu$  (M1).

Hierna worden de grotere delen uitgezeefd en teruggevoerd. (M2)

Het gemalen erts wordt daarna in een roterende oven bij  $800^{\circ}\text{C}$  gereduceerd. (M3)

Hetmangaandioxide gaat hierbij over in mangaanoxide en de ijzeroxiden in  $\text{Fe}_3\text{O}_4$  (magneetijzersteen)

Deze vorm van ijzeroxide is inert in een salpeterzuur oplossing. Het erts wordt nu in een geroerde tank gedeeltelijk ontsloten met de suppletie van salpeterzuur oplossing. (V4)

In deze tank wordt tevens zwavelzuur toegevoegd om de elementen calcium, magnesium, lood en zink als sulfaten neer te slaan. (De hoeveelheid zwavelzuur wordt bepaald door de chemische samenstelling van het erts)

De rest van het erts wordt ontsloten in een tegenstroom absorptie toren, waarbij de erts-slurry in contact komt met nitreuse dampen uit de ontledingssectie. (T6)

Bij de ontsluiting gaat het mangaanoxide in oplossing als mangaannitraat.

Het magneetijzersteen, siliciumoxide, aluminiumoxide, fosfor en organisch koolstof lossen niet op.

De oplossing wordt van de vaste stof geïsoleerd, met behulp van respectievelijk een indikker en een roterend filter. (V7 en M8)\*

Vervolgens wordt de mangaannitraat oplossing met verdampers ingedampt tot 70 gew %. (Deze "oplossing" is eigenlijk mangaannitraat gesmolten in zijn kristalwater) (M9-M10)

\*) Het slijp komend uit de indikker wordt van de resterende nitraatoplossing ontdaan, in een slijpfilter. De hier gewonnen vloeistof wordt teruggevoerd in het proces voor het roterende filter. (Dit staat niet aangegeven in de flowsheet)

## 2. De ontleding van mangaannitraat.

We hebben voor de ontleding van het mangaannitraat twee alternatieve methoden.

### Methode 1

De mangaannitraat smelt komende uit de laatste verdamper wordt verstoven met een roterende verstuiver, (R12) tot een gemiddelde deeltjes grootte van 50  $\mu$ .

De verdampings- en reaktiewarmte wordt met verhitte lucht aangevoerd. (H 13) De ontstane nitreuze dampen worden afgewogen en via de cycloon naar de ontsluitingstoren gevoerd.

De scheiding van de korrels uit het gasmengsel in de reactor, wordt bewerkstelligd door de cycloonwerking van de reactor en met behulp van een cycloon. (M 12) Deze mangaandioxide korrels voldoen dan aan de specificaties die voor batterij-vulling geeist worden. (lit. 4)

### Methode 2

De mangaannitraat smelt komende uit de verdamper, wordt op twee paar roterende trommels ontleed. (R 18)

Op de trommels, die van binnen tot 200°C verhit worden, wordt de mangaannitraat "smelt" gespoten.

De trommels worden bedekt met een laagje smelt.

Na driekwart ontwenteling is het mangaannitraat ontleed.

De ontstane koek wordt dan afgeschraapt. De nitreuze dampen worden afgezogen en teruggevoerd naar de ontsluitingstoren. Vervolgens wordt het produkt in tegenstroom <sup>Na</sup> nitraten gewassen en gemalen in kogelmolens.

( M 19, M 21)

Na elke kogelmolen wordt het waswater van de stof gescheiden met behulp van trommel-filters.

Dit wordt herhaald tot de produkt-specificaties bereikt zijn.

De nog natte korrels worden in een roterende oven bij 300°C gedroogd. Na koeling wordt het produkt opgeslagen.

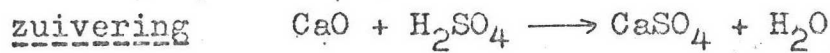
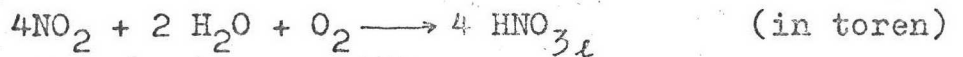
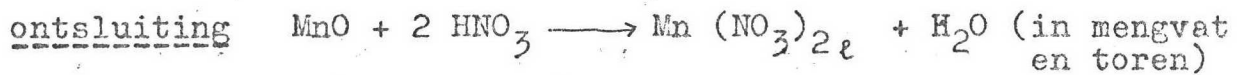
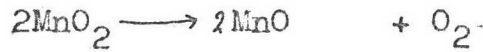
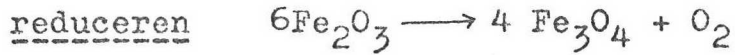
Na Kerkii Hallerke?

Waarom

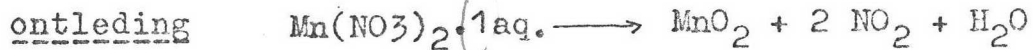
Waarom hier  
Waarom  
het spinningsmateriaal?

Kerkii  
Kerkii-filters



IV. DE REAKTIE.1. Reactie vergelijkingen.

enz



*de reactie heeft heel  
de 3-erminuten 70°C  
nu 8 minuten 40°C*

2. Literatuur over de ontleding.

Overzicht

Auteur	Lundquist			Uhlmann		Pons en Brenet		
lit. no	4	4	4	1	1	7	7	7
"reaktor"	K	HP	HP	Vers.	Rot.O	Kroes	Kroes	Kroes
temp. °C	200	200	360	<350°C	>350°C	150°	150°	150°
contacttijd	lang	5 min	1 min	kort	lang	5 hr	5 hr	5 hr
kristalstruct.								
MnO <sub>2</sub>	<i>B</i>	<i>HP</i>	<i>HP</i>	<del><i>B</i></del>	<del><i>B</i></del> <i>Brunner</i>	<i>B</i>	weinig	geen
Mn <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	geen					geen	veel <i>x</i>	<i>x</i>
Opmerkingen:						af- zuigen	niet af- zuigen	toe- voegen
						nitr. dampen	nitr. dampen	nitr. dampen

K = kroes  
 HP = hete plaat  
 Vers. = verstuiver  
 Rot.O = roterende oven

Hegedüs (lit. 8) vond dat de ontleding van  $\text{Mn}(\text{NO}_3)_2$  plaats vond boven de  $70^\circ\text{C}$ . De ontstane  $\text{MnO}_2$  begon zuurstof te verliezen boven de  $480^\circ\text{C}$ , er ontstond dan  $\text{Mn}_2\text{O}_3$ .

Ook Cole (lit. 9) kwam tot een soortgelijke conclusie. Uit figuur 2 is in te zien, dat boven de  $300^\circ\text{C}$  de ontleding van  $\text{MnO}_2$  start.

Bij  $500^\circ\text{C}$  is  $\text{MnO}_2$  volledig omgezet in  $\text{Mn}_2\text{O}_3$  en bij  $900^\circ\text{C}$  is dit reeds  $\text{Mn}_3\text{O}_4$  geworden.

Ewing e.a. (lit. 10) hebben metingen verricht aan het systeem mangaannitraat/water (fig. 3)

De smeltlijnen van de verschillende mangaannitraat-hydraten zijn hier gemeten. Hij vond dat het mangaannitraat bij hoge concentraties (78%) bij het smeltpunt langzaam ontlede.

Bij zeer lage waterconcentraties ( $\text{Mn}(\text{NO}_3)_2 \cdot 1\text{aq}$ ) zal het nitraat zeer snel ontleden. Dit gebeurt bij temperaturen hoger dan  $75^\circ\text{C}$ .

### Conclusies.

- Om ontleding te verkrijgen moet de temperatuur  $> 75^\circ\text{C}$  zijn (Hegedüs)
- Een temperatuur groter dan  $300^\circ\text{C}$  zal zuurstof arme mangaan tot gevolg hebben. ( $\text{Mn}_2\text{O}_3$  of  $\text{Mn}_3\text{O}_4$  in plaats van  $\text{MnO}_2$ ) (Cole)
- Een lage nitreuze dampen concentratie verhindert het ontstaan van  $\text{Mn}_2\text{O}_3$  (Pons en Brenet).
- De ontleding van mangaannitraat start bij het monohydraat. (Ewing)
- De ontleding van  $\text{Mn}(\text{NO}_3)_2 \cdot 1\text{aq}$  geeft  $\gamma \text{MnO}_2$ . Bij lange verblijftijden van  $\gamma \text{MnO}_2$  in de reaktor, wordt dit omgezet in de  $\beta$  modificatie. Er moet dus een korte verblijftijd in de reaktor zijn.

*de xkloent  
met met f  
by 500°C*

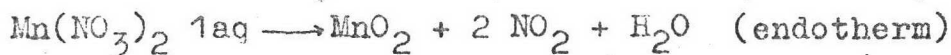
*de 7376 mm  
> 209!*

*Maar MnO2 wordt ook wel gevormd in reaktor*

*ni j. f. det?  
temp. afh? 3 i 1723*

Thermodynamische gegevens van de reactie.

De reactie:



Kalorische gegevens in kcal/mol. (lit. 6, 11, 12)

Stof	$\Delta H^\circ$	$\Delta G_f^\circ$	$S^\circ$	$C_p = a + bT + cT^2$		
				$a \cdot 10^{-3}$	$b \cdot 10^{-6}$	$c \cdot 10^{-9}$
$\text{Mn}(\text{NO}_3)_2 \cdot$ 1aq (c)	-202.5*			35.6**		
$\text{MnO}_2$ (s)	-124.6	-111.5	12.7	1.92	47.1	-29.7
$\text{NO}_2$ (g)	8.1	12.4	57.5	7.0	7.1	-0.86
$\text{H}_2\text{O}$ (g)	-57.8	-54.6	45.1	8.22	0.15	1.34

\* deze waarde is benaderd door aan te nemen dat

$$\Delta G^\circ(\text{MnNO}_3 \cdot 1\text{aq}) = \Delta G^\circ(\text{MnNO}_3 \cdot 6\text{aq}) - 5 \cdot \Delta G^\circ(\text{H}_2\text{O})_s$$

\*\* benaderd uit een reactie, waarvan deze de enige onbekende  $C_p$  waarde was.3. De ontledingssnelheid.

(Voor modelkeuze zie enthalpie-berekening blz. 12)

De ontledingssnelheid kan gecontroleerd worden door:

1. De chemische reactie
2. de snelheid van warmtetoevoer
3. de terug-diffusie remming in de aslaag
4. de terug-diffusie remming in de gasfilm.

ad 1 We kunnen aannemen dat de ontledingsreactie oneindig snel verloopt (lit. 10) .

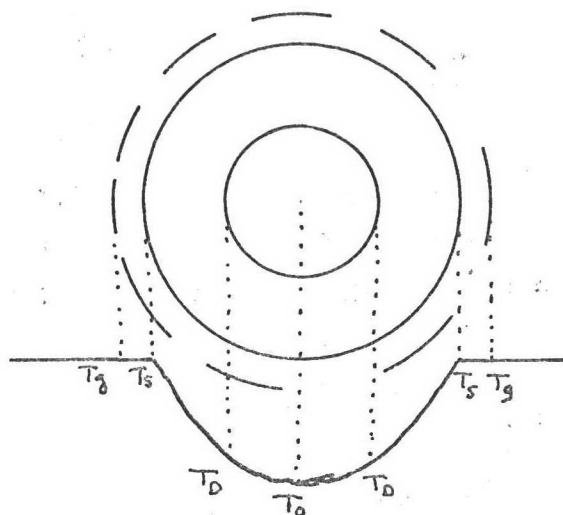
ad 2 Hierbij wordt aangenomen dat de ontledingssnelheid bepaald wordt door de snelheid van warmtetoevoer en dat de straling hierbij een geringe rol speelt. (lit. 13)

*ad 1 & 2  
aan de hand van de  
reactie*

*aan de hand van de  
reactie  
snelheid, de  
warmtetoevoer  
en de straling*

ad 3 De ontledingsreactie is aflopend, dus de terugdiffusie van  $\text{NO}_2$  en  $\text{H}_2\text{O}$  zal de reaktiesnelheid niet beïnvloeden.

ad 4 Bij de hoge gassnelheden die in ons proces toegepast worden (zie reaktor), kunnen we in eerste instantie de gasfilmdiffusieremming verwaarlozen.



$T_D$  = diss. temp.

$T_s$  = opp. temp.

$T_g$  = gas. temp.

$T_0$  = begin temp.

We nemen hierbij nog aan dat:

- de voelbare warmte nodig om de stof te verhitten tot de reaktietemperatuur, wordt verwaarloosd ten opzichte van de dissociatiewarmte.
- de temperatuur niet met de tijd veranderd. (stationaire toestand)
- zowel de dissociatie-temperatuur als de oppervlakte-temperatuur constant zijn. (De oppervlakte-temperatuur is door de hoge gassnelheden gelijk aan de gastemperatuur)

Uitgewerkt (zie Appendix I) geeft dit:

$$t = - \frac{\Delta H \cdot \rho \cdot R^2}{6(T_s - T_D) \lambda \cdot M}$$

$t$  = reaktietijd (sec)

$\Delta H$  = nodige ontledingswarmte (KJ/Kmol)

$\rho$  = dichtheid  $\text{Mn}(\text{NO}_3)_2 \cdot 12\text{aq}$  ( $\text{kg}/\text{m}^3$ ) =  $1.8 \cdot 10^3$

$R$  = straal van de korrel (m)

$T_s$  = oppervlakte temperatuur ( $^\circ\text{C}$ )

$T_D$  = dissociatietemperatuur ( $^\circ\text{C}$ ) =  $200^\circ\text{C}$  (Appendix II)

$\lambda$  = warmtegeleidingscoëfficiënt van  $\text{MnO}_2 = 0.29 \text{ J/sec m}^\circ\text{C}$   
 $M$  = molgewicht  $\text{Mn}(\text{NO}_3)_2 \cdot 1\text{aq} = 207$  (lit. 6)

#### 4. Enthalpie berekening.

De ontledingsreactie vindt plaats vanuit een vaste fase naar een vaste fase en gas fase.

Om berekening van dit type reactie mogelijk te maken, gaan we uit van een sferische korrel met een homogene porositeit.

Deze aanname is geoorloofd gezien de reaktor keuze. (blz 20)  
 Het warmte-effect van deze ontledingsreactie is een functie van de plaatselijke druk in de korrel en de ontledingstemperatuur.

Bij de berekening van het warmte-effect wordt aangenomen dat de druk in de korrel 1 atm. is. (zie Appendix II)

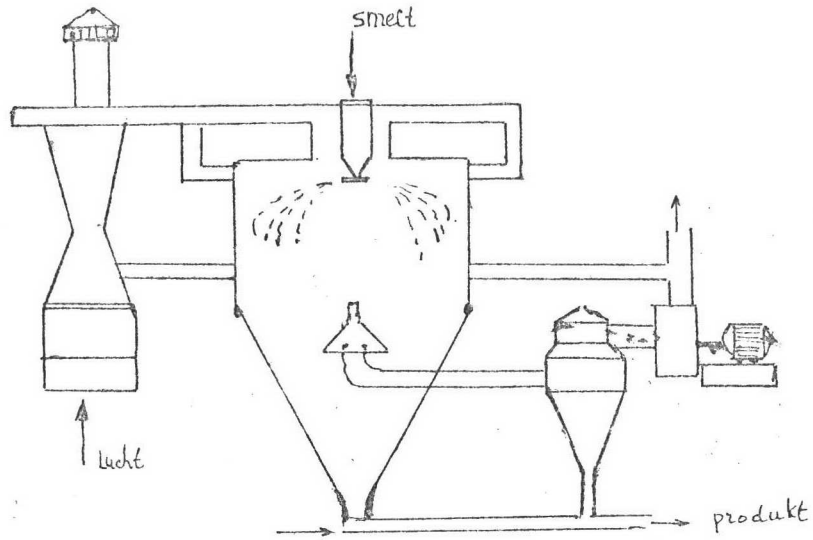
We kiezen de ontledingstemperatuur op  $200^\circ\text{C}$  ( $573^\circ\text{K}$ )

$$\Delta H^\circ = \Delta H^\circ(\text{MnO}_2) + 2 \Delta H^\circ(\text{NO}_2) + \Delta H^\circ(\text{H}_2\text{O})_g - \Delta H^\circ(\text{Mn}(\text{NO}_3)_2 \cdot 1\text{aq})$$

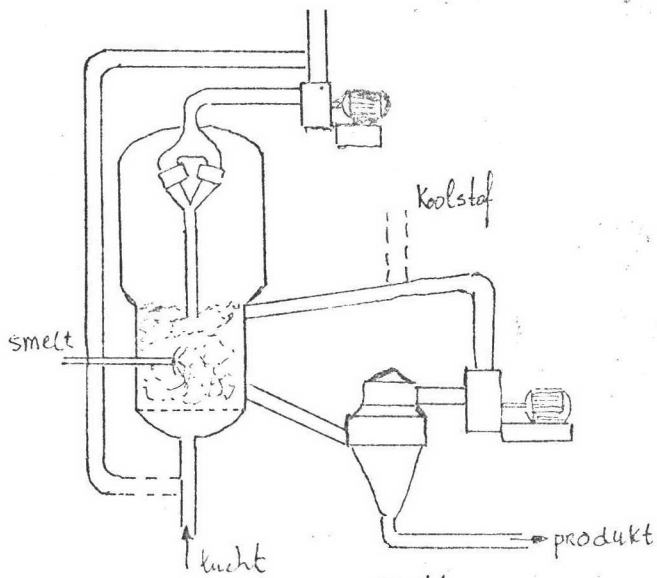
$$H_{573} = H^\circ + \int_{298}^{573} C_p \, dT$$

	Kcal/mol	$10^3$ KJ/Kmol	$10^3$ KJ/Kg
$\Delta H^\circ =$	36.2	152.0	0.734
$\Delta H_{573}$	35.7	150.0	0.724

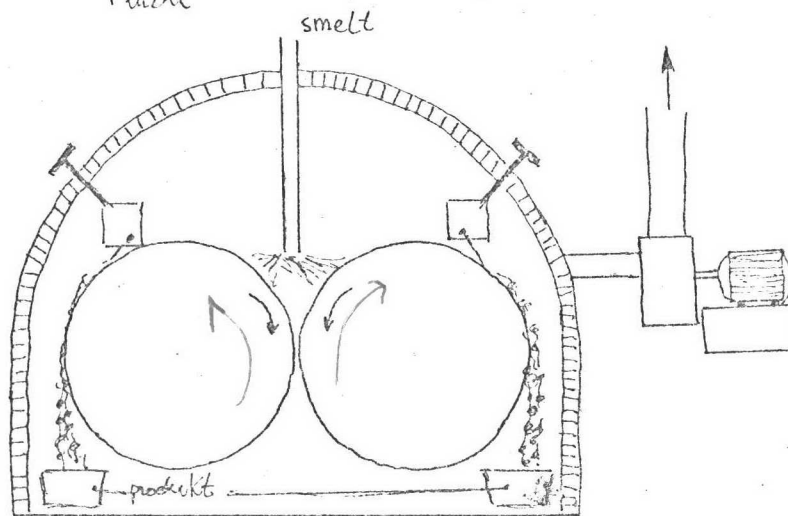
$\Delta H$  = ontledingsenthalpie.



Afb. I De verstuiverstoren



Afb. II Het fluidebed



Afb. III De roterende trommel

## V. DE TYPEN REAKTOREN.

We hebben voor de ontleding van mangaannitraat de volgende mogelijkheden overwogen.

### 1. Fluide bed. (afb. II)

a. Het fluide bed wordt gevoed met koolstofdeeltjes.

Hierop wordt een film waterige mangaannitraat "smelt" gespoten, die verdampt en ontleedt.

Dit proces gaat door tot de deeltjes een bepaalde zwaarte bereikt hebben. Hierna verlaten ze het bed en worden gemalen.

b. Hetzelfde proces als a.

In plaats van koolstof wordt echter de kleine fractie van het produkt ( $MnO_2$ ) in het fluide bed teruggevoerd.

### 2. Hete trommel. (afb. III)

Een vloeistoffilm mangaannitraat wordt over de lengte van de trommel verspreid. De film verdampt en reageert tijdens het ronddraaien. Het gereede produkt wordt van de trommel afgeschraapt. (zie III, 2b)

### 3. Verstuivertoren. (afb. I)

De mangaannitraat wordt versproeid. Meegestuurde hete lucht zorgt voor droging en reactie van de druppels.

ad 1 De primaire deeltjes in het fluide bed moeten aangroeien tot grotere deeltjes.

Een analoog proces is beschreven door Grimmett (lit. 24). Hij geeft voor  $200M$  deeltjes een aangroeisnelheid van  $1M/hr.$  (fig. 4)

*als handboek  
met*

*boek*

*ad 1*



Verder blijkt dat bij kleinere deeltjes-grootte de aangroeisnelheid afneemt.

Voor het verkrijgen van  $\gamma$ - $\text{MnO}_2$  is een korte verblijftijd in de reaktorruimte noodzakelijk. Door de lage aangroeisnelheid is een korte verblijftijd in een fluide bed niet realiseerbaar. Deze mogelijkheid vervalt dus.

ad 2 Een soortgelijk proces heeft Nossen (lit. 2) beschreven.

We maken hier gebruik van de door hem uit een "Pilot plant" verkregen gegevens.

De ontleding van mangaannitraat op trommels blijkt niet volledig te zijn.

Het mangaanoxide is nog verontreinigd met mangaannitraat en moet dus nog gewassen worden.

Tevens moet de koek gemalen worden.

Vandaar de serie kogelmolens en roterenden filters.

Het voordeel van de nabewerking is, dat eventueel in de zuivering niet afgevangen verontreinigingen, tijdens het wasproces verwijderd kunnen worden.

Nossen vindt in het meest gunstige geval dat met een trommeloppervlak van  $0.45 \text{ m}^2$  een produktie gehaald kan worden van  $7.28 \text{ kg/hr}$ .

Voor een produktie van  $10.000 \text{ ton/jaar}$  ( $1.25 \text{ ton/hr}$ ) is een oppervlakte van ongeveer  $80 \text{ m}^2$  trommeloppervlak nodig.

De grootte orde van deze trommels zijn meestal  $1.5 \text{ m}$  diameter (lit. 15).

We hebben dan 4 trommels nodig van  $d = 1.5 \text{ m}$  en lengte  $3 \text{ m}$ .

Om een verdere evaluatie van dit proces mogelijk te maken is een kostenvergelijking met het verstuiversproces noodzakelijk.

ad 3 Ter beoordeling van de verstuiverstoren is een meer gespecificeerde berekening noodzakelijk.

## VI. BEREKENING VAN DE VERSTUIVER.

### 1. Keuze van de verstuiver.

Het doel in een verstuivertoren is, de  $Mn(NO_3)_2 \cdot 1aq$  smelt te verstuiven, zodat er druppels ontstaan met een gemiddelde deeltjes grootte van  $50\mu$ .

Deze druppels verdampen en dissociëren tot  $MnO_2$  korrels. Verstuivers kunnen onderverdeeld worden in drie hoofdgroepen:

- Twee fasen verstuivers. (pneumatische)

De vloeistofdruppels worden verstoven met behulp van een gasstroom op hoge snelheid.

- De hoge druk verstuiver.

Hier worden de druppels verstoven door een roterende vloeistofstroom onder hoge druk door een kleine opening te persen.

- De roterende schijfverstuiver.

Verstuiving treedt op doordat de vloeistof - door de centrifugale kracht van de schijf - met hoge snelheid in de omringende lucht geslingerd wordt.

### 2. Vergelijking van de verschillende verstuivers. (lit. 16)

#### Drukverstuivers

Het werkgebied van deze verstuiver ligt als volgt:

- druk: 30-700 atm.
- capaciteit: tot 1,25 kg/s voor één verstuiver
- voedingsviscositeit: enkele honderden cp.

#### Voordelen

- Zeer geschikt voor meerdere verstuivers in één toren.
- Geschikt voor tegenstroom van lucht.
- Goedkope verstuivers.
- Grote flexibiliteit in ontwerp.
- Beter geschikt voor visceuse vloeistoffen dan roterende schijf verstuiver.

Nadelen

- Onflexibel wat betreft variaties in druk, capaciteit en sproei-opening.
- De verstuivers zijn onderhevig aan erosie.
- De noodzakelijke hoge druk pompen zijn duur.
- Beperkte grens tot welke deeltjes grootte men kan komen.
- Voedingsvariaties door middel van hoge druk pompen niet altijd uitvoerbaar.

Schijfverstuivers

Het werkgebied:

- toerental: 500 tot 30.000 rpm
- diameterschijf : 5 tot 25 cm
- capaciteit :  $7 \cdot 10^{-6}$  tot 1.9 kg/sec.

Voordelen

- Flexibel en zeer geschikt om voedingsvariaties op te vangen.
- Mengsels van voedingen mogelijk.
- De vloeistofvoeding onder lage druk.
- Geen last van verstopping of erosie.

Nadelen

- Minder geschikt voor tegenstroom van lucht.
- Schijf-en aandrijf mechanisme duur.
- Niet geschikt voor erg visceuse vloeistoffen.

Pneumatische verstuivers

Het werkgebied:

- druk : 0-4 atm.
- capaciteit : maximaal  $3 \cdot 10^{-3}$  l/sec
- viscositeit : maximaal 50 centi poises.

Voordelen

- Zeer geschikt voor zeer kleine deeltjes (tot  $10 \mu$ )
- Scherpe deeltjes grootte verdeling.
- Slechts lage druk vereist.

Nadelen

- Niet geschikt voor grote debieten.
- Groot energie verbruik (t.o.v. de andere verstuivers).
- Zeer hoge lucht/vloeistof verhouding.

Voorconclusie.

Hoewel de pneumatische verstuiver zeer geschikt is voor kleine deeltjes grootte, is deze niet rendabel voor grote debieten, zodat we deze verstuiver buiten beschouwing laten.

3. De drukverstuiver.

Voor hoge debieten worden voornamelijk centrifugale drukverstuivers gebruikt.

Hiervan zijn de belangrijkste de kamer- en groef centrifugale verstuivers.

Bij de kamerverstuiver wordt de tangentiële snelheid veroorzaakt door een tangentiële inlaat in een kamer. (fig. 6)

De vloeistof wordt bij de groefverstuiver axiaal uitgevoerd en krijgt een tangentiële snelheid door de aanwezige groeven. (fig. 7)

Berekeningswijze (lit. 16)

De geometrie van de sproeier bepaalt de gemiddelde deeltjes grootte van de gesproeide vloeistof. Ook de verhouding van de volumestroom en de drukval over de sproei-opening wordt bepaald door de geometrie.

Deze verhouding wordt weergegeven door een verdelingscoëfficiënt:

$$K = \frac{68300 \phi_l \rho_l}{(\Delta P)^{0.5} \cdot d_o^2} \quad (1)$$

$\phi_l$  = volumestroom vloeistof m<sup>3</sup>/sec

$\rho_l$  = dichtheid voeding kg/m<sup>3</sup>

$\Delta P$  = drukval over sproei-opening N/m<sup>2</sup>

$d_o$  = diameter sproei-opening m.

De mate van bevochtiging van de sproei-opening bepaald de grootte van deze verdelingscoëfficiënt:

$$K = \sqrt{a^3/(2-a)} \quad \text{waarbij } a = 1 - \left(\frac{dc}{do}\right)^2 \quad (2)$$

$a$  = bevochtigingsparameter

$dc$  = diameter vande luchtkegel (fig. 5)

Een direkter verband tussen de verdelingscoëfficiënt ( $K$ ) en de geometrie van de sproeier is weergegeven in fig. 9. (3)

De gemiddelde axiale snelheid van de te versproeien vloeistof is:

$$V_a = 4 \varphi_l / \pi(do^2 - dc^2) \quad (\text{m/sec}) \quad (4)$$

Voor de tangentiële snelheid in de sproeier geldt:

$$\text{- kamersproeier : } V_t = \varphi_l D_s / A \cdot do \quad (5)$$

$$\text{- groefsproeier : } V_t = \frac{\varphi_l \cos \beta}{A_g N_g} \quad (6)$$

$D_s$  = diameter kamer

$A$  = oppervlak tangentiëleinvoer =  $\frac{1}{4} \pi di^2$  (fig. 5)

$A_g$  = oppervlak van doorsnede groef

$N_g$  = aantal groeven

$\beta$  = spoedhoek van de groef (fig. 7)

De sproeihoek wordt bepaald door de verhouding van de tangentiële en axiale snelheid. (vgl. 4 en 5)

Deze verhouding wordt op zijn beurt weer bepaald door de sproeier geometrie.

Vandaar dat de sproeihoek ( $\alpha$ ) een eenduidige functie is van de sproeiergeometrie.

Daar ook de verdelingscoëfficiënt een functie is van de geometrie kunnen we dus de sproeihoek ( $\alpha$ ) als functie van de verdelingscoëfficiënt ( $K$ ) uitzetten. (fig. 9 A)

De massagemiddeldedruppel-grootte van de versproeide vloeistof wordt weergegeven door (lit. 17):

$$\bar{D}_{50m} = \frac{14071 \cdot d_o^{0.33}}{v_a^{0.11} v_t^{0.4}} (M) \quad (7)$$

Bovenstaande formule geldt alleen voor water.

Het is oorspronkelijk een Reynolds en Weber correlatie.

Voor andere vloeistoffen moet de gemiddelde deeltjes diameter formeel gecorrigeerd worden met een factor:

$$\left( \frac{\sigma_l}{\sigma_w} \right)^{0.33} \times \left( \frac{\eta_l}{\eta_w} \right)^{0.25} \quad (8)$$

$\sigma_l$  = oppervlaktespanning

$\sigma_w$  = viscositeit

indices:  $l$  = beschouwde vloeistof

$w$  = water

\* Het theoretisch benodigde vermogen om de druppels te versproeien is:

$$P_e = \phi_l \cdot \Delta P \quad (\text{Watt}) \quad (9)$$

Resultaten

Een gemiddelde deeltjes grootte van  $50 \mu$  is voor druk-sproeiers met hoge debieten aan de lage kant.

Om deze grootte te bereiken is de maximaal technisch mogelijke axiale vloeistofsnelheid nodig.

Deze is ongeveer 50 m/sec.

Kiezen we een sproeier met een sproeihoek van  $75^\circ$ , dan is K tevens bepaalt.

Met behulp van vgl. 1 t/m 7 komt men tot de volgende resultaten:

$V_A$	hoek	K	a	$\Delta P \cdot 10^5$
50 m/sec	$75^\circ$	0.3	0.5	$52,3 \text{ N/m}^2$

aantal nozzels	$\varnothing_t \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{sec}$ per nozzel	$\bar{D}_m$ $\mu$	$d_{0*} \cdot 10^{-3}$ (m)	Pe Watt
1	0.56	207	5.6	$2.92 \cdot 10^3$
2	0.28	181	4.0	
3	0.19	172	3.2	
4	0.14	164	2.8	
10	0.06	141	1.8	
100	0.006	97	0.6	

4. De roterende schijf.

Volgens Friedman (lit. 19) kan men voor een roterende schijf stellen:

$$\frac{\bar{D}_m}{r} = 0,1235 \left( \frac{\varnothing_{m'}}{\rho_t \cdot N \cdot r^2} \right)^{0.6} \left( \frac{\eta_t}{\varnothing_{m'}} \right)^{0.2} \left( \frac{\sigma \cdot \rho_t \cdot L}{(\varnothing_{m'})^2} \right)^{0.1} \quad (10)$$

waarbij:

$\bar{D}_m$  = massagemiddelde deeltjes grootte (m)

r = straal van de schijf (m)

N = toerental van de schijf ( $\text{sec}^{-1}$ )

$\rho_l$  = dichtheid van de vloeistof

$\phi_m'$  = massastroom per bevochtigde schijfomtrek (kg/sec m)

$\eta$  = viscositeit van de vloeistof ( $\text{N/sec m}^2$ )

$\sigma$  = oppervlaktespanning ( $\text{N/m}^2$ )

L = bevochtigde schijfomtrek m

v = omtreksnelheid van de schijf

Nu is:

r m	$\rho$ kg/m <sup>3</sup>	$\phi_m'$ kg/sec m	$\eta \cdot 10^{-3}$ N/s.m <sup>2</sup>	$\sigma$ N/M	L m	$\phi_m$ kg/sec
0.10	1800	2.1	1.52	0.10	0.49	1.03

Met behulp van (10) kan men de massagemiddelde deeltjes grootte berekenen als functie van het toerental van de schijf. (zie fig.12 )

Uit deze grafiek blijkt dat bij N = 2800 r.p.m.,  $\bar{D}_m = 50 \mu$

De deeltjes grootte verdeling van de druppels is door Marshall (lit. 16) onderzocht.

Het theoretisch benodigde vermogen om de vloeistof met een verstuiver te versproeien is:

$$P_e = \frac{1}{2} \cdot \phi_m (2 \cdot \pi \cdot N \cdot r)^2 = 4470 \text{ Watt}$$

bij N = 2800 r.p.m. en r = 0.1 m is v = 30 m/sec.

### Conclusie.

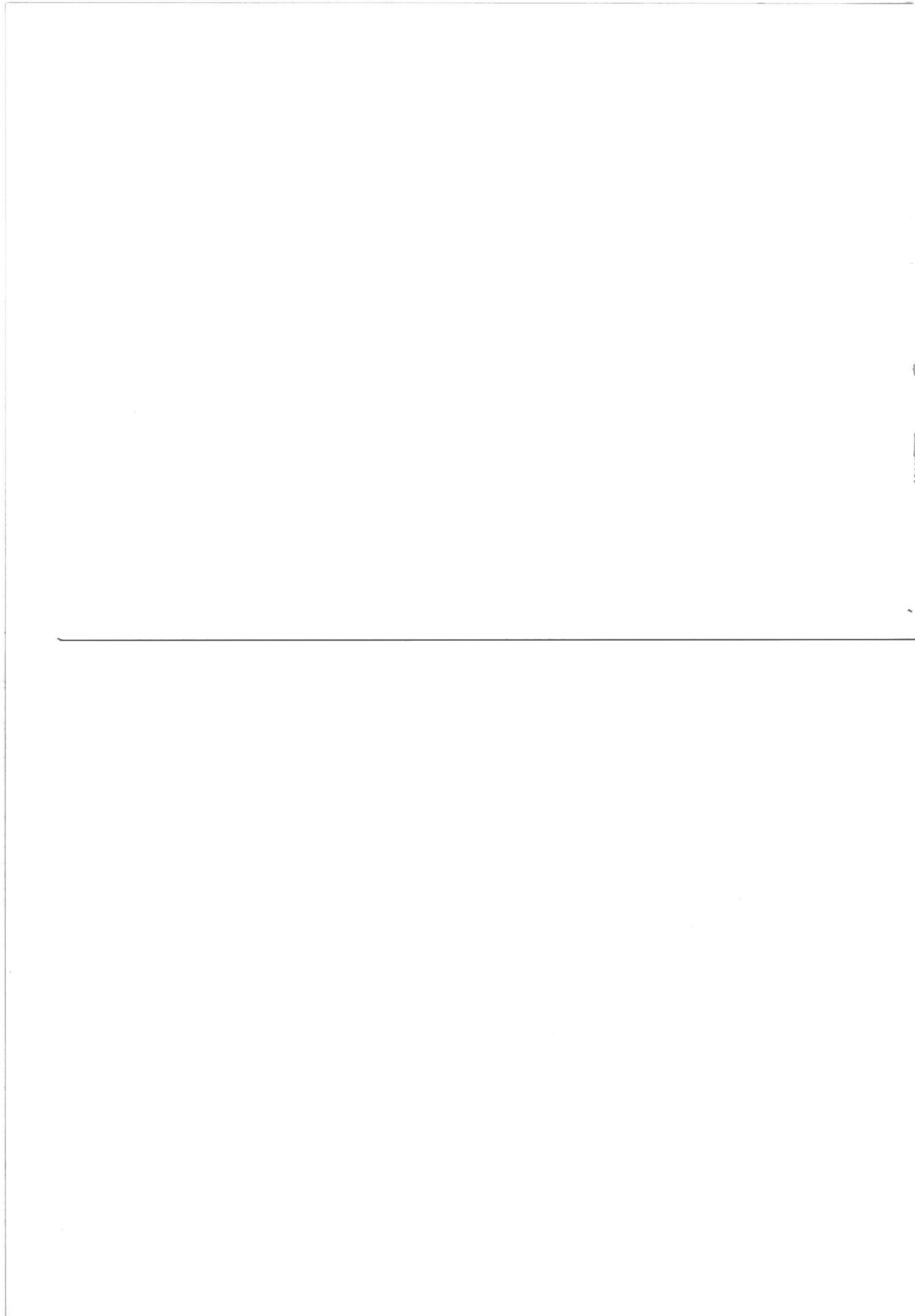
Op grond van:

- de technisch bereikbare deeltjes grootte
- betere regelbaarheid van de massastroom
- ~~lagere energie behoefte,~~

is gekozen voor de roterende schijfverstuiver.

De partiële en cumulatieve gewichts verdeling van de deeltjes grootte, verkregen met behulp van een schijfverstuiver, is te vinden in fig. 10 en 11.





## VII. DE REAKTOR.

### 1. De verblijftijd en luchthoeveelheid in de verstuivertoren.

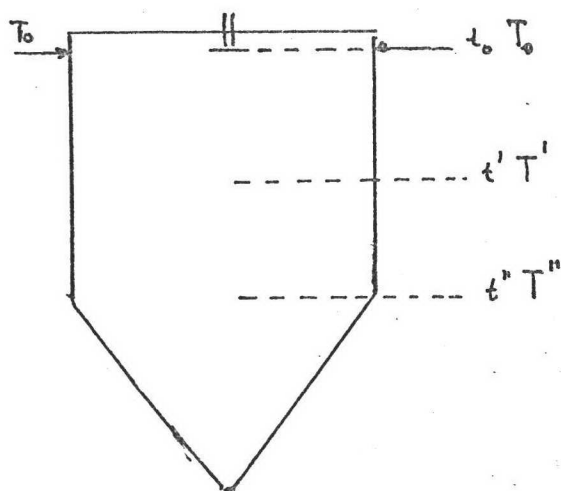
De vloeistof wordt verstoven in een verticale toren met meestroom van hete lucht.

De noodzakelijke verblijftijd in de reaktor is de tijd nodig om de grootste druppels (100  $\mu$  zie fig. 11) volledig om te zetten.

We kunnen de verblijftijd indelen in:

- de droogtijd ( $t'$ ) en - de reaktietijd ( $t''-t'$ )

Deze strikte scheiding is niet juist, doch vereenvoudigd de berekening aanzienlijk.



$T^0$  = invoertemperatuur  
lucht

$T'$  = luchttemperatuur  
na drogen

$T''$  = luchttemperatuur  
na ontleding

$l$  = lucht

$v$  = voeding

$w$  = water

$H_R^*$  = reaktiewarmte KJ/kg

$H_V^*$  = verdampingswarmte  
KJ/kg

We kiezen de luchttemperatuur waarbij het ontledingsproces start ( $T_1'$ ) op  $300^\circ\text{C}$ .

Bij een hogere temperatuur zou een  $\beta$  modificatie van  $\text{MnO}_2$  kunnen ontstaan. (lit. 9)

De ontledingstemperatuur van mangaannitraat is  $200^\circ\text{C}$ .  
(zie Appendix II)

De minimale uitgangstemperatuur ( $T''$ ) is daarom gekozen op  $200^\circ\text{C}$ .

De luchthoeveelheid is uit de warmtebalans over de toren te berekenen.

### Totale toren

$$\phi_{m_l} \cdot C_{p_l} \cdot (T_l - T_l'') = \phi_{m_v} \cdot C_{p_v} (T_v'' - T_v) + \phi_{m_w} \cdot \Delta H_v^* + \phi_{m_g} \cdot \Delta H_R^*$$

### Droogsectie

$$\phi_{m_l} \cdot C_{p_l} \cdot (T_l - T_l') = \phi_{m_v} \cdot C_{p_v} (T_v' - T_v) + \phi_{m_w} \cdot \Delta H_v^*$$

Uit bovenstaande vergelijkingen blijkt dat met:

$C_p^*$ KJ/Kg	$C_{p_v}$ KJ/Kg	$H_v^*$ KJ/Kg	$H_R^*$ KJ/Kg	$\phi_{m_w}$ Kg/s	$\phi_m$ Kg/s	$P(T_l)$ Kg/m <sup>3</sup>
1.05	2.78	2260	724	0.235	0.785	0.433

$\phi_{m_l} = 5$  kg/sec = hoeveelheid benodigde lucht

$T_l = 470^\circ\text{C}$  = invoertemperatuur van de lucht

$\phi_{v_l} = 11.6$  m<sup>3</sup>/sec

### De verblijftijd

- de droogtijd ( $t_d$ ) (zie Appendix <sup>114</sup> ~~11~~)

$$t_d = \frac{\rho_l \cdot \Delta H_v^* \cdot \frac{1}{8} \cdot d_p^2}{\lambda_f \cdot \Delta T_v}$$

$$\Delta T_v = (T_l + T_l')/2 - 100^\circ\text{C}^{**}$$

$\lambda_f$  = geleidingscoëfficiënt van druppel =  $0.037$  J/s m<sup>0</sup>C

$d_p$  = deeltjes diameter druppel =  $100 \cdot 10^{-6}$  m

$\rho_l$  = dichtheid water =  $1000$  kg/m<sup>3</sup>

$$t_d = 5 \cdot 10^{-2} \text{ sec.}$$

\* De  $C_p$  waarde van de lucht + reaktiegassen =  $C_p$  lucht

\*\* Het koken start bij  $100^\circ\text{C}$ .

- de reaktietijd ( $t_r$ ) (zie blz. 11)

$$t_r = \frac{\Delta H_r^* \rho_p d_p^2}{24 \cdot \Delta \bar{T}_R \cdot \lambda \cdot M}$$

$$\Delta \bar{T}_R = (T_{\ell}^1 + T_{\ell}^2) / 2 - 200^\circ \text{C}$$

$$t_r = 0.15 \text{ sec.}$$

De totale verblijftijd wordt nu  $0.15 + 0.05 = 0.20 \text{ sec}$

## 2. De afmetingen van de verstuiverstoren.

Voor de berekening zijn de volgende aannamen gemaakt:

- het soortelijk gewicht van het deeltje is konstant,
- de deeltjesdiameter blijft konstant,
- de lucht stroomt vertikaal omlaag,
- de lucht heeft een vlak stromingsprofiel (propstroming)

We zullen de afgelegde weg berekenen van een deeltje dat gesproeid wordt door een roterende schijf.

De afgelegde weg kan gesplitst worden in twee richtingen:

- een één dimensionale horizontale beweging,
- een één dimensionale vertikale beweging in het zwaartekrachtsveld.

### - De horizontale beweging.

Verondersteld mag worden dat het deeltje een beginsnelheid ( $v_{ho}$ ) in horizontale richting heeft die gelijk is aan de omtreksnelheid van de schijf. (30 m/s)

De snelheid van de ingevoerde lucht heeft alleen een verticale component, zodat op de horizontale beweging alleen een weerstandskracht werkt.

De verandering van het impulsmoment is gelijk aan de som van de krachten die op het deeltje werken

$$\frac{d(mv_h)}{dt} = \sum F \quad (1)$$

A = oppervlakte doorsnede deeltje

of

$$-\frac{m}{\rho} \frac{d(v_h)}{dt} = \frac{1}{2} \rho v_h^2 A C_h \quad \text{waarbij } C_h \text{ de weerstandscoefficient is.} \quad (2)$$

Deze coëfficiënt is in  $10^{-4} < Re < 2.0$  gelijk aan  $\frac{24}{Re}$  (laminair)

voor  $2,0 < Re < 500$  ..  $\frac{18.5}{Re^{0.6}}$  (overgang)

voor  $500 < Re < 200.000$  ..  $0.44$  (turbulent)

voor bolvormige deeltjes

Het deeltje doorloopt echter in zijn beweging meerdere Re gebieden ten gevolge van zijn afremming.

Lapple en Shepherd (lit. 26) stellen voor dit geval een oplossing voor, die deze moeilijkheid omzeilt.

Zij substitueren

$$v_h = \frac{Re \eta t}{D \rho} \quad \text{in (2)} \quad (3)$$

Dan wordt de vergelijking:

$$\frac{d(Re)}{C_h Re^2} = - \frac{A \eta}{2 D m} dt \quad (4)$$

Integratie tussen de grenzen:

$t = 0, Re = Re_0, t = t, v_h = 0, Re_t = 0$  geeft:

$$\frac{A \eta}{2 D m} t = - \int_{Re_0}^{Re_t} \frac{d(Re)}{C_h Re^2} \quad (5)$$

Dit wordt geschreven als:

$$\frac{A \eta}{2 D m} t = - \int_{Re_0}^{Re_x} \frac{d(Re)}{C_h Re^2} - \int_{Re_x}^{Re_t} \frac{d(Re)}{C_h Re^2} \quad (6)$$

met  $Re_x$  als vergelijkingsbasis ertussen.

$$\begin{aligned}
 A &= 0.786 \cdot 10^{-8} \text{ m}^2 && = \text{opp. doorsnede deeltje} \\
 \eta_1 &= 32 \cdot 10^{-6} \text{ Ns/m}^2 && = \text{viscositeit lucht bij } 470^\circ\text{C} \\
 \rho_1 &= 0.53 \text{ kg/m}^3 && = \text{dichtheid lucht bij } 470^\circ\text{C} \\
 m &= 943 \cdot 10^{-12} \text{ kg} && = \text{massa één deeltje}
 \end{aligned}$$

We beschouwen een deeltje van  $100 \mu$  die een horizontale beginsnelheid heeft  $v_0 = 30 \text{ m/sec}$ .

Het deeltje heeft dan een  $Re_0 = 49.6$ .

Voordat het deeltje tot "stilstand" komt doorloopt het twee  $Re$  gebieden (laminair en overgangs).

We kiezen dan voor  $Re_x = 2$

Uitwerking van vgl. (6) geeft:

$$\frac{A \eta}{2 D m} \cdot t = - \int_{49.6}^2 \frac{d(Re)}{18.5 Re^{1.4}} + \int_0^2 \frac{d(Re)}{24 Re} \quad (7)$$

$$\text{verder is: } Re = v_h \cdot (\rho_e \cdot D / \eta_e) \quad (8)$$

Met behulp van vgl. (7) en (8) wordt  $v_h$  grafisch als functie van  $t$  uitgezet (fig. 13)

De afgelegde weg is

$$s = \int_{t=0}^{t=t} v_h dt$$

Deze is grafisch uit fig. 13 te halen.

We komen op een afgelegde weg van  $0.66 \text{ m}$  in horizontale richting.

We kiezen de diameter van de verstuiverstoren:  $2 \text{ m}$ .

- De verticale beweging. (lit. 19a)

De beginsnelheid van het deeltje in verticale richting is gelijk aan de snelheid van de lucht. De volgende berekening wordt uitgevoerd met een relatieve snelheid  $v'$  van het deeltje ten opzichte van de lucht

$$v = v_1 + v'$$

$v$  = werkelijke snelheid deeltje.

Waarom?

Lapple en Shepherd geven voor laminaire stroming in het zwaartekrachtsveld voor het geval van ronde deeltjes

$$t = \frac{\rho_p \cdot d_p^2}{18 \eta_l} \ln \frac{v_m' - v_o'}{v_m' - v'}$$

$$v' = (v_o' - v_m') \exp\left(\frac{-18 \eta_l t}{\rho_p \cdot d_p^2}\right) + v_m'$$

De verticale afgelegde weg is nu:

$$s = v' \cdot \int_0^{t_e} dt + v_l \cdot t_e$$

$t_e = \text{reaktietijd} + \text{droogtijd} = \text{verblijftijd} = 0.20 \text{ sec.}$

$$v_l = \frac{4 \phi_{v1}}{\pi D^2}$$

$\phi_{v1} = \text{maximale volumestroomlucht} = 11.6 \text{ m}^3/\text{sec}$

$v_o' = \text{relatieve verticale beginsnelheid} = 0$

$v_m' = \text{vrijevalsnelheid volgens Stokes} = 0.323 \text{ m/s}$

$D = \text{diameter toren}$

De afgelegde weg voor  $t = 0.20 \text{ sec}$  (verblijftijd) wordt:

$s = 0.82 \text{ m.}$

We kiezen, omdat we de efficiëntie van de reaktor niet in rekening hebben gebracht de hoogte op 1,50 m.

### 3. De produktscheiding.

Na de reactie willen we het produkt van de hete lucht scheiden.

De scheiding geschiedt in de verstuiverstoren en in de cycloon.

Het scheidend vermogen van de verstuiverstoren wordt vergroot door:

- konusvormige bodem,
- tangentiële luchtinvoer,
- centrale luchtafvoer (de deeltjes moeten een hoek van  $180^\circ$  maken bij het verlaten van de reaktor)

Het scheidend vermogen van de reaktor is niet te berekenen. Om een indruk van de afscheiding te krijgen berekenen we de stofafscheiding van de cycloon met verwaarlozing van de scheidende werking van de reaktor.

### Berekening cycloon.

De berekening is uitgevoerd aan de hand van correlaties, gemeten door Ebbenhorst Tenbergen (lit. 25).

De drukval over de cycloon wordt maximaal  $10^{-2}$  bar.

gekozen. De concentratie aan vaste stof in de lucht =  $66 \text{ gram/m}^3$ .

Van de drie door Tenbergen beschouwde cyclonen (fig. 14) wordt cycloon B gekozen.

Deze cycloon heeft het laagste weerstandsgetal ( $K_w = 10.6$ ) (dit in verband met het door ons gebruikte grote debiet)

Uit de aangenomen maximale drukval is de invoersnelheid van de cycloon te berekenen.

Hiermee zijn de dimensies van de cycloon vastgelegd. (fig. 14)

$$\Delta p = K_w \cdot \frac{1}{2} \rho_1 \cdot v_i^2 \quad (1)$$

$$K_w = 10.6$$

$$\rho_1 = \text{dichtheid lucht (200}^\circ\text{C)} = 0.71 \text{ kg/m}^3$$

$$\eta_1 = \text{viscositeit lucht (200}^\circ\text{C)} = 26 \cdot 10^{-6} \text{ N s/m}$$

$$v_i = 16.8 \text{ m/sec (uit(1))}$$

De diameter is 1,2 m. (zie reaktortekening)

De efficiency (vangstpercentage) van deze cycloon is uitgedrukt in een kental (C)

$$C = d_p \sqrt{\frac{\rho_p v_i}{\eta D}}$$

In fig. 15 geeft het kental weer als functie van de vangstpercentage

$$d_p = \text{diameter deeltje}$$

$$\rho_p = \text{dichtheid deeltje} = 1100 \text{ kg/m}^3$$

$$D = \text{diameter cycloon} = 1.20 \text{ m}$$

Door gebruik te maken van de cumm. deeltjes grootte verdeling van de deeltjes uit de reaktor (in de cycloon), is de deeltjes grootte verdeling van de deeltjes die uit de



cycloon komen uitgerekend

Totaal ingevoerd aan stof: 0,345 kg/sec.

Fraktie dp	gemiddeld dp	fig.15 C *10 <sup>-2</sup>	fig. 15 efficiency %	fig.16 gew.stof in fraktie 10 <sup>-3</sup> kg/s	afgevangen gew.stof 10 <sup>-3</sup> kg/s
0-10	5	11.76	31	3.45	1,1
10-20	15	36.6	73	17.25	12,6
20-30	25	61.0	88	31.00	27,0
30-40	35	85.0	97	51.00	50,0
40-50	45	110.0	99	69.00	68,5
Rest			100	172.00	172,0

Totale vangst: 0,331 kg/sec

Vangcijfer:  $\frac{0,331}{0,345} = 0,957$

#### 7.4 De luchtinvoer.

De luchtstroming is zeer belangrijk voor de werking van de verstuiver.

- De warmte en stofoverdracht moeten volledig zijn.
- Plakken aan de wand moet voorkomen worden.

Vanwege de kleine deeltjes wordt hier gekozen voor meestroom van de lucht .

Een overzicht van de tegenwoordig gebruikte luchtstromingsvormen is te vinden in lit. 20 t/m 22.

De meest gebruikelijke luchtstromingsvormen blijken te zijn:

##### a. Zuiver axiaal.

Een geperforeerde plaat aan de top van de toren zorgt voor de verdeling van de lucht over de doorsnede.

Vanwege een lage luchtsnelheid is de menging slecht.

##### b. Spiraelvormige stroming.

De lucht wordt via tangentiële inlaatopeningen in de wand in de toren geblazen. Er is een betere menging, doch er is ook enige recirculatie, die aanleiding tot aankorsten kan geven.

c. Combinatie van axiale en spiraalvormige stroming.

De inlaat van de lucht is een combinatie van a en b.  
Er is een goede menging over de hele doorsnede.

d. Dubbel spiraalstroming.

De lucht wordt hierbij via tangentiële inlaatopeningen in de wand geblazen. Ook bovenin wordt de lucht tangentieel ingevoerd. Deze heeft de beste menging en minste aankorsting. Bij de inlaatconstructie zoals die bij (d) is beschreven is de menging het beste en is de kans op recirculatie het geringste. Dit is de reden, dat dit luchtinlaat systeem voor de verdamping en reactie van de smelt is gekozen. In de toevoerleiding van de smelt mag de temperatuur niet hoger zijn dan 80°C (anders treedt ontleding op).

5. De recirculatie van de lucht.

De uit de cycloon komende hete gassen hebben een temperatuur van 200°C.

De voelbare warmte van deze gassen is zo groot dat het de moeite loont ze terug te voeren in het proces.

De "recyle" gassen worden weer opgewarmd met suppletie van rookgassen.

Deze rookgassen worden verkregen door aardgas te verbranden met voorverhitte lucht.

Van het systeem kunnen we de volgende balansen opstellen.  
(zie blz. 30)

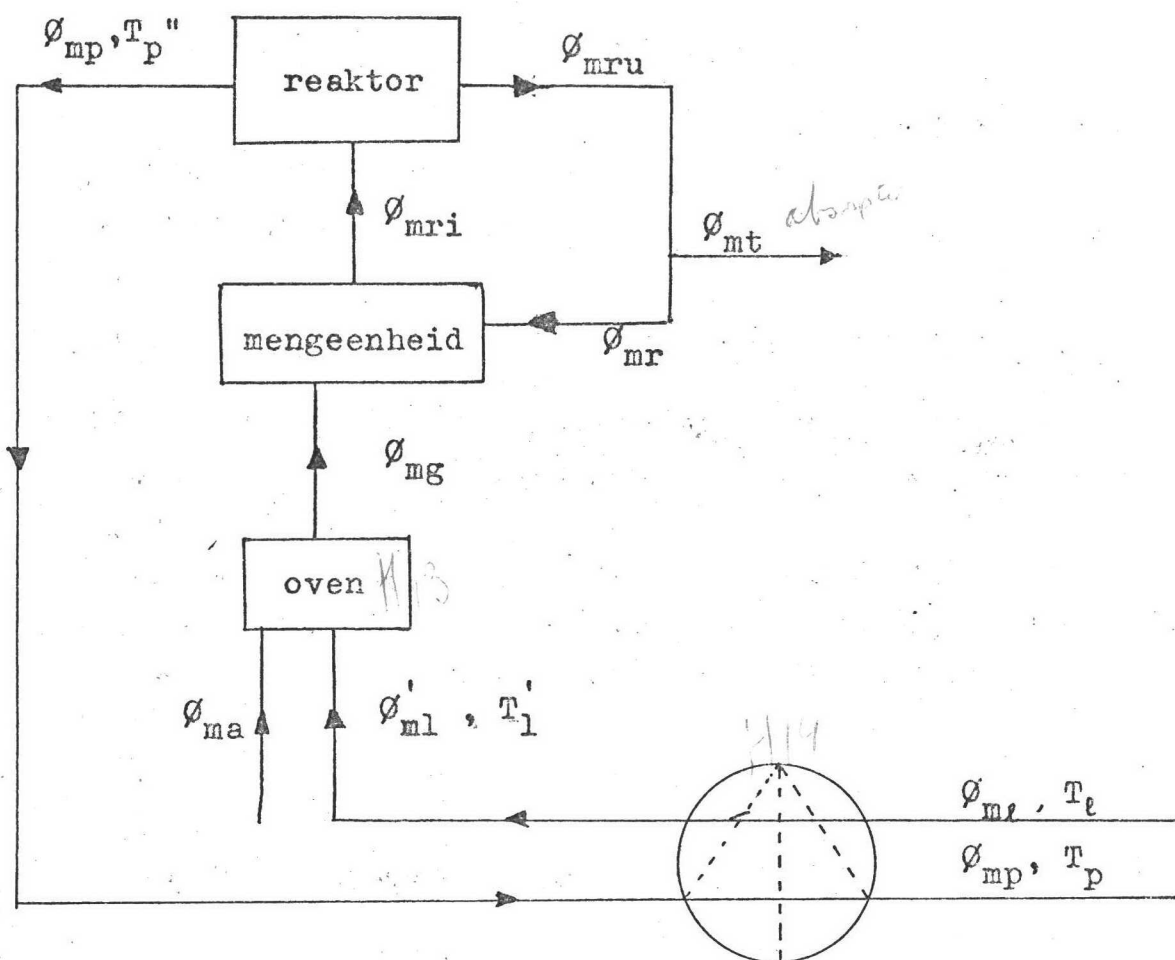
Warmtebalans.

Warmtewisselaar.

$$\phi_{mp} \cdot C_{pp} \cdot (T_p'' - T_p) = \phi_{ml} \cdot (T_l - T_l') \cdot C_{pl}$$

Oven

$$\phi_{ma} \cdot C_{pa} \cdot T_a + \phi_{ml}' \cdot C_{pl}' \cdot T_l' + \phi_{ma} \cdot \Delta H_v = \phi_{mg} \cdot C_{pg} \cdot T_g$$

Mengeenheid

$$\phi_{mri} \cdot C_{pri} \cdot T_r = \phi_{mr} \cdot C_{pr} \cdot T_r + \phi_{mg} \cdot C_{pg} \cdot T_g$$

Massabalans

Recycle       $\phi_{mr} = \phi_{mru} - \phi_{mt}$

$$\phi_{mt} = \phi_{mg} + \phi_{ms}$$

Oven       $\phi_{mg} = \phi_{ma} + \phi_{ml}'$

Eis       $\phi_{ma} / \phi_{ml}' = 1/17$

$\phi_{ma}$  = massastroom aardgas 25°C

$\phi_m$  = massastroom lucht suppletie

$\phi_{mg}$  = massastroom rookgassen

$\phi_{mri}$  = massastroom reaktor in = 5,0 kg/sec

$\phi_{mru}$  = massastroom reaktor uit

$\phi_{mt}$  = massastroom terugvoer voor ontsluiting

$\phi_{mp}$  = massastroom produkt

$\phi_{ms}$  = massastroom in reaktor ontstane gassen = 0.663 kg/sec

$^{\circ}\text{C}$	$\text{KJ/Kg}^{\circ}\text{C}$							
$T_p$	$T_r$	$C_p$	$C_{pp}$	$C_p'$	$C_{pa}$	$C_{pg}$	$C_{pri}$	$C_{pru}$
200	200	105	0.84	1.05	0.57	1.3	1.15	1.15

### Resultaten

$\phi_{mg}$  = benodigde hoeveelheid suppletie lucht = 0.55 kg/s =  
= 0.55 Nm<sup>3</sup>/s

$\phi_{ma}$  = benodigde hoeveelheid aardgas = 0.03 kg/s = 0.055 Nm<sup>3</sup>/s

VIII. KEUZE VERDAMPER.1. Gegevens voor het verdampingsproces.

A. Gebruik: 24 hr/dag.

B. Voeding

1. Samenstelling :  $\text{Mn}(\text{NO}_3)_2$  opgelost in water
2. Massastroom : 3.5 kg/sec
3. Concentratie : 20 gew. %  $\text{Mn}(\text{NO}_3)_2$
4. Temperatuur :  $80^\circ\text{C}$
5. Dichtheid :  $1180 \text{ kg/m}^3$
6. Soortelijke warmte: 3.44 KJ/kg
7. Viscositeit :  $0.5 \cdot 10^{-3} \text{ Ns/m}^2$
8. % Vaste stof : geen

C. Damp.

1. Samenstelling : water
2. Massastroom : 2.5 kg/sec

D. Produkt.

1. Samenstelling :  $\text{Mn}(\text{NO}_3)_2$  in de smelt van zijn kristalwater
2. Massastroom : 1 kg/sec
3. Concentratie : 70 gew. %  $\text{Mn}(\text{NO}_3)_2$
4. Temperatuur :  $60^\circ\text{C}$
5. Dichtheid :  $1785 \text{ kg/m}^3$
6. Soortelijke warmte: 2.89 KJ/kg
7. Viscositeit :  $1.52 \cdot 10^{-3} \text{ Ns/m}^2$
8. % Vast : geen

E. Buitengewone eisen.

1. Maximaal toelaatbare plaatselijke temperatuur  $80^\circ\text{C}$  bij hoge concentraties.
2. Corrosieve damp en vloeistof.

F. Diensten.

1. Beschikbare stoom : 3 ato,  $140^\circ\text{C}$ , f 11 /kg
2. Koelwater: min.  $20^\circ\text{C}$ .

## 2. Opmerkingen.

De keuze van eindtemperatuur en concentratie is gedaan m.b.v. fig. 3 (Ewing + Rasmussen)

- De concentratie moet zo hoog mogelijk zijn, daar in de reaktor- sproei-eenheid het water verdampt moet worden, hetgeen de sproeitoren onnodig lang maakt.
- Volgens fig.3 en blz. 9, is de max. mogelijke concentratie 78 gew.%

- Een hoge eindconcentratie aan  $Mn(NO_3)_2$  zou bij een plaatselijke oververzadiging in de verdamper, dissociatie naar  $MnO_2$  tot gevolg kunnen hebben.

Bij een verdamper met een lage plaatselijke oververzadiging is een concentratie van 70 gew. %  $Mn(NO_3)_2$  wel geoorloofd.

- Een te hoge temperatuur bij deze concentratie zal toch nog dissociatie tot gevolg hebben.

We kiezen daarom bij een hoge  $Mn(NO_3)_2$  concentratie een maximale temperatuur in de verdamper van  $80^{\circ}C$ .

## 3. Eisen aan de verdamper.

- Zo laag mogelijke plaatselijke oververzadiging. (goede circulatie van de vloeistof)
- Vloeistof mag niet in de buizen koken.  
(Bij het koken in de buizen, krijgt men een hoge plaatselijke oververzadiging en daarbij nog op dezelfde plaats een hoge temperatuur).

## 4. Conclusie.

In lit. 1 en 2 zijn uitgebreide tabellen gegeven met voor en nadelen van verschillende verdampers.

Het zou te ver gaan deze hier te citeren.

Uit de eisen van de verdamper kan men concluderen dat de meest geschikte keuze zal zijn een verdamper met:

- geforceerde circulatie,
- zonder koken in de buizen. (Swenson verdamper)

IX. ONTWERP INDAMPER.1. Het aantal verdampers.

Reinhold en Connolly (lit. 34) hebben een relatie afgeleid voor het bepalen van het optimaal aantal verdampers.

$$P = \frac{q \cdot t \cdot \phi_m \cdot K_1}{K_2} = \frac{[(N+1)^{0.75} - N^{0.75}] S_1 (1 - S_2^N) (1 - S_2^{N-1})}{(1 - S_2)^2 S_2^N}$$

$q$  = "pay-out" tijd in jaren

$K_1$  = kosten van één verdamper met toebehoren (f)

$K_2$  = stoomkosten (f/kg)

$t$  = bedrijfsuren per jaar (hr)

$N$  = aantal verdampers

$P$  = kostenfactor

$S_1$  = stoomrendement bij gebruik van één verdamper (kgdamp/kgstoom)

$S_2$  = stoomrendement per effect bij gebruik van meerdere verdampers (kgdamp/kgstoom)

$\phi_m$  = massastroomdamp (kg/hr)

Bij de afleiding van bovenstaande berekening is aangenomen dat het warmtewisselend oppervlak in elke trap gelijk is.

In fig. 19 is de kostenfactor uitgezet als functie van de optimaal aantal verdampers.

De tabel bij fig. 19 geeft de bijbehorende waarden aan. Voor een verdamper met een warmte wisselend oppervlak van  $50 \text{ m}^2$  (zie Appendix IV) kunnen we stellen:

$t$	$K_2$	$K_1$	$q$	$S_1^*$	$S_2^*$	$\phi_m$	$P$
8000 hr	80.000	f 11/1000kg	2j	0.85	0.85	9000kg/hr	2

Het optimaal aantal verdampers is twee. (fig. 19)

We kunnen de twee verdampers schakelen:

- in meestroom met de damp,
- in tegenstroom met de damp.

Gebruiken we verdampers in tegenstroom, dan zal de meer geconcentreerde oplossing verdampt worden bij een hoge temperatuur. We willen dit juist voorkomen.

De verdampers in meestroom schakelen lijkt ons daarom de meest geschikte combinatie.

## 2. De warmtewisselaars.

### 2.1 Het werkgebied.

We berekenen de verdampers voor een maximale processtroom van 3,5 kg/sec (10.000 ton/jaar) en een minimale stroom van 2,6 kg/sec (7.500 ton/jaar)

### De toelaatbare stoomtemperatuur.

De oplossing wordt verwarmd in de warmtewisselaar, terwijl deze door de pijpen stoomt.

Dit resulteert in een hogere filmt temperatuur ( $T_{wf}$ ), dan de gemiddelde vloeistoftemperatuur in de pijpdoorsnede. Wordt de filmt temperatuur hoger dan de bij de betreffende plaatselijke druk ( $P_{wf}$ ) behorende verdampingstemperatuur dan gaat de vloeistof aan de wand koken..

Om dit te voorkomen wordt er een statische vloeistofhoogte (H) gecreërd boven de warmtewisselaar.

Een hoge stoomtemperatuur resulteert in een hoge filmt temperatuur en tevens een grote statische vloeistof-hoogte.

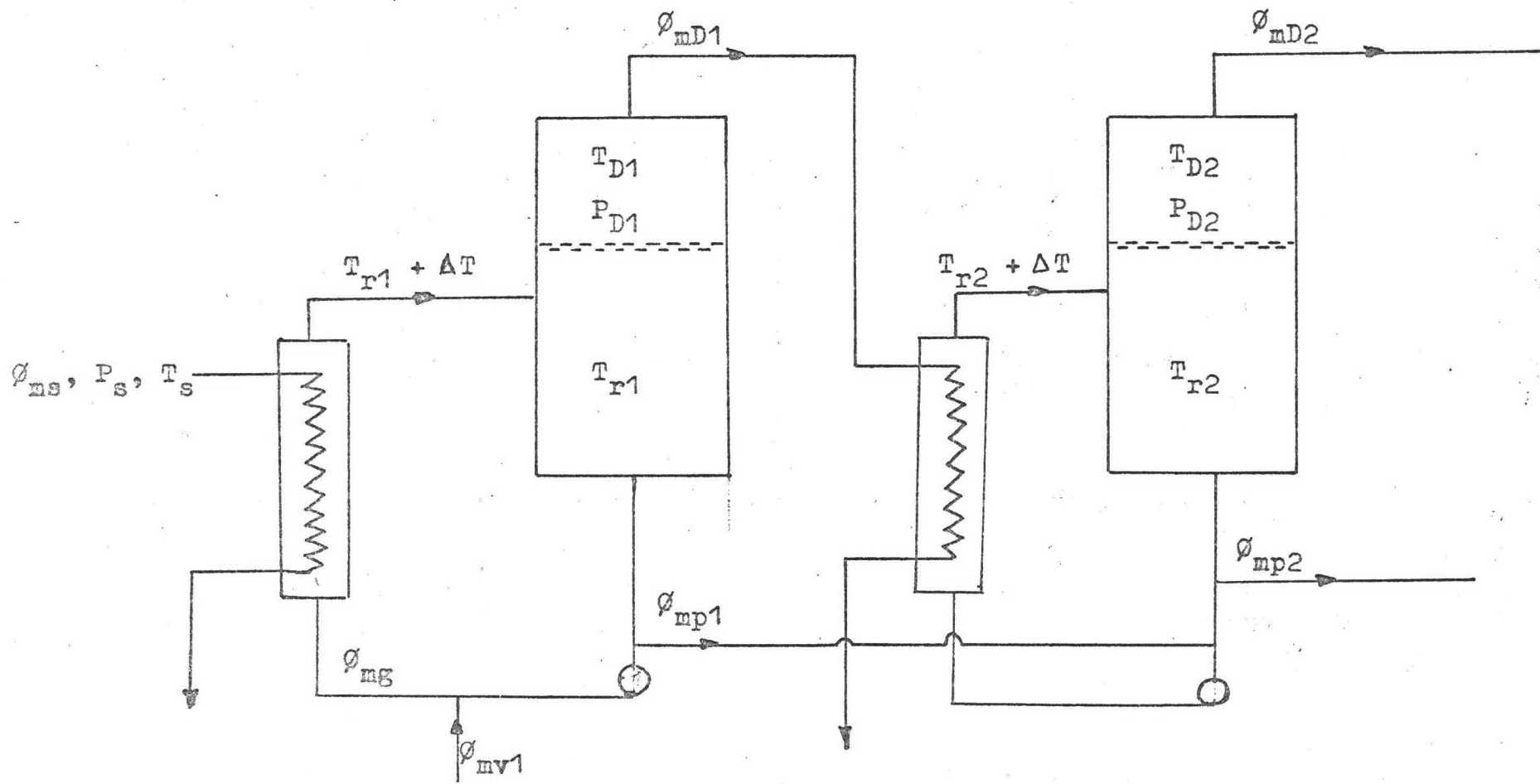
Een lage stoomtemperatuur geeft een kleinere drijvende kracht en dus een grotere warmtewisselend oppervlak.

Verder is hier ook van belang het aantal graden van oververhitting ( $\Delta T$ ) van de vloeistof in de warmtewisselaar.

Een kleine  $\Delta T$  vereist een groot pompvermogen.

Een grote  $\Delta T$  geeft een lager pompvermogen, echter de filmt temperatuur wordt hoger en dus ook de statische vloeistofhoogte.





Afb. IV Schematische voorstelling van de twee verdampers.

De filmtemperatuur ( $T_{wf}$ ) (fig.20)

De warmteflux per oppervlakte eenheid over de pijpwand is:

$$\phi_w'' = h_b \frac{dp}{do} (T_{wf} - T_b) = (T_{wo} - T_{wf})/R_w = h_c (T_{st} - T_{wo})$$

dus

$$T_{wf} = \frac{(h_c \cdot h_{bo} \cdot R_w + h_{bo}) T_b + h_c \cdot T_s}{h_{bo} + R_w \cdot h_{bo} \cdot h_c + h_c}$$

$$h_{bo} = h_b \cdot \frac{dp}{do}$$

De statische vloeistofhoogte (H) (afb. IV)

Bij verwaarlozing van de weerstandsdruk in de leiding kunnen we stellen:

$$H = \frac{P_{wf} - P_d}{\rho l \cdot g}$$

De graden oververhitting ( $\Delta T$ )

De industriële verdamper werken met een oververhitting van ongeveer 4°C (lit.35)

De verzadigingsdampdruk ( $P_d$ )

De damp in de verdamper is oververhit en heeft een temperatuur:  $T_{wd} = T_r$

De verzadigingstemperatuur van deze damp is:  $T_d = T_r - K$

Het warmtewisselend oppervlak (A)

$$\phi_w = \phi_{ms} \cdot r_s = U \cdot A_1 \Delta \bar{T}_1 = U \cdot A (T_s - T_{r1})$$

Bij de keuze van de toelaatbare stoomtemperatuur beschouwen we alleen de eerste verdamper.

Aanvulling op: De toelaatbare stoomtemperatuur.

pag. 38

Indien we gebruik maken van een horizontale warmte-wisselaar, is een vloeistofhoogte van 5 meter acceptabel.

We kiezen dan een toelaatbare stoomtemperatuur van 120 °C.

Resultaten

We nemen aan:

$$U_1 = 2000 \text{ w/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\dot{Q}_{ms} = 1,5 \text{ kg/sec}$$

$$K_1 = 5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

De druk waarbij koken in de film optreedt:

$$P_{wf} \text{ k.o.m. } T_{wf} - K_1$$

$$\rho_l = 1300 \text{ kg/m}^3$$

De drijvende kracht van de eerste verdamper is de helft van de totaal beschikbare dus

$$\Delta \bar{T}_t = \Delta \bar{T}_1 = (T_s - T_{p2})/2$$

$$T_b = T_r + \Delta T \text{ (de hoogste bulktemperatuur)}$$

We krijgen dan:

$T_s$	$r_s$	$P_s$	$\bar{T}_t$	$\bar{T}_1$	$T_r$	$T_{wf}^k$	$P_{wf}$	$T_d$	$P_d$	H	A
$^\circ\text{C}$	KJ/kg	bar	$^\circ\text{C}$	$^\circ\text{C}$	$^\circ\text{C}$	$^\circ\text{C}$	bar	$^\circ\text{C}$	bar	m	$\text{m}^2$
145	2128	4.2	80	40	105	128	2.54	100	1.01	11.8	40
135	2158	3.1	70	35	100	119	1.92	95	0.84	8.3	46
130	2173	2.7	65	32	98	116	1.75	93	0.78	7.5	50
125	2188	2.3	60	30	95	111	1.48	90	0.70	6.0	54
120	2202	1.9	55	27	93	107	1.29	98	0.64	5.0	60
115	2216	1.6	50	25	90	103	1.12	85	0.59	3.9	66

Stofgegevens

Vloeistof	Voeding	Verd. I	Verd. II	
conc.	20	31	70	gew.% $Mn(NO_3)_2$
$T_v$	80	--	--	$^{\circ}C$
$T_r$	--	93	60	$^{\circ}C$
$\Delta T$	--	4	4	$^{\circ}C$
K		5	19	$^{\circ}C$
$T_{wf}$		112	75	$^{\circ}C$
$C_p$	3.44	3.26	2.89	KJ/kg $^{\circ}C$
$\rho_l$	1180	1290	1785	kg/m <sup>3</sup>
$\lambda$	68.6	68.6	68.6	$10^{-2}$ W/m $^{\circ}C$
$\eta_b$	0.5	0.6	1.52	$10^{-3}$ Ns/m <sup>2</sup>
$\eta_{wf}$	--	0.52	1.27	$10^{-3}$ Ns/m <sup>2</sup>
	<u>Stoom</u>	<u>Damp</u>	<u>Damp</u>	
$T_{wd}$	120	93	60	$^{\circ}C$
$T_d$	120	88	41	$^{\circ}C$
$P_d$	1.98	0.65	0.077	$10^5$ N/m <sup>2</sup>
$\rho_d$	1.12	0.39	0.054	kg/m <sup>3</sup>
$r_d$	2202	2288	2405	KJ/kg
$H'$		5	25	KJ/kg
	<u>Gecondeneerde damp</u>			
$C_p$	4.24	4.20		KJ/kg $^{\circ}C$
$\rho_c$	945	970		kg/m <sup>3</sup>
$\lambda_c$	68.5	68.0		$10^{-2}$ W/m $^{\circ}C$
$\eta_c$	0.23	0.31		$10^{-3}$ Ns/m <sup>2</sup>

## 2.2 Het verwarmend oppervlak.

### De benodigde hoeveelheid stoom

We streven ernaar de drijvende kracht in beide verdamper gelijk te houden (lit. 28), dus als  $\Delta\bar{T}_1 = \Delta\bar{T}_2$  wordt

<u>Voeding</u>	<u>Eerste verdamper</u>	<u>Tweede verdamper</u>
$T_v = 80^\circ\text{C}$	$T_s = 120^\circ\text{C}$	$T_{d1} = 88^\circ\text{C}$
	$T_{r1} = 93^\circ\text{C}$	$T_{r2} = 60^\circ\text{C}$
	$T_{d1} = 88^\circ\text{C}$	$T_{d2} = 41^\circ\text{C}$
	$\Delta\bar{T}_1 = 27^\circ\text{C}$	$\Delta\bar{T}_2 = 28^\circ\text{C}$
	$K = 5^\circ\text{C}$	$K = 19^\circ\text{C}$

### Warmte balansen

Verdamper I:

$$\phi_{ms} \cdot r_s + \phi_{mv} \cdot C_{pv} \cdot (T_v - T_{r1}) = \phi_{md1} \cdot (r_{d2} + \Delta H_1') \quad (1)$$

Verdamper II:

$$\begin{aligned} \phi_{md1} \cdot (r_{d2} + H_1') + (\phi_{mv} - \phi_{md2}) \cdot C_{p(p1)} \cdot (T_{r1} - T_{r2}) = \\ = \phi_{md2} \cdot (r_{d2} + \Delta H_1') \end{aligned} \quad (2)$$

$$\text{Totale massabalans: } \phi_{mv} = \phi_{md2} + \phi_{mp2} + \phi_{mD1} \quad (3)$$

Voor stofgegevens zie blz. 36

Productie	$\phi_{mv}$	$\phi_{mp2}$	$\phi_{ms}$	$\phi_{md1}$	$\phi_{md2}$
10.000 t/j	3.5 kg/s	1 kg/s	1.35kg/s	1.23kg/s	1.27 kg/s
7.500 t/j	2.6 kg/s	0.75kg/s	1.01kg/s	0.92kg/s	0.95 kg/s

### De circulerende hoeveelheid ( $\phi_{mg}$ )

#### Warmtebalans

$$\text{w.w I : } \phi_{ms} \cdot r_s = \phi_{mg1} \cdot C_{p1} \cdot \Delta T \quad (4)$$

$$w.w \text{ II} : \phi_{md1} \cdot (r_{d2} + \Delta H_1) = \phi_{mg2} \cdot C_{p2} \cdot \Delta T \quad (5)$$

$\phi_{mv}$	$\phi_{mg1}$	$\phi_{mg2}$	$\phi_{vg1}$	$\phi_{vg2}$
kg/s	kg/s	kg/s	kg/s	kg/s
3.5	220	242	0.170	0.135
2.6	160	183	0.127	0.101

De warmteoverdrachts-coëfficiënt (U)

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_c} + \frac{1}{h_b} \frac{d_o}{d_p} + R_w + R_{vb} + R_{vs} \quad (6)$$

- w.o. aan de stoomzijde ( $h_c$ )

Bij een horizontale warmtewisselaar geldt voor de condensaatfilm voor  $Re_c$  1800:

$$h_c = 1.5 Re_c^{-1/3} \left( \frac{\lambda_c^3 \rho_c^3 g}{\eta_c^3} \right)^{1/3} \quad (\text{lit.36}) \quad (7)$$

$$Re_c = \frac{4 \cdot \phi_{ms}}{\eta_c l (n)^{2/3}} \quad (8)$$

- warmteweerstand pijpwand ( $R_w$ )

$R_w$  wordt gebaseerd op de buitendiameter van de pijp

$$R_w = \frac{d_o \ln (d_o/d_p)}{2 \lambda_w} \quad (9)$$

Het materiaal van de pijpwand bestaat uit R.V.S.

AISI 304 waarvoor een warmtecoëfficiënt geldt

$$\lambda_w = 17.3 \text{ W/m } ^\circ\text{C}$$

- de vervuilingsfactor ( $R_v$ )

$$\text{vloeistofzijde } R_{vb} = 2 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2 \text{ } ^\circ\text{C/W} \quad (10)$$

(vanwege de mogelijke aankorsting)

$$\text{stoomzijde } R_{vs} = 1 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2 \text{ } ^\circ\text{C/W}$$

- de warmte-overdrachtscoëfficiënt aan de binnenkant ( $h_b$ )  
 Voor turbulente stromingen in pijpen geldt

$$Nu = 0,027 \text{ Re}^{0.8} \text{ Pr}^{0.33} \left( \frac{\eta_b}{\eta_w} \right)^{0.14} \quad (11)$$

$$Nu = \frac{h_b \cdot dp}{\lambda} \quad \text{Pr} = \frac{c_p \eta_b}{\lambda} \quad (12)$$

$$Re = \frac{\rho \cdot v_q \cdot dp}{\eta} = \frac{\rho \cdot v_q \cdot dp}{A_f \eta} \quad (13)$$

$$A_f = \frac{1}{4} \pi D_p^2 \cdot \frac{1}{2} n \quad (14)$$

$\frac{1}{2}n$  omdat de keuze valt op een warmtewisselaar met twee "passes". (zie punt 5)

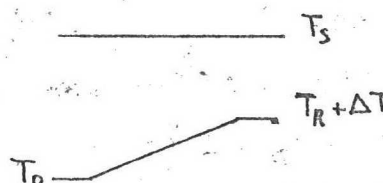


Het warmtewisselend oppervlak (A)

$$A = \frac{\dot{Q}_w}{U \cdot \Delta \bar{T}_{\text{gem}}} \quad (15)$$

$$\Delta \bar{T}_{\text{gem}} = F \cdot \Delta \bar{T}_{\text{log}} \quad (16)$$

voor condenserende stoom is de correctiefactor  $F = 1$



$$T_{\text{log}} = \frac{\Delta T}{\ln \frac{T_s - T_v}{T_s - (T_R + \Delta T)}} \quad (17)$$

Verder is:

$$A = \pi \cdot d_o \cdot l \cdot n \quad (18)$$

### Resultaten

Door middel van iteratie van de formules 6 t/m 18 met behulp van de WANG rekenmachine is het volgende verkregen voor  $d_o = 2.5 \cdot 10^{-3} \text{ m}$ ,  $d_p = 20 \cdot 10^{-3} \text{ m}$

	10.000 t/j		7.500 t/j		
	w.w. I	w.w. II	w.w. I	w.w. II	
n	530	530	530	530	
l	1.5	1.5	1.5	1.5	m
$v_q$	2	1,6	1,5	1,2	m/sec
$h_b$	13030	8250	11800	7500	$\text{W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$
$h_c$	9100	8700	9200	8800	
U	1950	1750	1910	1700	
$\Delta T_{\text{log}}$	25	26	25	26	$^\circ\text{C}$
A	60	64	42	50	$\text{m}^2$

Warmtewisselaars I en II worden identiek gebouwd en hebben met  $n = 530$  en  $l = 3,5$  een verwarmend oppervlak van  $62.5 \text{ m}^2$ .

Dit oppervlak valt geheel binnen het door ons beschouwde produktie gebied.

De diameter van de warmtewisselaar wordt, bij gebruik van een driehoekssteek: 0.84 m (lit. 8)

### 2.3 De drukval.

We berekenen de drukval bij maximale vloeistofsnelheid en maximale stoombelasting

- binnen de buizen (afb. V)

$$A_f = 832 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2$$

$$A_{k1} = 2800 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2$$

$$A_{k2} = 2700 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2$$

$$A_2 = 707 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2$$

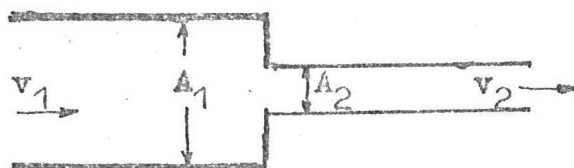
$$\Delta p = (4f \frac{l}{d_o} + \sum K_w) \frac{1}{2} \rho v_q^2 \quad (19)$$

voor  $Re = 10^5$  en een gemiddelde ruwheid  $\bar{x} = 0.045$

wordt  $4f = 0.07$ ,  $l = 3\text{m}$ ,  $d_o = 20 \cdot 10^{-3} \text{ m}$

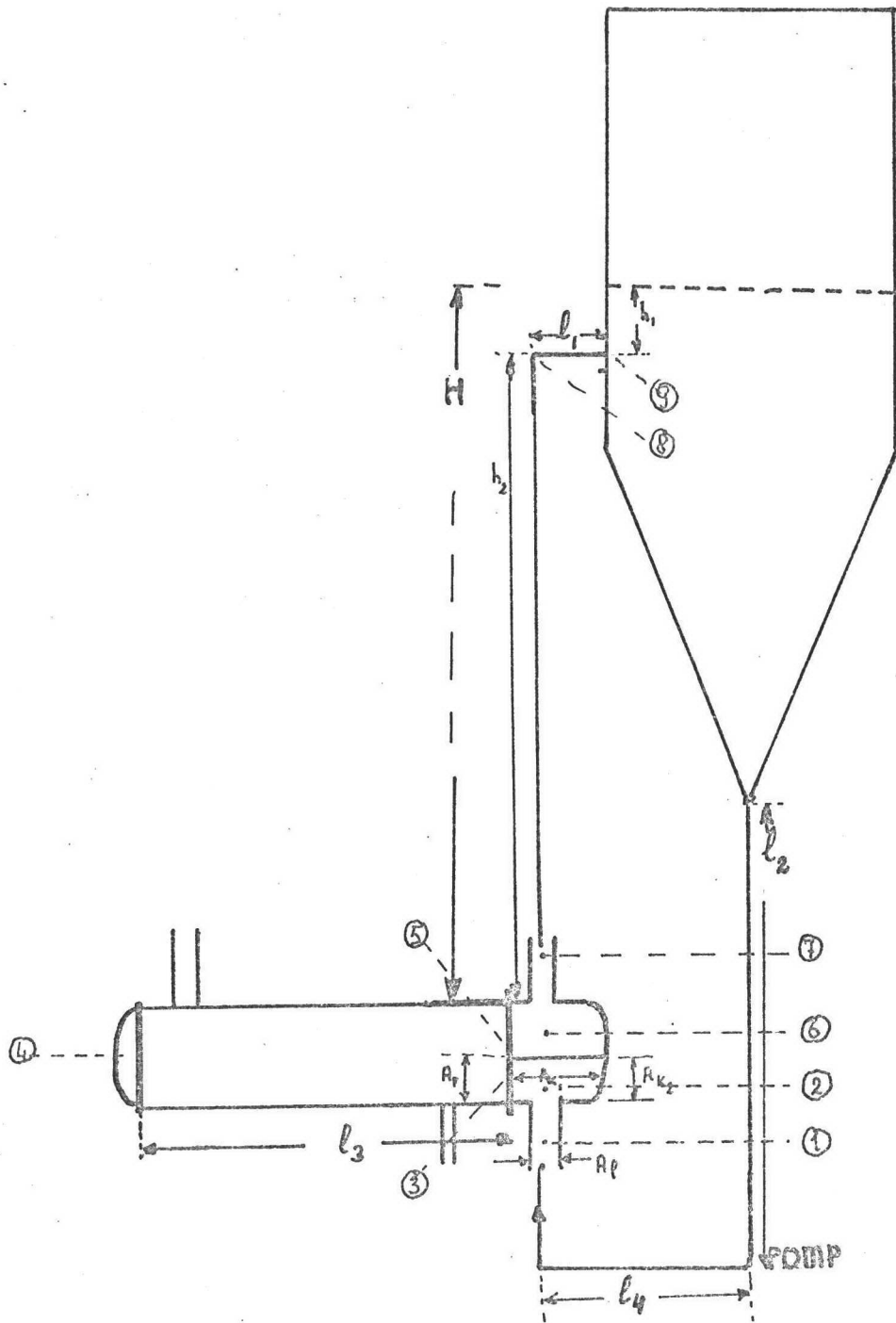
$$4f = \frac{1}{d_o} = 10.5$$

voor plotselinge vernauwing geldt (lit.30)



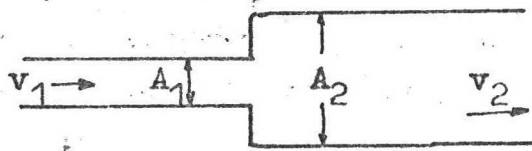
$$K_w' = 0.4 \left( 1.25 - \frac{A_2}{A_1} \right) \quad (20)$$

betrokken op  $v_2$



Afb. V De Verdamper.

voor plotselinge verwijding geldt:



$$K_w' = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 \quad (21)$$

betrokken op  $v_1$

wil men  $K_w$  betrekken op  $v_q$  (snelheid in de buizen)  
dan wordt

$$K_w = K_w' \cdot \left(\frac{A_f}{A_1}\right)^2 \quad (22)$$

$$\text{waarbij } A_f = \frac{1}{2} \cdot n \cdot \frac{1}{4} \pi d_p^2 \quad (\text{zie blz. 42}) \quad (23)$$

Met behulp van vgl. 20 t/m 23 verkrijgen we

$$K_w = 6.3 \quad (\text{betrokken op } v_q)$$

$$\text{dan wordt - w.w. I } v_q = 2 \text{ m/s} \quad -\Delta p = 0.48 \cdot 10^5 \text{ N/m}^2$$

$$\text{- w.w. II } v_q = 1.6 \text{ m/s} \quad -\Delta p = 0.39 \cdot 10^5 \text{ N/m}^2$$

- stoomzijde ( $\Delta p_s$ ) (lit. 38)

$$\Delta p_s = \frac{1}{2} \frac{(f_s) \cdot (\varnothing_{ms}'' )^2 (D_s) (N_c + 1)}{D_h \cdot \rho_s \cdot 2}$$

$$f_s = f(R_{es}) ; \varnothing_{ms}'' = \frac{\varnothing_{ms}}{a_s} ;$$

$$a_s = \frac{D_s \cdot c' \cdot B}{p} ; B = \frac{1}{4} D_s ;$$

$$R_{es} = \frac{D_h \cdot \varnothing_{ms}''}{\eta_s} ; D_h = \frac{4 \cdot A}{O} = \frac{4 \cdot (\pi/4 D_s^2 - n \pi d_o^2/4)}{n \cdot d_o + D_s}$$

$$D_s = 0.84 \text{ m} ; d_o = 25 \cdot 10^{-3} \text{ m} ; n = 530 ; p = 32 \cdot 10^{-3} \text{ m}$$

$$c' = 7 \cdot 10^{-3} \text{ m}$$

We krijgen dan:

$$\text{- w.w. I } \Delta p_s = 3.06 \cdot 10^{-2} \cdot (N_c + 1) \text{ bar} \quad (P_s = 1.98 \text{ bar})$$

$$\text{- w.w. II } \Delta p_s = 7.1 \cdot 10^{-2} \cdot (N_c + 1) \text{ bar} \quad (P_{d1} = 0.65 \text{ bar})$$

We zien dat voor beide warmtewisselaars in vergelijking met de beschikbare druk, de drukval aan de stoomzijde verwaarloosd kan worden.

Dit is zeker het geval indien we in de warmtewisselaar steunplaten met spatplaten gebruiken.

#### 2.4 Regeling van de stoomtoevoer.

We hebben ter beschikking lage druk stoom:

$$T_s = 145^{\circ}\text{C} \text{ en } P_s = 4.0 \text{ bar.}$$

De toelaatbare stoomtemperatuur is  $T_s = 120^{\circ}\text{C}$  en  $P_s = 1.9 \text{ bar.}$

Er moet dus gereduceerd worden.

Dit kan gedaan worden door het kiezen van een geschikte regelklep.

Foxboro (lit. 39) geeft voor zijn regelkleppen:

$$C_v = \frac{133 \cdot \varnothing_{ms}}{\sqrt{\Delta p_{kl} \cdot \rho_s}}$$

$\Delta p_{kl}$  = drukval over de klep in bar

$\rho_s$  = dichtheid in  $\text{kg/m}^3$  betrokken op de stoomdruk na de klep =  $1.122 \text{ kg/m}^3$

We kiezen een Foxboro, parabolische regelklep  $F_{22}$

deze heeft een  $C_v = 106$  en geeft voor:

$$\varnothing_{ms(\text{max})} = 1.35 \text{ kg/sec} \quad \Delta p_{kl} = 2.1 \text{ bar} \quad P_s = 1.9 \text{ bar} \quad T'_s = 120^{\circ}\text{C}$$

$$\varnothing_{ms(\text{min})} = 1.01 \text{ kg/sec} \quad \Delta p_{kl} = 1.2 \text{ bar} \quad P_s = 2.8 \text{ bar} \quad T'_s = 131^{\circ}\text{C}$$

( $T'_s$  = condensatietemperatuur van de stoom na de klep)

Met deze klep kan geschikt geregeld worden tot het maximale stoomtoevoer. Bij lagere stoomtoevoer zal de stoom na de klep met wat water nog "gequenched" moeten worden.

*A. H. v. H. v. H.*  
in 135°C

### 3. Verdamper.

#### 3.1 De diameter. (D)

De diameter van de verdamper wordt bepaald door de damp-  
snelheid waarbij entrainment gaat optreden.

Voor turbulente stroming  $Re > 2 \cdot 10^5$  geldt:

$$v_D = \lambda \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_d}{\rho_d}} \quad (\text{lit.40})$$

$$D = \sqrt{\frac{\phi_{md} \cdot 4}{\beta_D \cdot v_D \cdot \pi}}$$

$v_D$  = gassnelheid waarbij entrainment begint op te treden  
= valsnelheid van druppel in gasstroom (m/sec)

$\lambda$  = dampbelasting parameter  
(voor industriële verdamper wordt deze maximaal  
gesteld op  $\lambda = 0.05$  m/sec (lit.41))

$\rho_l$  = dichtheid van de opspattende vloeistof ( $\text{kg/m}^3$ )

$\rho_d$  = dichtheid van de ontstane damp bij de betreffende  
verdamperstemperatuur ( $\text{kg/m}^3$ )

$\phi_{md}$  = massastroom damp (kg/sec)

	Verdamper I	Verdamper II	
	1290	1785	( $\text{kg/m}^3$ )
d	0.39	0.054	( $\text{kg/m}^3$ )
$v_D$	2.9	9.2	(m/sec)
D	1.18	1.84	(m)

We stellen:

diameter verdamper I = 1.20 m

verdamper II = 1.90 m

### 3.2 Diameter toevoerpijp en toevoeropening.

We kunnen de volgende eisen stellen:

- voor een goede tangentiële stroming is een toevoersnelheid  $0.5 < v_t < 3$  m/sec vereist (lit.35)
- hoge toevoersnelheid kost meer pompvermogen
- hoge toevoersnelheid heeft een hoge statische vloeistofhoogte tot gevolg ( zie 3.3.)

We kiezen voor toevoerpijp en toevoeropening:

Diameter = 0.3 m

We krijgen dan:

produktie	verdamer I	verdamer II
10.000 t/j	$v_t = 2.4$ m/sec	$v_t = 1.9$ m/sec
7.500 t/j	$v_t = 1.8$ m/sec	$v_t = 1.45$ m/sec

### 3.3 Minimale statische vloeistofhoogte boven toevoerpijp.

De vloeistofkolom boven de toevoerpijp is noodzakelijk om koken in de toevoerpijp te voorkomen.

Uit de toevoerpijp stroomt de vloeistof met een temperatuur :  $T_r + \Delta T$  in de verdamer.

De totaaldruk in de toevoerpijp:

$$P_{tot} = P_{pl} + \frac{1}{2} \rho \cdot v_t^2$$

Om koken te voorkomen moet  $P_{tot} \geq$  verzadigingsdruk bij  $T_r + \Delta T - K$ . °C

Het uit stroom-verlies in de toevoerleiding is:

$$P = K_w \cdot \frac{1}{2} \rho \cdot v_t^2 \quad (\text{zie blz. 44})$$

Uit de energie balans volgt:

$$P_{pl} + \frac{1}{2} \rho v_t^2 = P_D + \rho \cdot g \cdot h_1 + 0.6 \cdot \frac{1}{2} \rho \cdot v_t^2$$

Hierin is:

$P_{pl}$  = de plaatselijke druk waarbij koken optreedt

$P_D$  = de druk in de verdamper

$\rho_l$  = de dichtheid van de vloeistof

$v_t$  = de vloeistofsnelheid in de toevoerpijp

$h_1$  = de minimale vloeistofhoogte boven toevoerpijp

### Resultaten

	<u>Verdamper I</u>	<u>Verdamper II</u>	
$P_D$	$0.649 \cdot 10^5$	$0.078 \cdot 10^5$	(N/m <sup>2</sup> )
$P_1$	$0.756 \cdot 10^5$	$0.199 \cdot 10^5$	(N/m <sup>2</sup> )
$\rho_l$	1290	1785	(kg/m <sup>3</sup> )
$v_t$	2.4	1.9	(m/sec)
$h_1$	1	0.2	(m)

### 3.4 De minimaal benodigde statische vloeistofhoogte boven warmtewisselaar.

#### Energiebalans (afb. V)

$$P_{wf} + \frac{1}{2} \rho_l v_q^2 = \sum_5^7 K_w \cdot \frac{1}{2} \cdot \rho_l \cdot v_q^2 + \sum_8^{10} K_w \cdot \frac{1}{2} \rho_l v_t^2 + \rho_l \cdot g (h_1 + h_2) + P_D$$

$P_{wf}$  = verzadigingsdruk bij  $(T_{wf} - K)^{\circ}C$

$P_D$  = verzadigingsdruk bij  $(T_D - K)^{\circ}C$



Resultaten

	<u>Verdamper I</u>	<u>Verdamper II</u>	
$P_{wf}$	$1.29 \cdot 10^5$	$0.143 \cdot 10^5$	(N/m <sup>2</sup> )
$P_D$	$0.65 \cdot 10^5$	$0.078 \cdot 10^5$	(N/m <sup>2</sup> )
$v_q$	2	1.5	(m/sec)
$v_t$	2.4	1.9	(m/sec)
$\Sigma k_w(5-7)$	1.01	idem	
$\Sigma k_w(8-10)$	1.37	idem	
$h_1$	1.0	0.2	(m)
$h_2$	3.7	0.3	(m)

3.5 De druppelvanger.(demister)

In verband met entrainment is een druppelvanger noodzakelijk.

De keuze valt op een gaasbed wegens:

- het zeer hoge vangstcijfer voor kleine druppels,
- het geringe drukverlies, wat belangrijk is bij zeer lage drukken,
- eenvoudige constructie,
- makkelijk te reinigen.

3.6 Diameter dampleiding.

De dampafvoersnelheid in de dampleiding wordt door het volgende beperkt:

- het vangstcijfer van de druppelvanger zal afnemen bij een kleinere afvoer diameter.

Bij kleine afvoerdiameter wordt het gaasbed niet gelijkmatig aangestroomd. (zie fig. 21)

- een hoge afvoersnelheid zal een groot drukverlies in de afvoerleiding tot gevolg hebben.

We kiezen de afvoersnelheid in dampleiding:

$$V_a = 50 \text{ m/sec.}$$

We krijgen dan voor de afvoerdiameter:

$$D_a = \frac{\varnothing_m \cdot 4}{f_d \cdot v_a}$$

Voor de drukval per meter:

$$\Delta P/l = (4 f/D) \frac{1}{2} \cdot \rho_d \cdot v_a^2$$

### Resultaten

	<u>Verdamper I</u>	<u>Verdamper II</u>	
$v_a$	50	50	m/sec
$\varnothing_{md}$	1.23	1.27	kg/sec
$f_d$	0.39	0.054	kg/m <sup>3</sup>
$D_a$	0.27	0.78	m
$P_d$	$0.649 \cdot 10^5$	$0.078 \cdot 10^5$	W/m <sup>2</sup>
$4 f$	0.01	0.01	
$\Delta P/l$	16	$8.5 \cdot 10^{-2}$	n/m <sup>3</sup>

We kiezen  $D_{a I} = 0.30$  m;  $D_{a II} = 0.80$  m

#### 4. De pomp. ((zie afb. VI)

##### 4.1 De leidingkarakteristiek.

De opvoerhoogte wordt berekend als functie van het debiet.

$$\Delta p = \left(4 f \frac{l_3}{d_0} + \sum_{i=1}^7 K_w\right) \frac{1}{2} \rho_l v_q^2 + \left(4 f \frac{l_1+h_2+l_4}{d_0} + \sum_{i=8}^{10} K_w\right) \frac{1}{2} \rho_l v_t^2 + g (h_1 + h_2)$$

$$v_q = \frac{\varnothing_m}{\rho_L \cdot A_f} ; \quad v_t = \frac{\varnothing_m}{\rho_L \cdot \frac{1}{4} \pi d_b^2} ;$$

$$H_{opv} = \Delta p / \rho_l g$$

	Pomp I	Pomp II
4f	0.07	0.07
$l_3$	1.5	1.5
$\sum_{i=1}^7 k_w$	6.3	6.3
$d_0$	0.02	0.02
$l_1$	1	1
$h_1$	4	2
$h_2$	1	0.3
$\sum_{i=8}^{10} k_w$	1.37	1.37

De leidingkarakteristiek voor Pomp I en Pomp II zijn getekend in fig. 22.

Zowel het debiet als de opvoerhoogte zijn een functie van de dichtheid van de verplaatste vloeistof.

#### 4.2 De N.P.SH. (afb. VI)

De Benoulli vgl. over de punten (a) en (b) geeft:

$$P_d + \rho_l g H_p = P_{pl} + \frac{1}{2} \rho_l v_t^2 + (4f \frac{l_2}{d_b}) \cdot \frac{1}{2} \rho_l v_t^2 + \text{NPSH} \cdot \rho_l \cdot g.$$

$$P_{pl} \geq P_d$$

(Hierbij is de weerstand over de verdamer verwaarloosd)

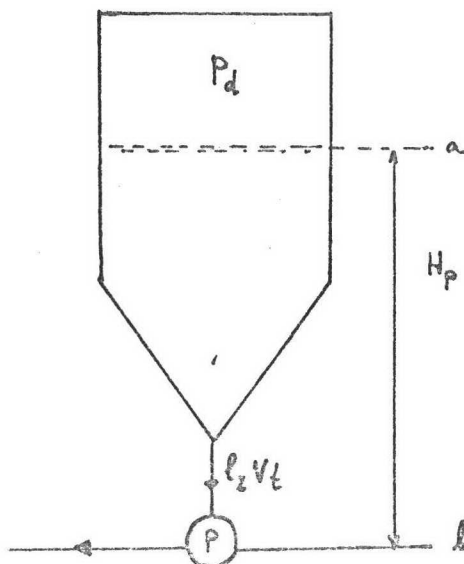
De N.P.SH van de pomp wordt nu berekend bij de maximale vloeistofsnelheid in de afvoerbuis.

#### 4.3 De zuigdruk.

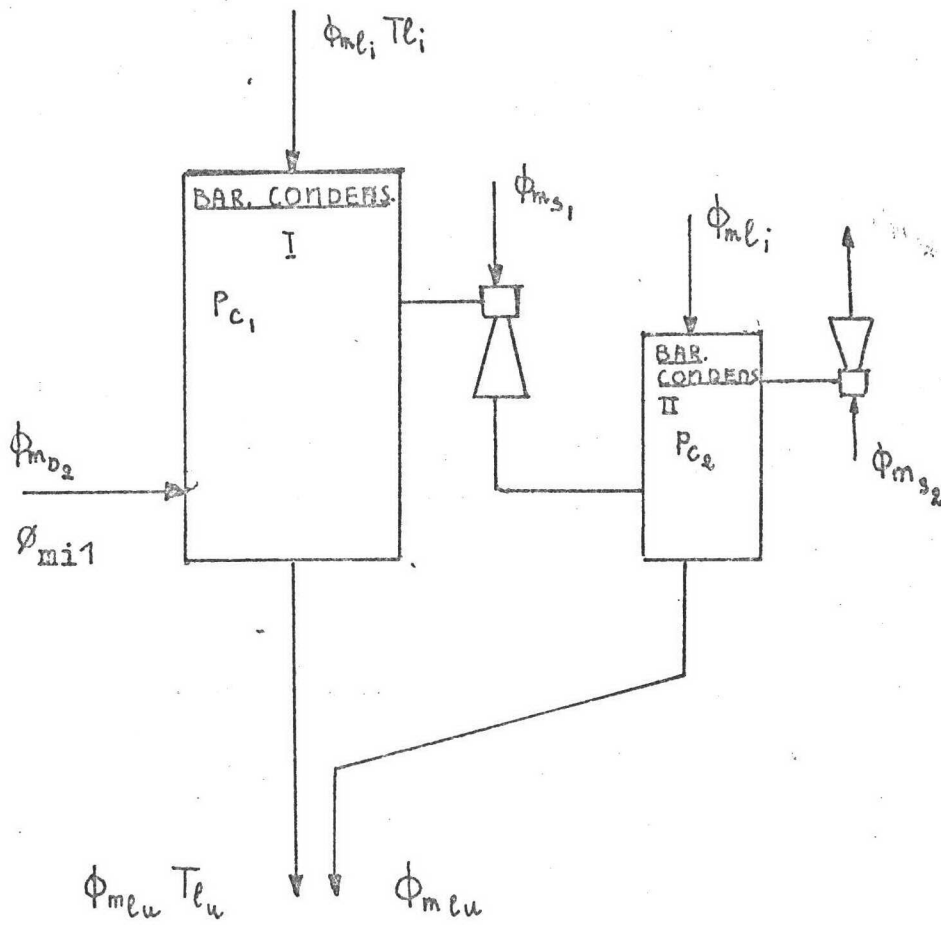
$$P_z = \rho_l g H_p + P_d - (4f \frac{l_2}{d_b}) \cdot \frac{1}{2} \rho_l \cdot v_t^2.$$

#### Resultaten

	Pomp I	Pomp II	
$H_p$	5.64	3.85	m
$l_2$	3.75	1.75	m
$v_t \text{ max}$	2.0	1.60	m/sec
$4f$	0.07	0.07	
$d_p$	0.3	0.3	m
NPSH	5.27	3.67	m
$P_z$	1.37	0.75	$10^5 \text{ N/m}^2$



DE CONDENSORS/EJECTEURS



Afb. VI

## X. DE CONDENSORS/EJECTEURS. (Afb. VI)

De waterdamp uit de tweede verdamper moet gecondenseerd worden. Het in deze damp aanwezige innert moet afgezogen worden. ( $\phi_{mi}$ )

We schatten de hoeveelheid innert op 1% van de massastroom damp ( $\phi_{md2}$ ). Hierbij zijn eventuele lekken inbegrepen.

De vereiste druk:

$$P_{c1} = P_{D2} = 0.077 \cdot 10^5 \text{ N/m}^2 = 56.5 \text{ mm H}_g = 2.2 \text{ inch H}_g \text{ abs.}$$

$$\phi_{mD2} = 1.27 \text{ kg/sec}$$

$$\phi_{mi} = 1.27 \cdot 10^{-2} \text{ kg/sec.}$$

Uit figuur 23 blijkt dat we 2 ejecteurs nodig hebben om de vereiste druk te bereiken.

Door de lage hoeveelheid innert is het aantrekkelijker de waterdamp eerst te condenseren en daarna te ejecteren.

### 1. Condensor I.

We kiezen een barometrische condensor.

Hieraan kunnen we de volgende eisen stellen. (lit. 38)

$$T_{D2} - T_{lu} = 3^\circ\text{C}$$

$$T_{i2} = T_{li} + 3^\circ\text{C}$$

#### Warmtebalans

$$\begin{aligned} \phi_{mi} (T_{lu} - T_{li}) \cdot C_{pl} &= \phi_{mD2} (r_{d2} + \Delta H'_2) + \phi_{mD2} (T_{D2} - T_{lu}) C_{po} + \\ &+ \phi_{mi1} (T_{D2} - T_{i2}) \cdot C_{pi} \end{aligned}$$

$T_{D2}$	$T_i$	$T_u$	$C_p$	$r_{D2} + \Delta H_2'$	$T_{i2}$	$C_{pi}$	$C_{pD}$
$^{\circ}C$	$^{\circ}C$	$^{\circ}C$	KJ/kg $^{\circ}C$	KJ/kg	$^{\circ}C$	KJ/kg $^{\circ}C$	KJ/Kg $^{\circ}C$
41	20	38	4.2	2430	23	1.0	1.8

De benodigde hoeveelheid water:

$$\phi_{mli} = 41 \text{ kg/sec.}$$

## 2. De ejecteurs.

Ludwig (lit. 38) geeft grafieken (fig. 24 - 27) om de stoomconsumptie van tweetraps ejecteurs uit te rekenen.

Deze grafieken gelden voor specifieke ejecteurs.

Bij de bepaling van het stoomgebruik gaat men er vanuit dat een mengsel van 100% innert met stoom van 90 psi gevacueerd wordt.

Daarna wordt gecorrigeerd op de werkelijke stoomdruk en op het werkelijke % innert.

We gebruiken voor de ejecteurs middendrukstoom.

$$P_s = 10 \text{ bar} = 143 \text{ psi.}$$

$$\text{Lucht uit verdamper: } \phi_{mi1} = 1.27 \cdot 10^{-2} \text{ kg/sec}$$

$$\text{Lucht uit koelwater} = \underline{7.9 \cdot 10^{-4} \text{ kg/sec}}$$

Totaal innert uit condensor

$$\phi_{mi2} = 1.35 \cdot 10^{-2} \text{ kg/sec}$$

$$\text{Waterdamp in lucht} = 0.5 \cdot 10^{-2} \text{ kg/sec} \quad (\text{fig. 28})$$

$$(T = 23^{\circ}C = 73.4^{\circ}F ;$$

$$P = 56 \text{ mm Hg} = 2.2 \text{ inch})$$

Totaal te ejecteren gassen:

$$(W_m) = 1.85 \cdot 10^{-2} \text{ kg/sec}$$

$$= 147 \text{ lbs/hr}$$

Fractie innert in totale mengsel:

$$W_a/W_m = 1.35/1.85 = 0.73$$

Keuze ejecteur

Een 4" ejecteur van de Wirthington Corp. (fig. 24)

$W_s'$  = kg benodigde stoom/kg te ejecteren mengsel = 4.5  
(betrokken op stoom van 90 psi) (fig. 25)

K = faktor ter correctie van de waterhoeveelheid  
in mengsel = 0.88 (fig. 26)

F = correctie op de beschikbare stoomdruk = 0.88 (fig. 27)

$W_s$  = werkelijk benodigde hoeveelheid stoom =

$$W_s' \cdot W_m \cdot K \cdot F = 4.9 \cdot 10^{-2} \text{ kg/sec.}$$

Deze hoeveelheid is betrokken op de 2 ejecteurs.

Per ejecteur:  $2.45 \cdot 10^{-2}$  kg/sec stoom van 10 bar.

3. Condensor II.

Voor warmtebalans zie Condensor I.

De hoeveelheid innert in de koelvloeistof wordt ook hier verwaarloosd.

$T_{s1}$	$P_{c2}$	$T_i$	$T_u$	$\phi_{mi}$	$C_{pi}$	$C_{pl}$	$r_s + H'_s$
$^{\circ}\text{C}$	bar	$^{\circ}\text{C}$	$^{\circ}\text{C}$	kg/s	KJ/kg $^{\circ}\text{C}$	KJ/kg $^{\circ}\text{C}$	KJ/kg
180	0.5	20	40	1.35	1.0	4.2	2306

Hoeveelheid benodigde koelwater = 8.2 kg/sec



## XI. MATERIAAL KEUZE.

Bij de materiaal keuze is alleen de verdampings- en ontledingssectie beschouwd.

### - De verdampers.

Hier moet rekening gehouden worden met de aanwezigheid van verdund salpeterzuur.

Dit vanwege het niet ideaal verlopen van de zuiveringssectie. We kiezen voor het constructiemateriaal van de verdampers: Roestvrijstaal AISI 304.

Deze staalsoort is bestand tegen hoge (65%) salpeterzuurconcentraties bij 120°C.

Warmtewisselaar II moet geheel van dit materiaal vervaardigd worden.

Van warmtewisselaar I kan de mantel uitgevoerd worden in constructiestaal.

### - De condensor en ejecteurs.

Het recirculerende koelwater kan door de damp uit de tweede verdamper licht aangezuurd worden.

Het is de vraag of deze lichte aanzuring aanleiding geeft om de condensor van hoogwaardig materiaal te maken.

Ons inziens kunnen de condensoren van constructiestaal geconstrueerd worden.

Eventueel kan hier kathodische bescherming toegepast worden.

### - De reaktor en cycloon.

De temperatuur van het gasmengsel (nitreusedampen + lucht) in de reaktor is boven het dauwpunt van salpeterzuur.

We hebben dus tijdens het bedrijf in theorie geen last van corrosie.

Er moet echter wel rekening gehouden worden met het uit bedrijf stellen van het proces en met eventuele koude delen van het circulatiesysteem.

We zouden hierom toch adviseren de reaktor, cycloon en recirculatiesysteem van AISI 304 te maken.

- De roterende trommel van het "Nossen" proces moet beslist, van AISI 316 uitgevoerd worden, omdat hier "condensatie" van salpeterzuur optreedt.

XII. MASSA EN WARMTEBALANS.1. Aannamen.

1. De ertssamenstelling is Mn 12%; Fe 33%; SiO<sub>2</sub> 20%; H<sub>2</sub>O 8%; P 0.3%; org.C 0.2%; Ca 0.5%; Mg 0.2%; Zn 0.01%; Pb 0.01%; Over. 25.78%.
2. De invoertemperatuur van het erts is 25°C.
3. Het maalrendement van ertsmolen is 66 $\frac{2}{3}$ % en alle componenten zijn even hard. (M)
4. De energie dissipatie van de kegemolen wordt niet overgedragen aan de ertsstroom.
5. Alle ijzer in het erts is aanwezig als Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub> en wordt niet overgedragen aan de ertsstroom. (M3)
6. Alle water in het erts wordt verdampt in de reduceeroven.
7. Na de reduceeroven wordt het erts in het transportsysteem geloeld tot 60°C.
8. De suppletie van zuur geschiedt bij 25°C; de verdunningswarmte wordt verwaarloosd. (V4)
9. In de ontsluitingstoren is voldoende koeling om reactiewarmte en luchtwarmte af te voeren, zodat de uitgangstemperatuur 80°C is.
10. De omzettingen in het mengvat en de ontsluitingstoren zijn volledig.
11. Uit de ontsluitingstoren wordt 0.001 kg/s water door de lucht meegevoerd (gebaseerd op maximale vochtigheid)
12. De zuivering is ideaal.  
Enig salpeterzuur wordt weggevoerd met het residu (volgens Nossen 4%). (V 7,8)
13. De temperatuur daalt niet bij de zuivering.

14. Alle  $\text{MnO}_2$  wordt in de reaktor en de cycloon opgevangen.  
( R 11, M12)
15. Het watergehalte van het  $\text{MnO}_2$  is 3%.
16. De toegevoegde rookgassen worden beschouwd als lucht.  
(H 13)
17. De eindtemperatuur van het  $\text{MnO}_2$  is  $50^\circ\text{C}$ . (M 17)
18. Het watergehalte na de reaktortrommel is 6% (R 18)
19. De omzetting is 98% (volgens Nossen)
20. Het  $\text{MnO}_2$  komt met een temperatuur van  $50^\circ\text{C}$  in de eerste kogelmolen.
21. Het spoelwater komt met  $25^\circ\text{C}$  in de kogelmolen.  
(M 21)
22. Het  $\text{MnO}_2$  heeft tenslotte een temperatuur van  $50^\circ\text{C}$ .  
(M 23)

XIII. SCHATTING VAN DE INVESTERING.

De eenvoudigste methode om snel tot een schatting te komen is de "Functional Units" methode. (lit. 27)

Hierbij wordt het proces verdeeld in een aantal functional units. Met behulp van de toegepaste temperatuur, druk en materiaal kan een complexity-factor berekend worden. Deze geeft samen met de capaciteit de investering per functional unit.

Met deze methode komen we voor het verstuiversproces op een investering van 8,6 miljoen dollar en voor het proces van 9,6 miljoen dollar. (in 1957)

In 1971 wordt dit respectievelijk 38 en 42,5 miljoen gulden.

Om een betere vergelijking van beide processen te kunnen maken, moeten de investeringskosten per apparaat in de berekening opgenomen worden.

Omdat in de eerste plaats de voorberekingsapparatuur voor beide processen identiek is en in de tweede plaats niets gezegd kan worden over de prijs van de maal-apparaat, beperken we ons ter verkrijging van een eerste indruk, tot de reaktoren.

<u>Verstuiversproces</u>		<u>Nossen proces</u>	
Verstuiverstoren	f 28.000,-	Trommels	f 108.000,-
Cycloon	f 18.700,-	Ventilatoren	f 9.800,-
Ventilatoren	f 19.600,-		
Totaal	f 66.300,-	Totaal	f 117.800,-

Aan deze vergelijking van de kosten zien we dat de reaktor van het Nossen proces aanmerkelijk duurder is dan die van het verstuiversproces.

*Handwritten notes:*  
 - 1/32000 / 1/10000  
 - 1/10000 / 1/10000  
 - 1/10000 / 1/10000  
 - 1/10000 / 1/10000

NABESCHOUWING.

Zolang er op de "Vrije" wereld nog mangaanrijke erts velden aanwezig zijn, zal dit proces om economische redenen niet uitgevoerd worden.

Gaan we uit van ijzerrijk mangaanerts, dan is het verstuivingsproces economisch aantrekkelijker.

Ook de nabewerkingsapparatuur die nodig is bij het Nossen proces werkt kostenverhogend en dus ten gunste van het verstuivingsproces.

Bij het verstuivingsproces vindt geen nazuivering van het produkt ( $MnO_2$ ) plaats, in tegenstelling tot het Nossen proces.

Dus bij het verstuivingsproces worden hogere eisen gesteld aan de vóórzuivering van het mangaannittraat.

Bij dit fabrieksvoorontwerp is men er vanuit gegaan dat deze zuivering ideaal verloopt.

SYMBOLENLIJST.

Indien in de tekst niet anders vermeld, zijn de volgende symbolen als volgt omschreven:

<u>symbool</u>	<u>omschrijving</u>	<u>eenheid</u>
$A_f$	totaal doorstroomde oppervlak van de pijpen	$m^2$
$A$	warmtewisselend oppervlak	$m^2$
$c'$	steek	$m$
$D$	diameter verdamper	$m$
$D_h$	hydraulische diameter aan de stoomzijde	$m$
$D_s$	binnen diameter warmte wisselaar	$m$
$d_b$	diameter toe- en afvoerleiding verd.	$m$
$d_o$	buiten diameter pijpen in w.w.	$m$
$d_p$	binnen diameter pijpen in w.w.	$m$
$f$	frictie factor in de pijpen	$m$
$f_s$	frictie factor aan de stoomzijde	
$g$	versnelling van de zwaartekracht	$m/sec.^2$
$\Delta H'$	enthalpie vermeerdering per kg. damp tengevolge van oververhitting	$J/kg.$
$H$	totaal benodigde statische vloeistof- hoogte	$m$
$H_{opv.}$	opvoerhoogte van de pomp	$m$
$h_1$	benodigde statische vloeistofhoogte boven de invoer	$m$
$h_b$	warmteoverdrachts coëfficiënt aan de binnenkant van de pijp	$W/m^2 \text{ } ^\circ C$
$h_{bo}$	de w.o. coëff. van de oplossing betr. op de buiten-diameter van de pijp	$W/m^2 \text{ } ^\circ C$
$h_c$	de w.o. coëff. aan de stoomzijde	$W/m^2 \text{ } ^\circ C$
$k$	kookpuntsverhoging	$^\circ C$
$l$	lengte van de pijpen	
$n$	aantal pijpen	
$N_c$	aantal baffles	

symbool	omschrijving	eenheid
$p$	afstand tussen hardlijn pijpen	m
$P_{pl}$	plaatselijke druk	$N/m^2$
$R_{vb}$	warmteweerstand van de vervuillingslaag in buis	$m^2 \text{ } ^\circ C/W$
$R_{vs}$	warmteweerstand van de vervuillingslaag aan stoomzijde	$m^2 \text{ } ^\circ C/W$
$R_w$	warmteweerstand van de pijp wand	$m^2 \text{ } ^\circ C/W$
$r$	verdampingswarmte van de stoom resp. damp	$J/kg$
$T_b$	bulktemperatuur in de pijp	$^\circ C$
$T_d$	verzadigingstemperatuur van de damp in de verdamper	$^\circ C$
$T_r$	bulktemperatuur in de verdamper	$^\circ C$
$T_s$	stoomtemperatuur	$^\circ C$
$T_{wd}$	werkelijke damp-temperatuur in de verdamper	$^\circ C$
$T_{wf}$	filmttemperatuur aan de binnenzijde van de pijp	$^\circ C$
$\bar{T}_t$	totaal beschikbare drijvende kracht bij het verdampen	$^\circ C$
$U$	totale w.o. coëfficiënt betrokken op de buitenzijde van de pijp	$W/m^2 \text{ } ^\circ C$
$v_t$	tangentiële invoersnelheid in verdamper	m/sec
$v_q$	snelheid in de pijpen van de w.w.	m/sec
$\varnothing_{mg}$	de circulerende hoeveelheid oplossing	kg/sec
$\varnothing''_{ms}$	massastroom stoom per oppervlakte eenheid	kg/sec $m^2$



Indices

c	condensaat
d	damp
p	produkt
r	verdamer
s	primaire stoom
v	voeding
1	betrokken op eerste verdamer
2	betrokken op tweede verdamer

LITERATUUR.

1. Ullmanns encyclopedie der technischen chemie, 12-de band, 3-de druk, pag. 226. (1960)
2. E.S. Nossen; Ind.Eng.Chem. 43, 7, 1695-1700 (1961)
3. C. Drotschmann; Batterien 15, 155-159
4. R.V. Lundquist; United States department of the Interior, Bureau of Mines Report of Investigations, no: 5347, July 1957.
5. E. de Barry Barnett and C.L. Wilson; Inorganic Chemistry, Longmans, London, 2-nd ed., pag. 212 (1959)
6. J.H. Perry ed., Chemical Engineers' Handbook, McGraw Hill Book Co. Inc., N.Y., 3-rd ed.
7. L. Pons en J. Brenet; C. R. Acad. Sc. ,Paris, 11, 2825(1964).
8. A.J. Hegedüs, e.a., Mikrochim. Acta, 11,5, 853-864(1966).
9. W.F. Cole, e.a., Trans. Electrochem. Soc., 92, 133-158(1947).
10. W.W. Ewing en H.R. Rasmussen; J. Am. Chem. Soc., 64, 1443-1449 (1942).
11. R.C. Weast ed., Handbook for Chemistry and Physics, Chemical Rubber Co., Cleveland, Ohio, 49-th ed. (1969)
12. International critical tables, McGraw Hill Book Co, Inc, Vol. VII.
13. J. Whurer; Chem. Ing. Tech., 28, 328 (1956).
14. A. Zurbruggen; Untersuchungen über die physikalischen und katalytischen Eigenschaften von Mangandioxyd, Prom. Nr 2094 TH Zurich.

15. A.S. Foust, e.a., Principles of Unit Operations, John Wiley, N.Y. 2-nd ed., 340 (1959).
16. W.R. Marshall Jr., Atomization and Spray Drying, Monogram Series no: 2, A.I.Ch.E., 50, 12, (1954)
17. K.M. Saunders; Drop Size distribution from large scale Pressure Nozzles, A.I.Ch.E. (I.I.Q.P.R.), Papers 2-nd International meeting.
18. R.W. Tate, W.R. Marshall Chem. Eng. Progr., 49, 161-226, (1953).
19. S.J. Friedman, E.A. Gluckert, W.R. Marshall, Chem. Eng. Progr., 48, 181-191, (1952).
- 19a L. Lapple e.a., Ind. Eng. Chem. , 32, 605-617, (1940).
20. F. Kneule Das Trocknen, (1959).
21. D.W. Belcher e.a. , Chem. Eng., 70, 9, 83-88, (1963).
22. H.G. Kessler, Chem. Ing. Techn. , 39, 601-606, (1967).
23. E.S. Grimmett, A.I.Ch.E. Journal, 10, 5, 707-722, (1964).
24. A.E. von Liensweber, Staub, 27, 123-129, (1967).
25. H.J. van Ebbenhorst Tengbergen, De Ingenieur, 77, 2, 1-8, (1965).
26. L. Lapple, Air pollution engineering manual US Department of health, County of Los Angeles, Cincinnati, Ohio, 92, (1967).
27. L. Cusell, Het schatten van de investering in de chemische installaties, Scriptie afd. chem. technologie.
28. J.H. Perry, Chemical Engineers Handbook Mc. Grawhill Book Co Inc., N.Y., 4-th ed., 11-24, (1960).

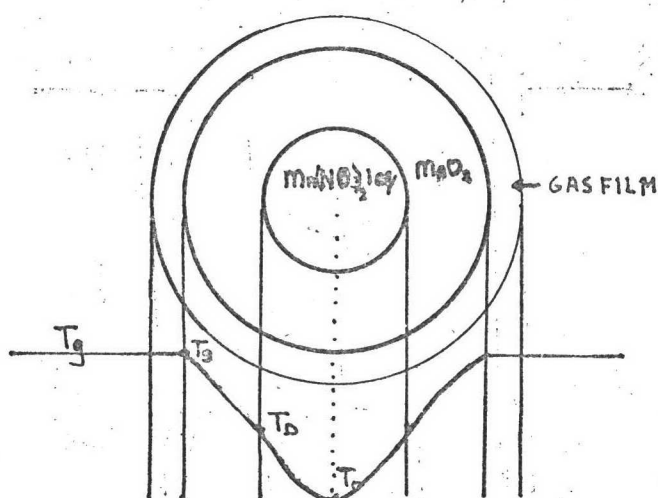
29. *ibid* . pag. 11-30.
30. *ibid*. 3-th ed. pag. 388
31. *ibid*. 3-th ed. pag. 521
32. F.C. Standiford and W.L. Badger; Chem. Eng., 12, 157-175, (1963)
33. N.H. Parker; Chem. Eng., 7, 135-140 (1963).
34. H.F. Reinhold and F.J. Connely., Chem. Eng. Prog., 55, 12, 45-48 (1959).
35. H.H. Newman; Salt Evaporation Design, Proceedings of a meeting of the Salt Producers Association, Chicago, Ill., nov. 1955.
36. D.Q. Kern, Process Heat Transfer
37. E.E. Ludwig, Applied Process Design, Gulf Publ. Co., Houston, Texas, Vol. 3, pag. 102.
38. *ibid*. Volume I, pag. 211.
39. Foxboro Catalogus 1970
40. F.C.A.A. van Berkel, Chemische Werktuigen T, College diktaat, T.H. Delft, 1965.
41. P.A.M. Bouvy en P.G. Kalverkamp, Rapport Bellencondensor, 23-65 en 24-65, Lab. voor Chem. Werktuigen, T.H. Delft, 1965.

APPENDIX I

Reaktor met voortschrijdend reaktiefrent.

We nemen een model aan, waarbij de reaktiesnelheid wordt bepaald door snelheid van warmtetoevoer en ver-  
waarlozen daarbij de straling.

Beschouwen we de ontleding van een enkel rond deeltje dan kan het temperatuurprofiel weergegeven als in onder-  
staande figuur



- $T_D$  = dissociatie temp.
- $T_S$  = oppervlakte temp.
- $T_g$  = gastemp.
- $T_0$  = begintemp.

De differentiaal vergelijking voor de warmtegeleiding luidt:

$$\frac{\delta T}{\delta t} = \frac{\lambda}{\rho c} \left( \frac{\delta^2 T}{\delta r^2} + \frac{2}{r} \frac{\delta T}{\delta r} \right) + \frac{V C_p}{\rho c} \left( \frac{\delta T}{\delta t} + \frac{2 T}{r} \right) \text{ voor de } MnO_2$$

$$\frac{\delta T}{\delta t} = \frac{\lambda}{\rho c} \left( \frac{\delta^2 T}{\delta r^2} + \frac{2}{r} \frac{\delta T}{\delta r} \right) \text{ voor het } Mn(NO_3)_2$$

Geven we de waarden die behoren bij  $MnO_2$  de index 1 en die van  $Mn(NO_3)_2$  de index 2, dan luiden de randvoorwaarden:

$t = 0$	$0 \leq r \leq R$	$T_1 = T_2 = T_0$
$t > 0$	$r = R$	$T_1 = T_S$
$t > 0$	$r = r_e$	$T_1 = T_2 = T_D$
$t > 0$	$r = r_e$	$\lambda_1 \frac{\delta T_1}{\delta r_1} + \Delta H \cdot \rho_2 \frac{d r_e}{dt} = \lambda_2 \frac{\delta T_2}{\delta r_2}$
$t > 0$	$r = R$	$\lambda_1 \frac{\delta T_1}{\delta r} = \alpha (T_g - T_S)$

Deze vergelijkingen zijn niet oplosbaar zodat enige verwaarlozingen noodzakelijk zijn.

Neemt men aan dat de hoeveelheid warmte die nodig is om het  $\text{MnNO}_3$  1aq op de reactie temperatuur te brengen verwaarloosbaar is t.o.v. de dissociatie temperatuur, dan wordt voor een stationaire toestand de differentiaalvergelijking gereduceerd tot

$$\frac{d^2T}{dr^2} + \frac{2}{r} \frac{dT}{dr} = 0$$

met randvoorwaarden:

$$r = R \quad T = T_s$$

$$r = r_e \quad T = T_D$$

$$r = R \quad \lambda \frac{dT}{dr} = -\alpha (T_g - T_s)$$

$$r = r_e \quad \lambda \frac{dT}{dr} = -\Delta H \beta_2 \frac{dr_e}{dt}$$

Als we aannemen dat  $T_s - T_D$  constant is dan wordt de reaktietijd:

$$t = \frac{-\Delta H}{T_s - T_D} \cdot \frac{R^2}{6\lambda}$$

APPENDIX II

De drukafhankelijkheid van de ontledingsreactie.

De bij de ontledingsreactie ontstane gassen moeten uit de korrel naar buiten diffunderen.

Zurbruggen (lit. 14) heeft metingen verricht aan  $\text{MnO}_2$  verkregen uit een oplossing van  $\text{Mn}(\text{NO}_3)_2$ .

Hij constateerde het volgende:

$\text{MnO}_2$	$\rho$ schijnb. $\text{kg/m}^3$	$\rho$ ( $\text{kg/m}^3$ )	$\epsilon$ %	poriestraal
uit opl.	$1.90 \cdot 10^3$	$5.09 \cdot 10^3$	62.6	254 Å
$\text{Mn}(\text{NO}_3)_2$				
natuurlijk	$3.16 \cdot 10^3$	$5.09 \cdot 10^3$	37.9	240 Å

We zien hieruit dat de porienstraal binnen een groot porositeitsgebied ongeveer 250 Å is.

Bij deze kleine porienstraal nemen we aan dat er Knudsen diffusie optreedt. (bij niet extreem hoge korrel drukken) Deze Knudsen diffusie heeft als oorzaak dat de terugdiffusie in de gasvormige reaktanten de reactiesnelheid niet kunnen bijhouden.

Er zal druk in de korrel opgebouwd worden.

Bij hogere drukken zal de dissociatie temperatuur stijgen (vgl. analoge gevallen zoals de ontleding van calciumcarbonaat)

Een hogere dissociatie temperatuur zal bij een konstante buitentemperatuur de snelheid van de warmtetoevoer in de korrel ongunstig beïnvloeden.

Uit recente metingen bleek dat een mangaannitraat druppel "goed" ging ontleden bij  $200^\circ\text{C}$  (metingen van H.H.Kleizen).

Voor de berekening van de ontledingsenthalpie is de grootte van de opgebouwde druk in feite nodig.

Deze druk is niet bekend, zodat we voor de enthalpieberekening  $P = 1 \text{ atm}$ . nemen.

Zoals uit onderstaande tabel is te zien, is de beïnvloeding van de druk op de ontledingsenthalpie van geringe omvang.

$t(^{\circ}\text{C})$	$200^{\circ}\text{C}$	$200^{\circ}\text{C}$	$200^{\circ}\text{C}$
$p \text{ atm.}$	1 atm	10 atm	100atm
$\Delta H \cdot 10^3$ KJ /Kmol	150	149.9	149.1



APPENDIX III.

De berekening van de droogtijd van een druppeltje. (lit. 16)

Evenals bij de berekening van de reaktietijd nemen we aan, dat we met een bolvormig druppeltje te maken hebben. Voor een zuiver vloeistofdruppeltje met een beginstraal  $D_0$ . Do volgt uit de warmtebalans:

$$t = \frac{\rho_l \Delta H_v}{2 \cdot \Delta T} \int_{D_0}^D \frac{dD}{\alpha} \quad (1)$$

Voor de warmte-overdrachtscoëfficiënt kunnen we schrijven:

$$\alpha = \frac{\lambda}{D} \left[ 2 + 0,6 \left( \frac{c_p \eta}{\lambda} \right)^{\frac{1}{3}} \left( \frac{V_{ap} \cdot R}{\eta} \right)^{\frac{1}{2}} \right] \quad (2)$$

De warmtebalans wordt door substitutie van (2) in (1) en door integratie:

$$t = \frac{\rho_l \Delta H_v^* \cdot D_0^2}{8 \lambda \Delta T} \quad \text{voor } Re = 0$$

$$t = \frac{\rho_l \Delta H_v^*}{4 \lambda \Delta T} \int_{D_0}^D \frac{D d(D)}{(1 + 0,3(Re)^{\frac{1}{2}}(P_r)^{\frac{1}{3}})} \quad \text{voor } Re > 0$$

Indien we de snelheid substitueren, die in het tussen gebied (tussen Stokesgebied en het turbulente gebied) geldt

$$v = \frac{0.153 b^{1.14} g^{0.71} (\rho_l - \rho_a)^{0.71}}{0.29 \cdot 0.43}$$

Krijgen we:

$$t = \frac{\rho_l \Delta H_v^*}{4 \lambda \Delta T} \int_{D_0}^D \frac{D d(D)}{1 + B_0 D^{1.08}} \quad \text{waarin}$$

$$B_0 = 0.3 \left[ 0.153 \frac{(\rho_l - \rho_a)}{\eta^2} \right]^{0.71} \cdot \left( \frac{c_p \eta}{\lambda} \right)^{\frac{1}{3}}$$

of anders geschreven

$$t = \frac{\rho_l \Delta H_v^* D_0^2}{8 \lambda \Delta T} \left[ \frac{1 - 2 B_0}{D_0^2} \int_{D_0}^D \frac{D^{2.08} dD}{1 + B_0 D^{1.08}} \right]$$

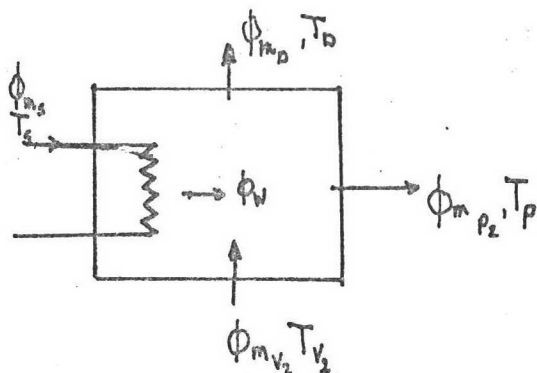
Deze laatste schrijfwijze is zodanig dat de tweede term een correctie is voor deeltje groter dan  $100 \mu$ .

Deze vergelijking geldt zoals in begin is gesteld voor zuivere vloeistof druppels.

Echter uit proefnemingen is gebleken, dat deze vergelijking ook voor oplossingen geldt indien de luchttemperatuur boven de  $250^{\circ}\text{C}$  is.

APPENDIX IV.

Schatting warmtewisselend oppervlak van één verdamer



- A = oppervlak w.w. m<sup>2</sup>
- r = verdampingswarmte KJ/kg
- k = aantal graden kookpuntverhoging °C
- C<sub>p</sub> = soortelijke warmte KJ/kg
- s = stoom
- D = damp
- v = voeding
- p = produkt
- U = totale warmte-overdrachtscoëfficiënt
- T<sub>p</sub> = T<sub>v</sub> + K °C

Warmtebalans

$$\phi_w = \phi_{mp} \cdot C_{pp} \cdot T_p + \phi_{mD} \cdot r_D - \phi_{mv} \cdot C_{pv} \cdot T_v + \phi_{md} C_{pd} T_d$$

T <sub>s</sub>	T <sub>v</sub>	T <sub>p</sub>	\phi <sub>mD</sub>	\phi <sub>mp</sub>	\phi <sub>mv</sub>	C <sub>pv</sub>	r <sub>D</sub>	C <sub>pp</sub>	U*
145	80°C	95°C	2.5	1	3.5	3.44	2400	2.89	2000 W/m <sup>2</sup> °C

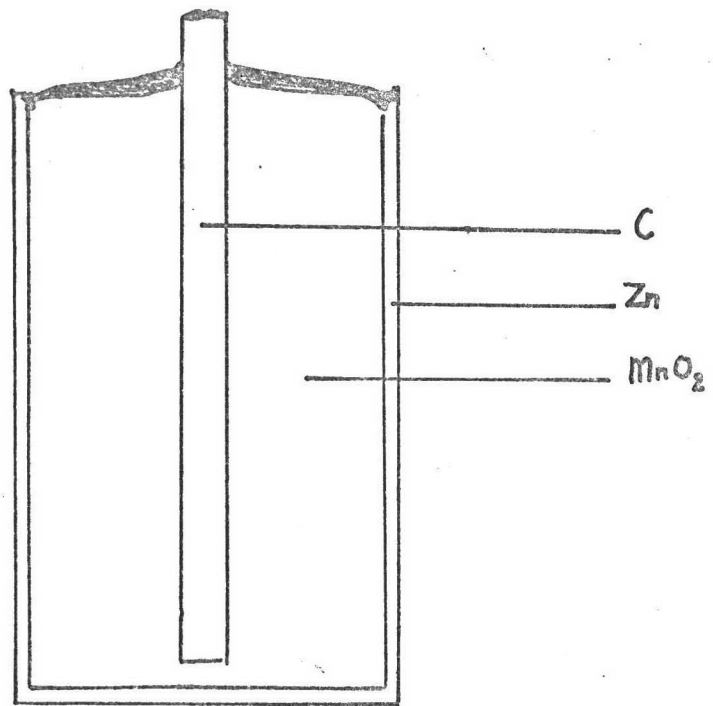
$$\phi_w = 5300 \text{ KJ/KW}$$

$$A = \frac{\phi_w}{U (T_s - T_p)} = 50 \text{ m}^2$$

\* geschatte waarde

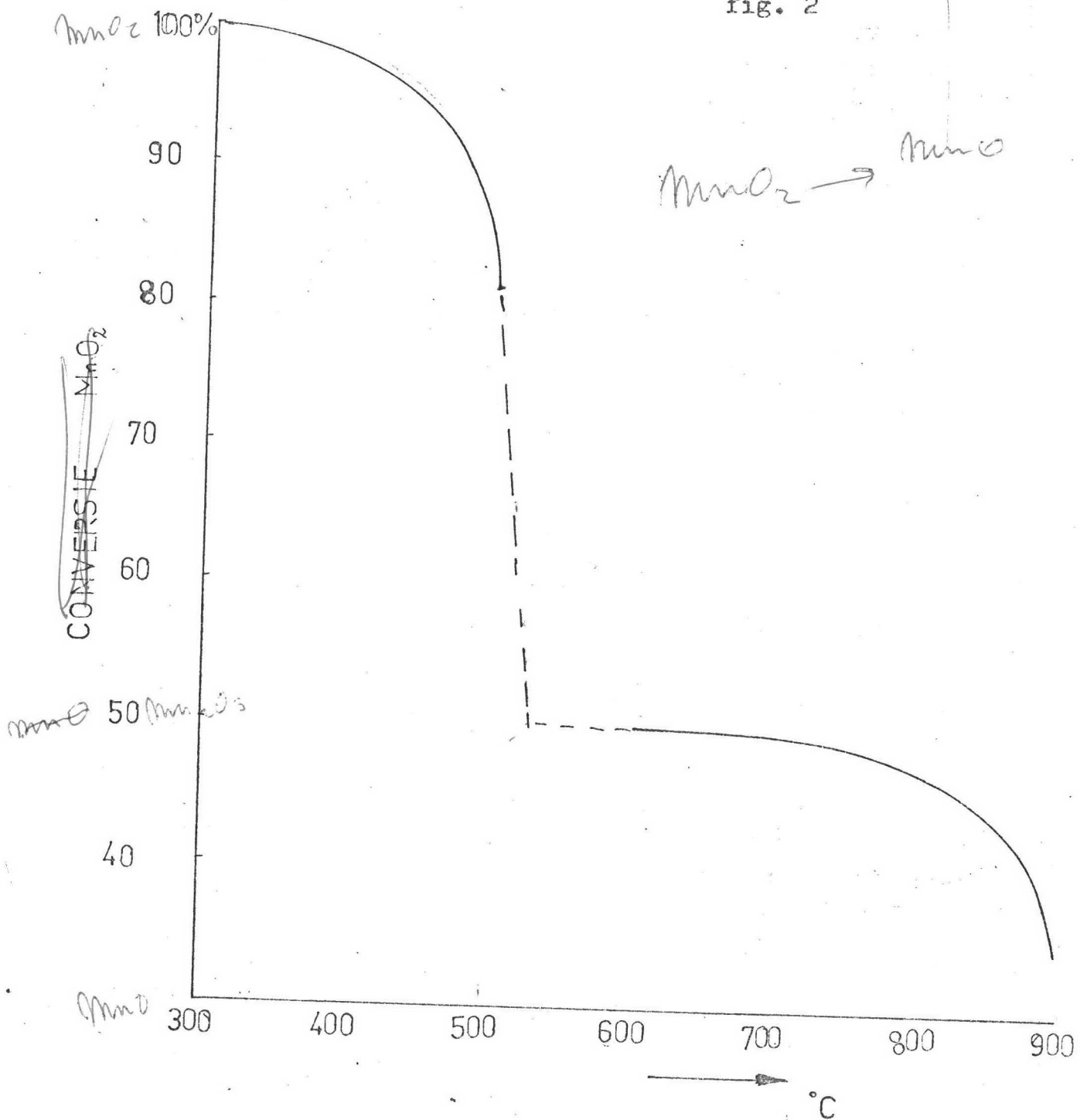
FIGURE N

fig. 1



LECLANCHE CEL

fig. 2



Ontleding van Mangaandioxide als functie van T  
(lit.9)

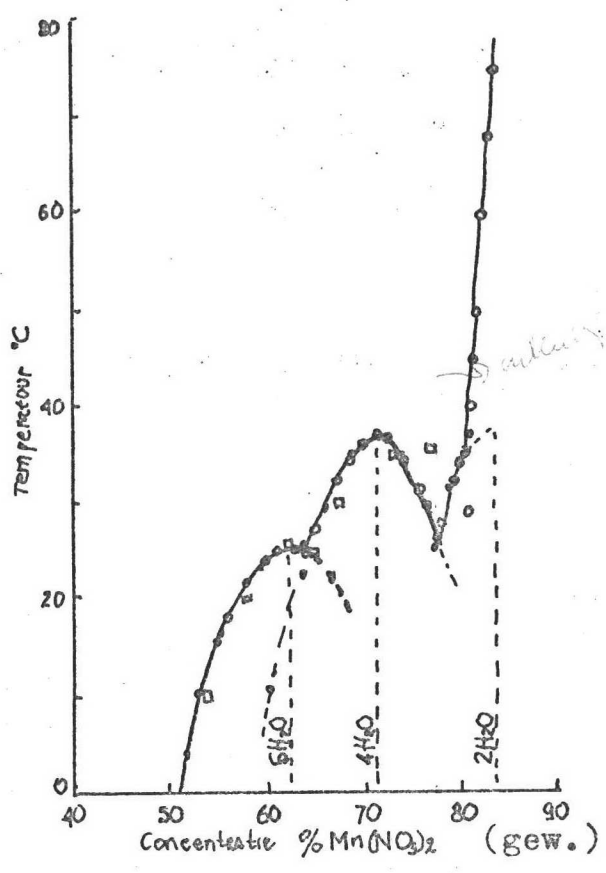


fig. 3

T-x diagram van mangaan-nitraat/water. (lit.9)

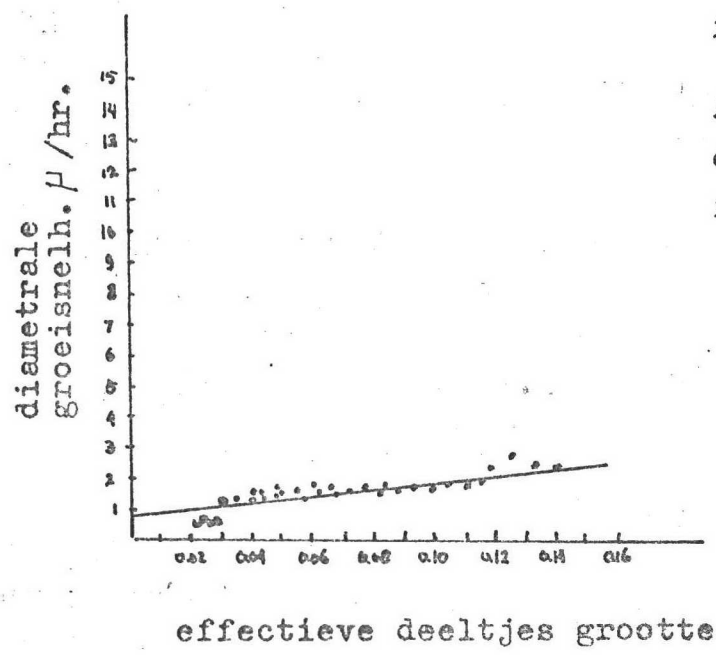


fig. 4

Aangroeisnelheid van deeltjes in een fluide bed. (lit. 23)

~~(\*)~~  
Cm

DRUKVERSTUIVERS MET TANGENTIELE INVOER.

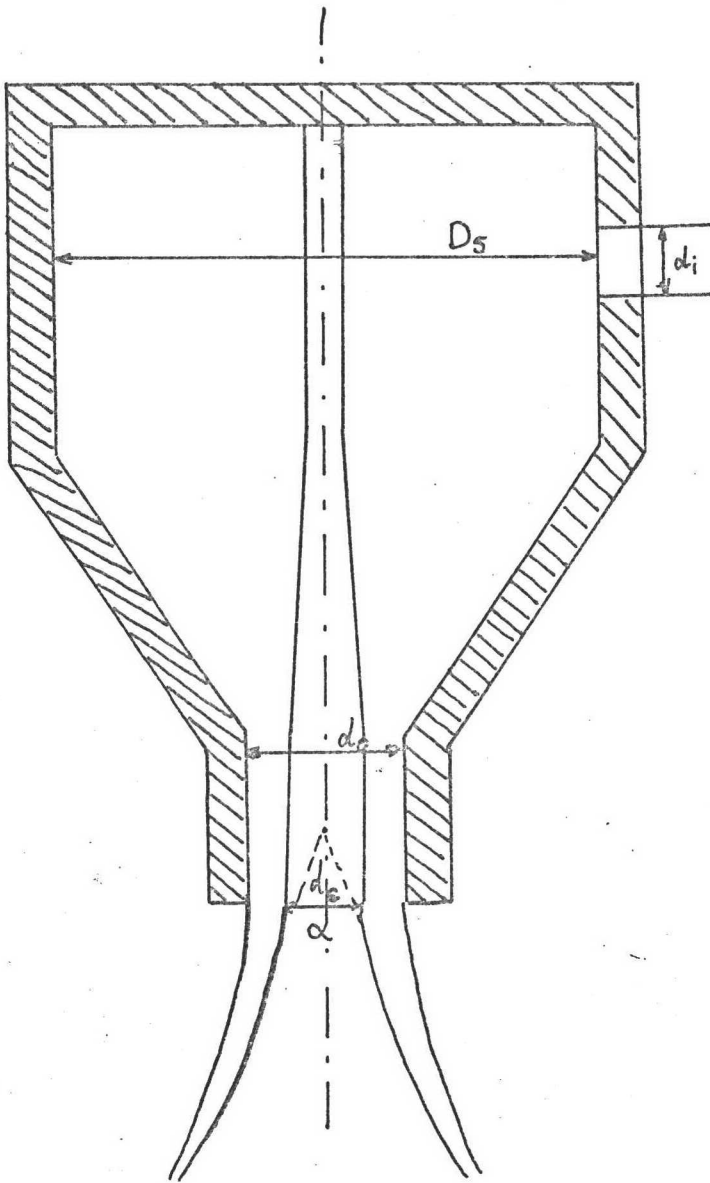


fig. 5

Geometrische verhouding van kamerverstuivers.

geometriefactor:

$$\phi = \frac{d_o \cdot D_s}{(d_i)^2}$$

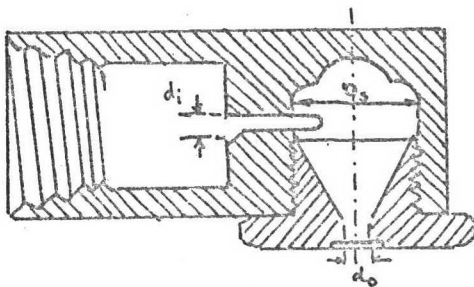


fig. 6 Kamerverstuiver

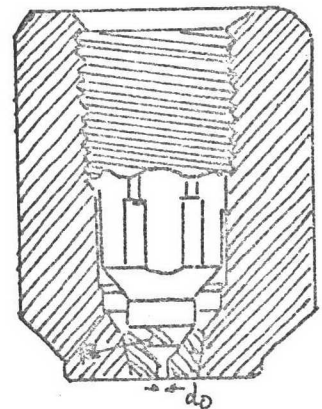


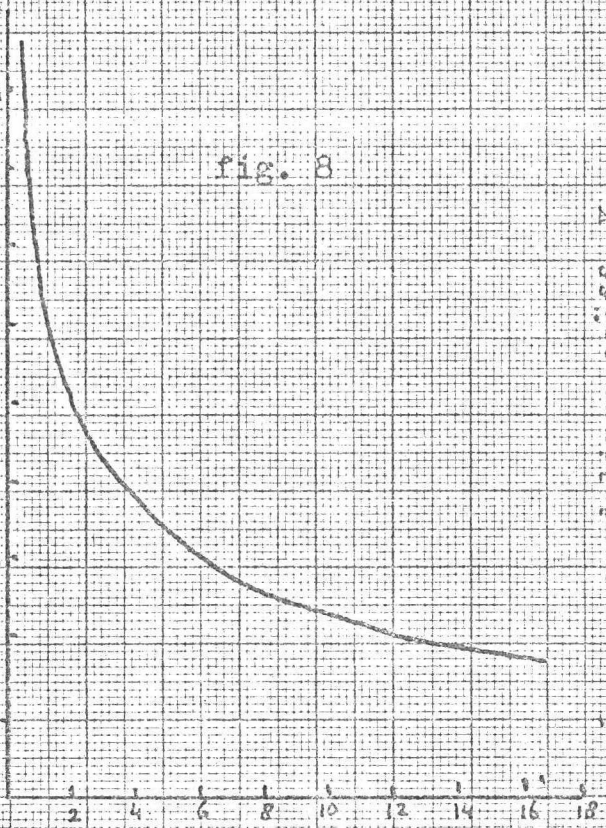
fig. 7 Groefverstuiver



DRUKVERSTUIVER KORRELATIES.

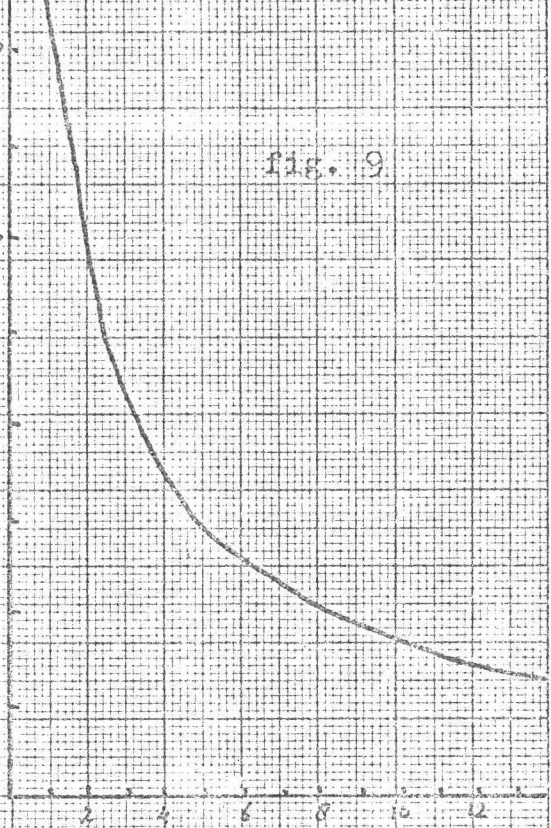
vervochtigings parameter  $\sigma$

fig. 8



verdelings coëff.  $\chi$

fig. 9

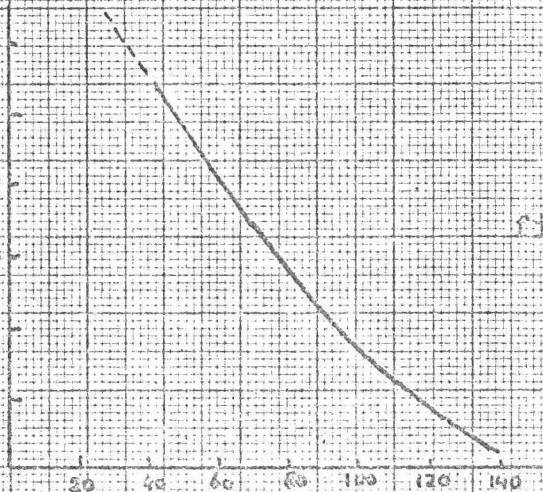


geometrie parameter  $\phi$

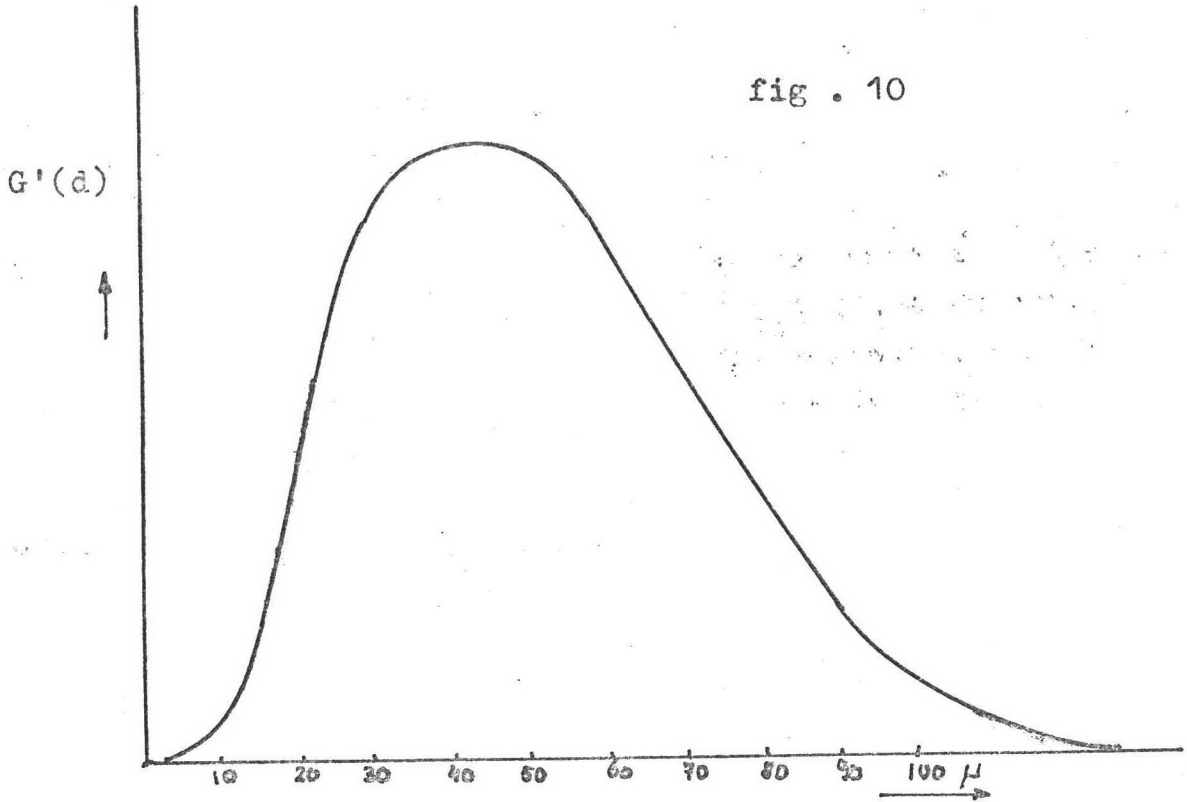
geometrie parameter  $\phi$

verdelings coëff.  $\chi$

fig. 9a



spreelhoek  $\alpha$



Differentiele massa verdeling van de verstoven deeltjes.

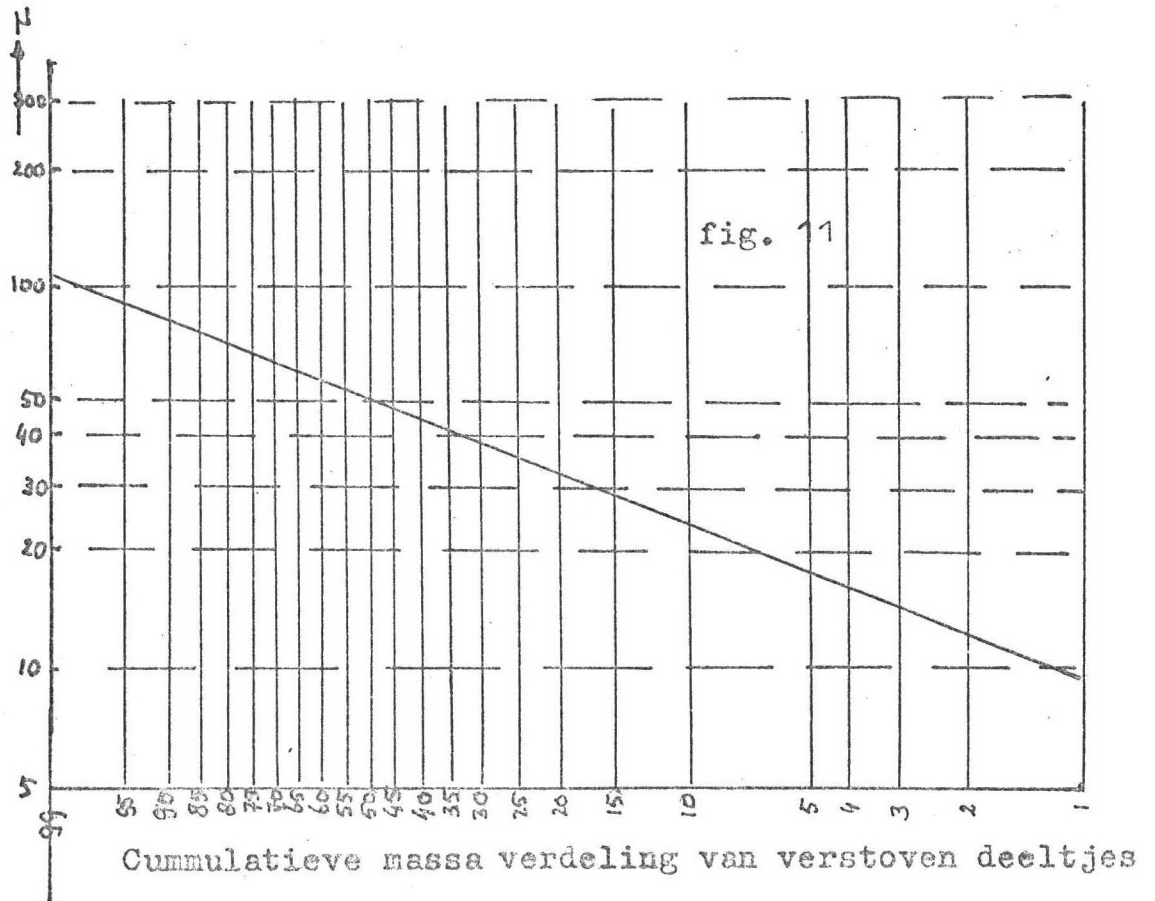


fig. 12

Massa gemiddelde deeltjes  
grootte als functie van  
het toerental van de  
roterende schijf.

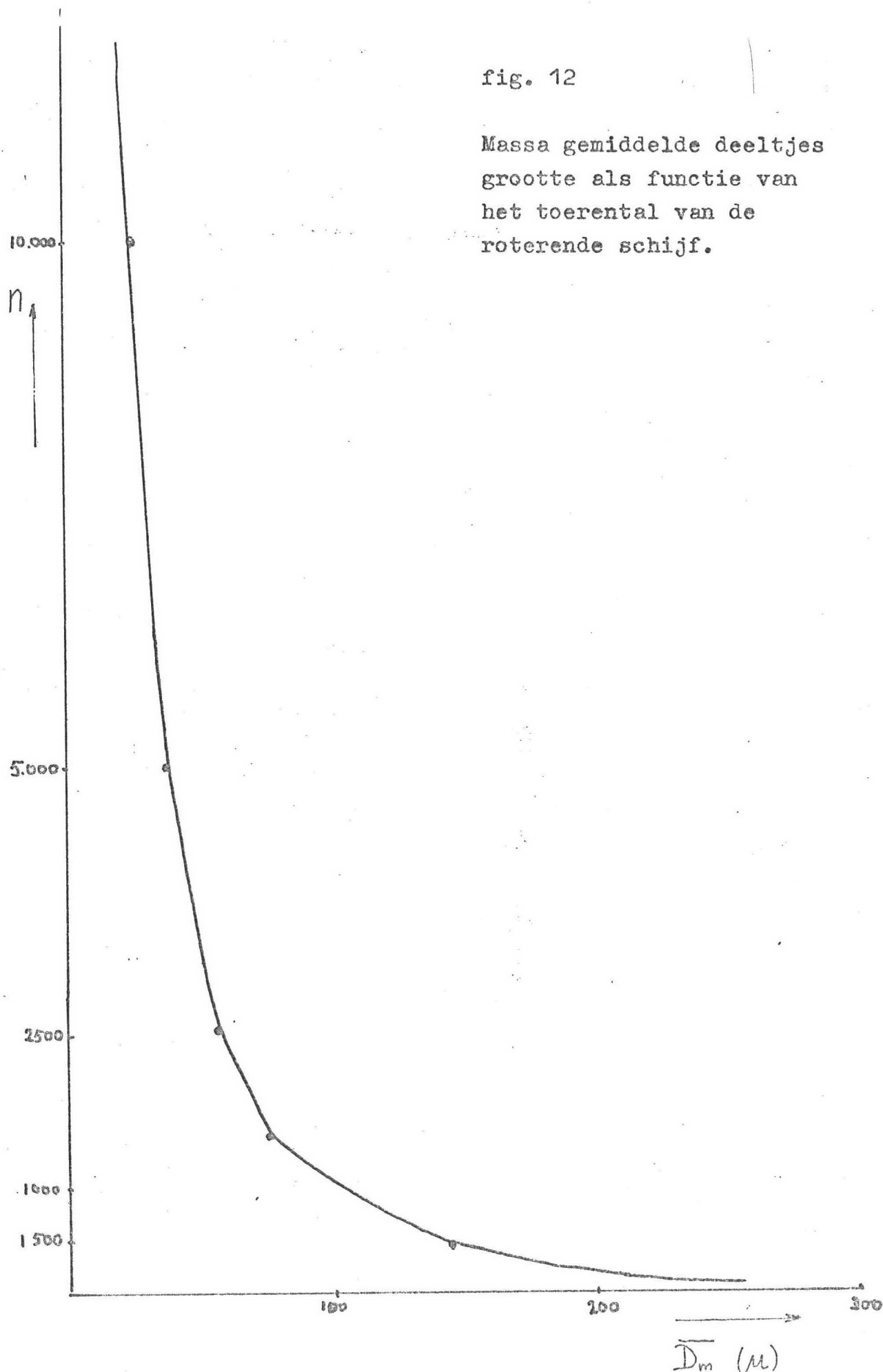
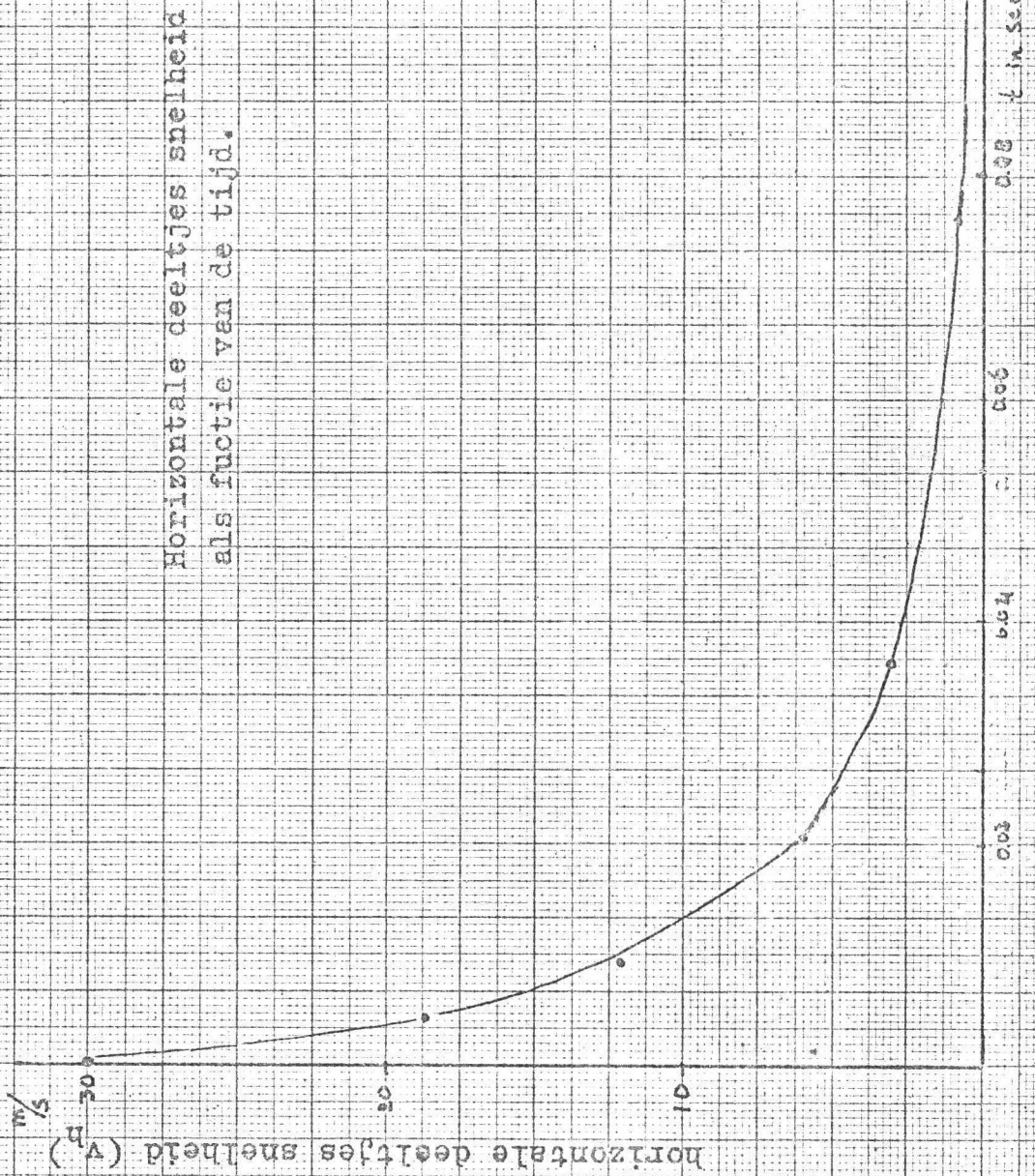


fig. 13



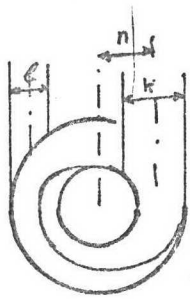
pag. :

plan :

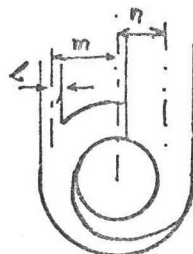
fig. 14

TYPEN

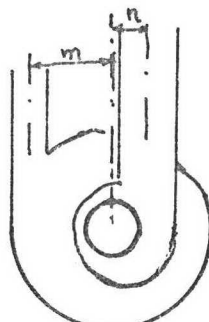
CYCLONEN



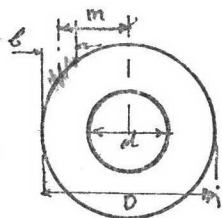
B-B



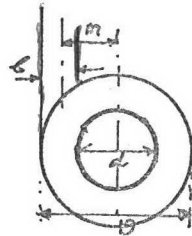
B-B



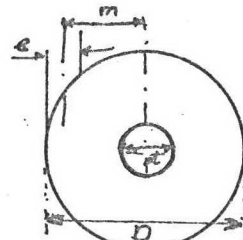
B-B



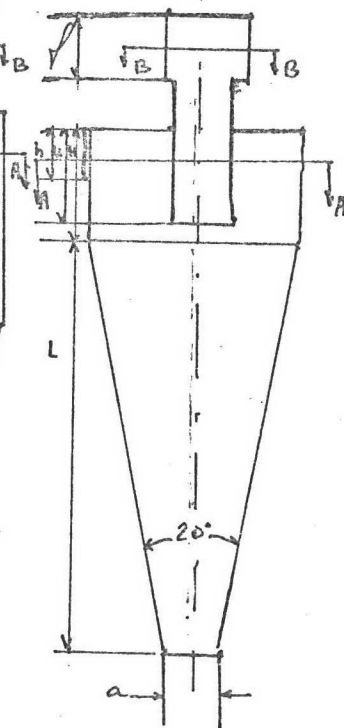
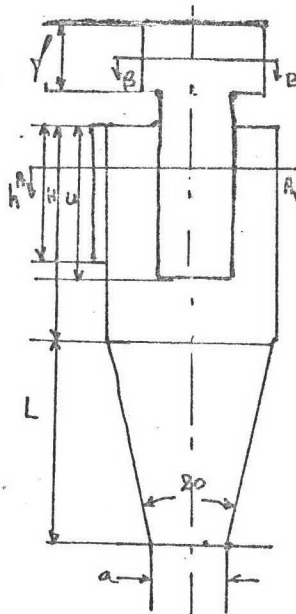
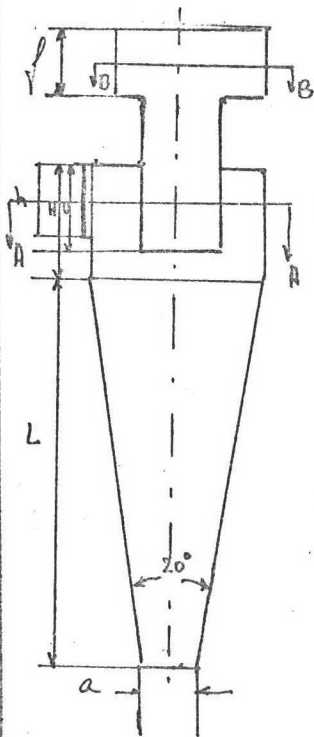
A-A



A-A



A-A



AFMETINGEN T.O.V. d

	A	B	C
d	1	1	1
D	2.5	1.9	3.3
a	≤ 1	≤ 1	≤ 1
b	0.66	0.5	0.83
f	0.83	0.83	0.83
h	1.2	1.6	0.83
H	1.6	2.9	1.67
K	0.83	0.83	0.83
m	0.92	1	1.23
n	1.25	0.5	0.5
u	1.4	2.0	1.3

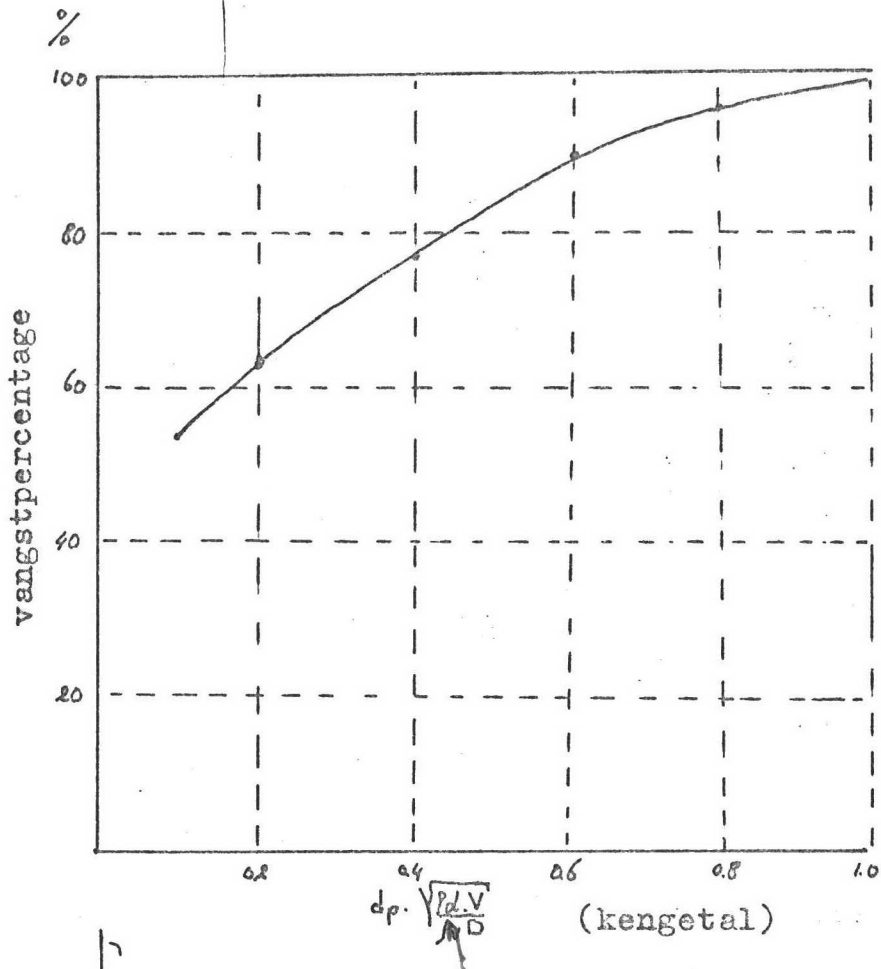


FIG. 15

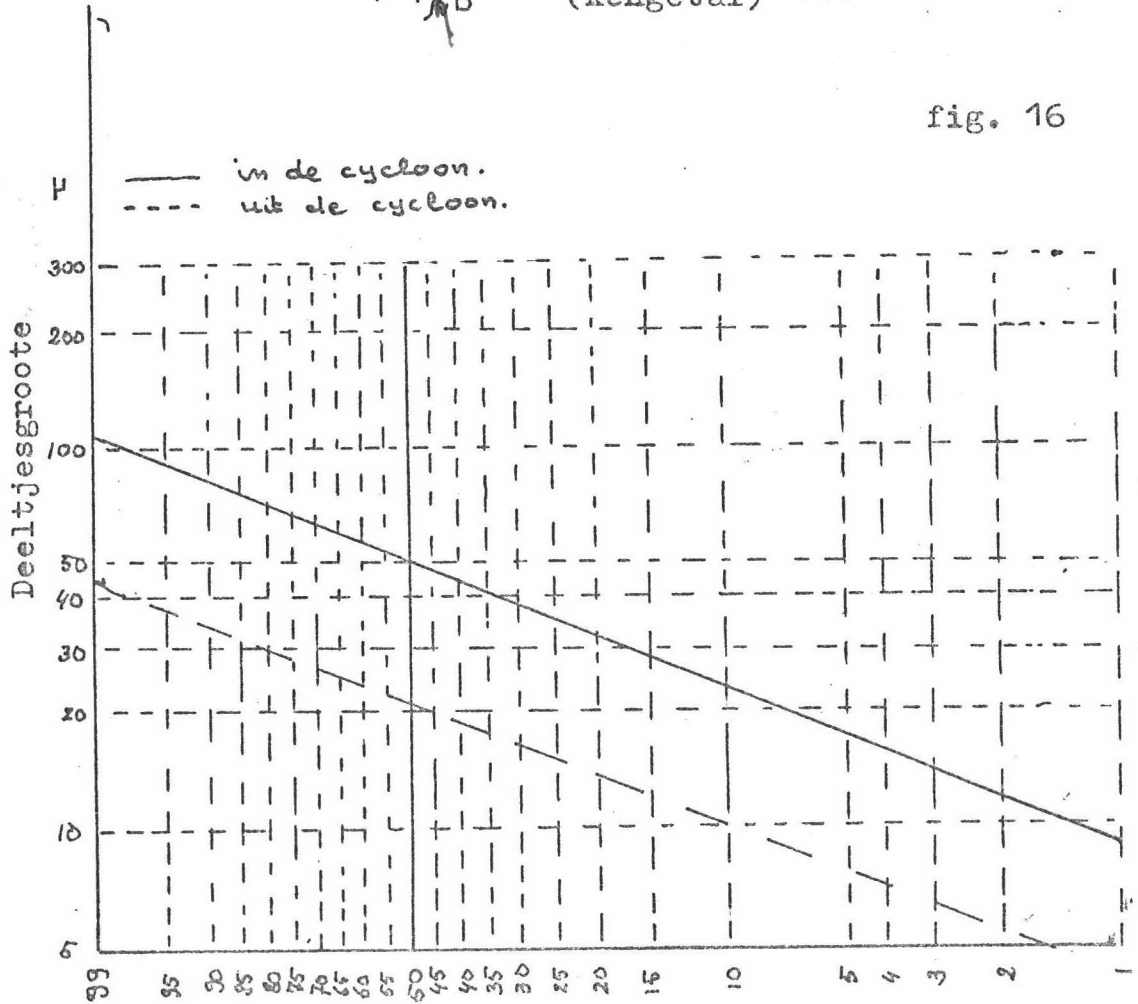
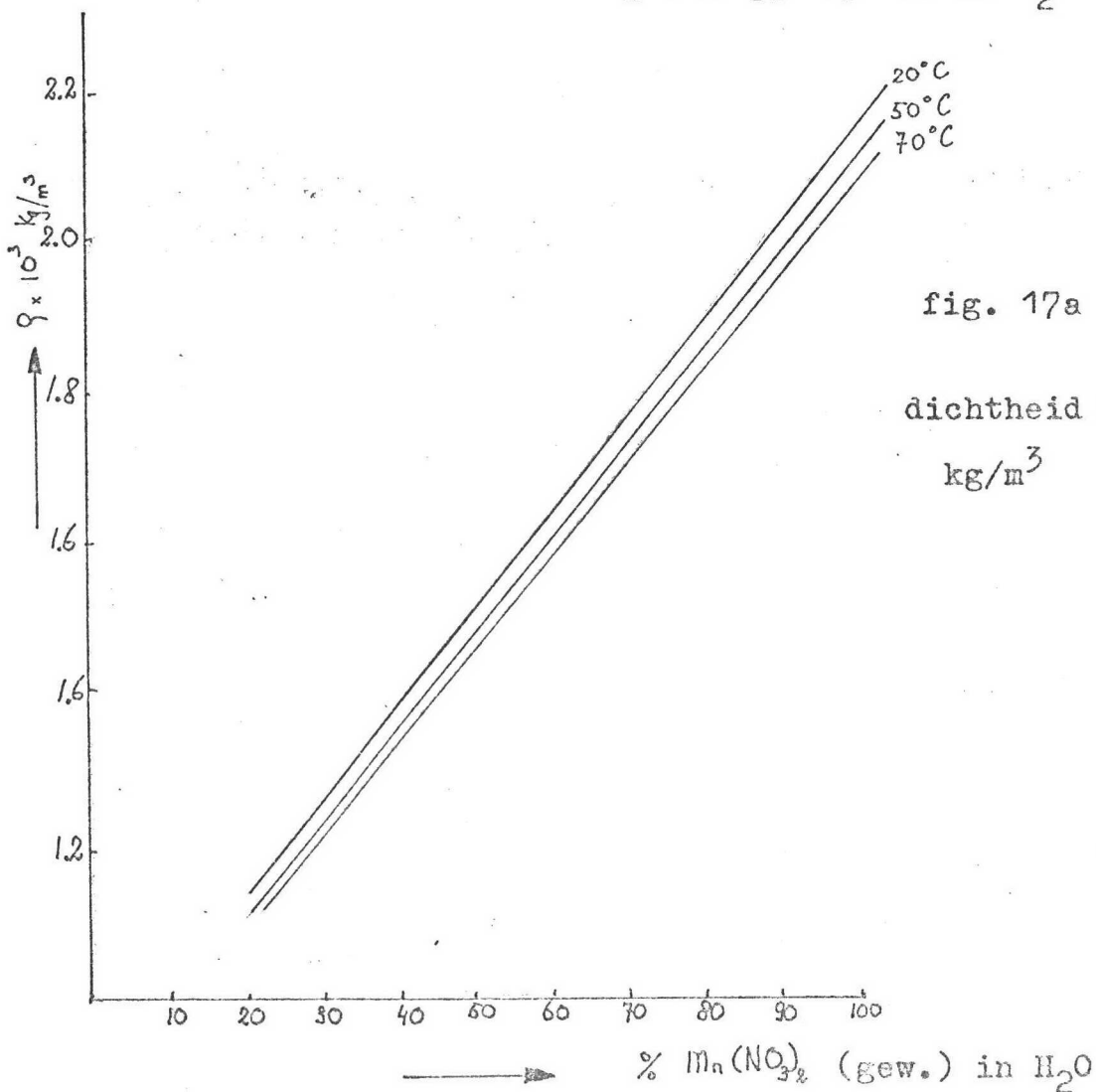
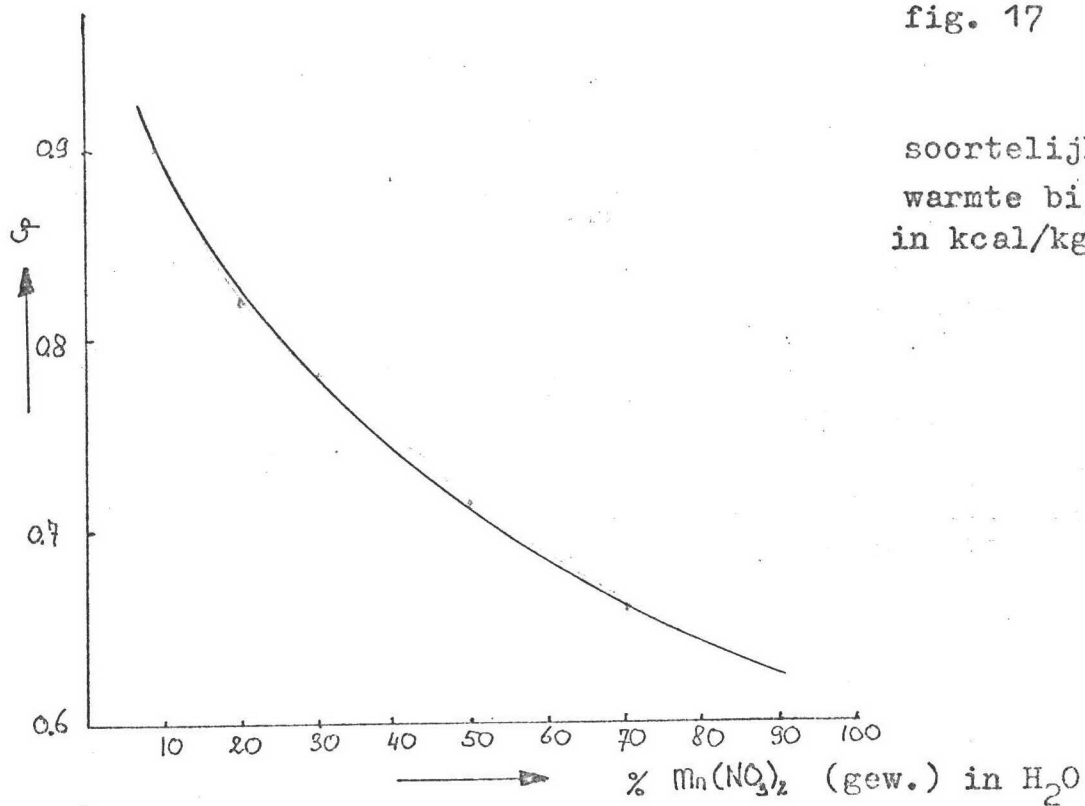


fig. 16

Deeltjes grootte verdeling van deeltjes in - en uit de cycloon.

fig. 17



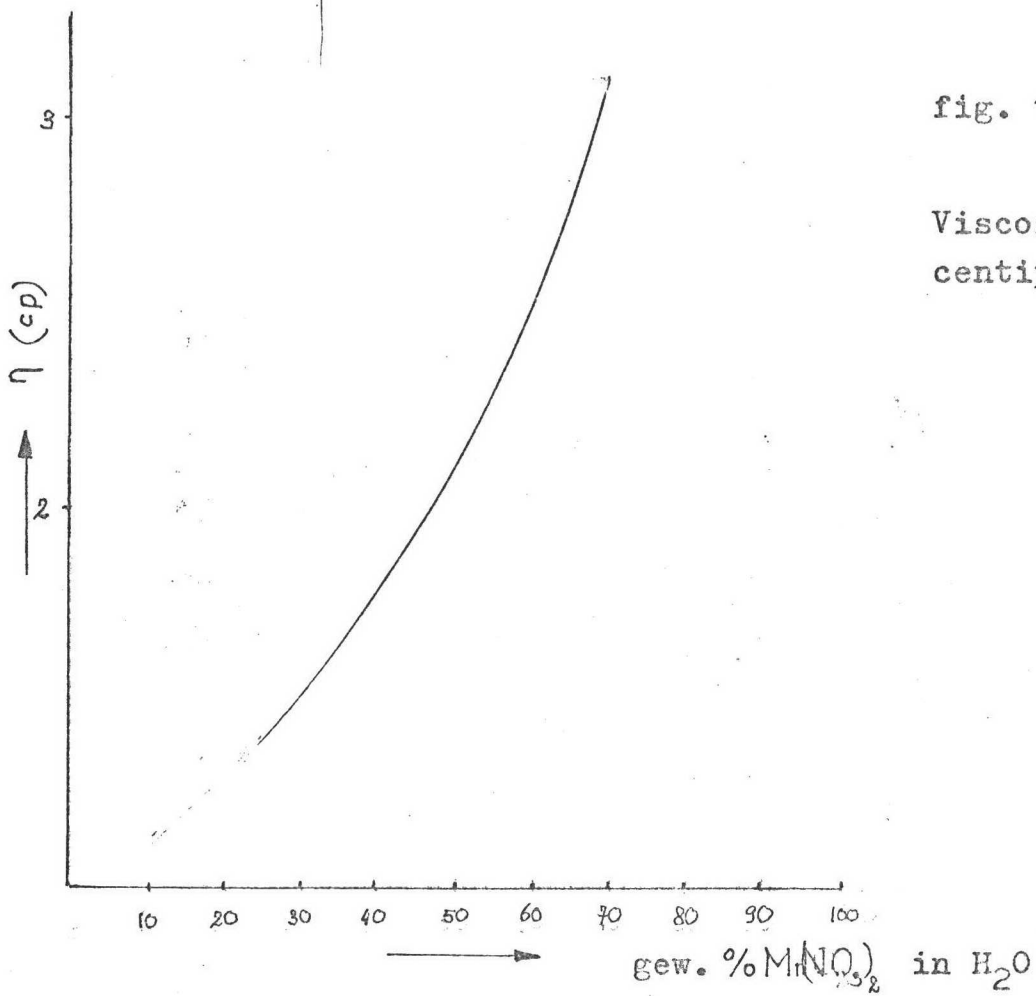


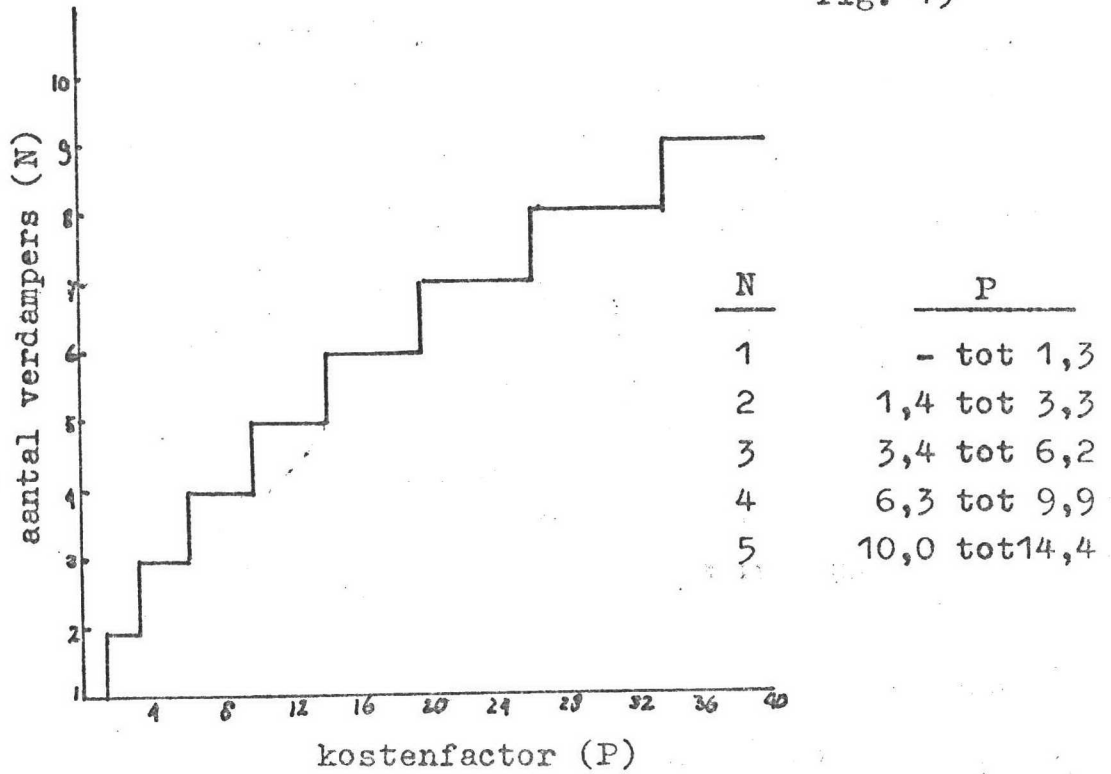
fig. 18

Viscositeit in  
centipoises

Alle gegevens van de mangaannitraat oplossing  
zijn verkregen uit lit. 12.

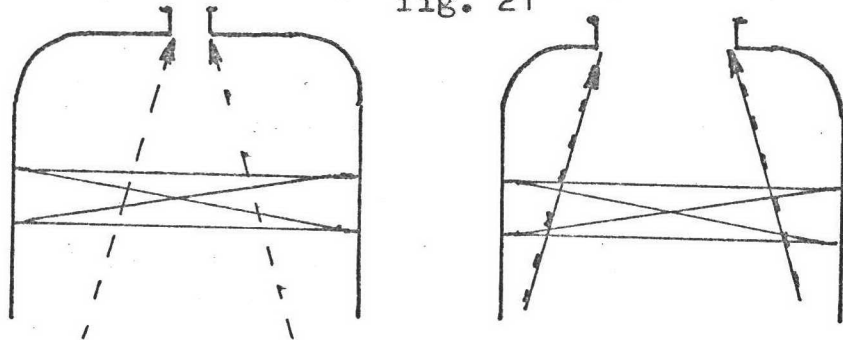


fig. 19



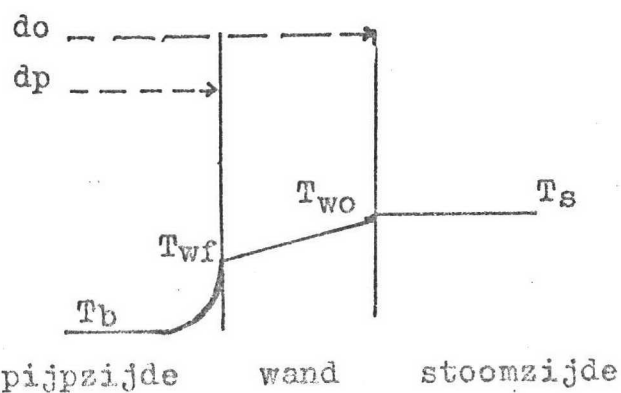
Optimaal aantal verdampers als functie van P

fig. 21



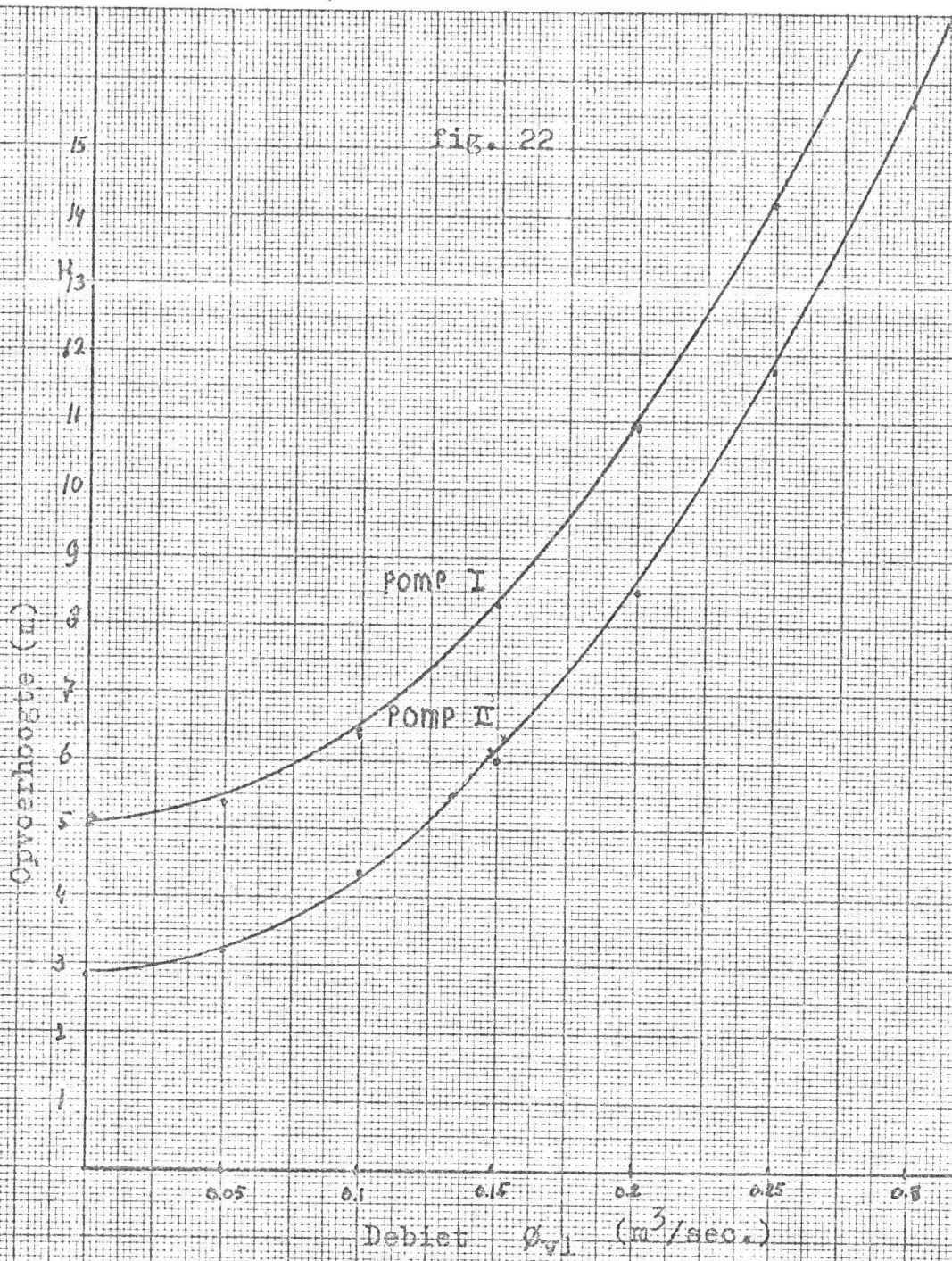
Aanstroming van het gasbed.

fig. 20



De filmtemp. van de pijp

fig. 22



Leiding karakteristiek behorende bij pomp I en II

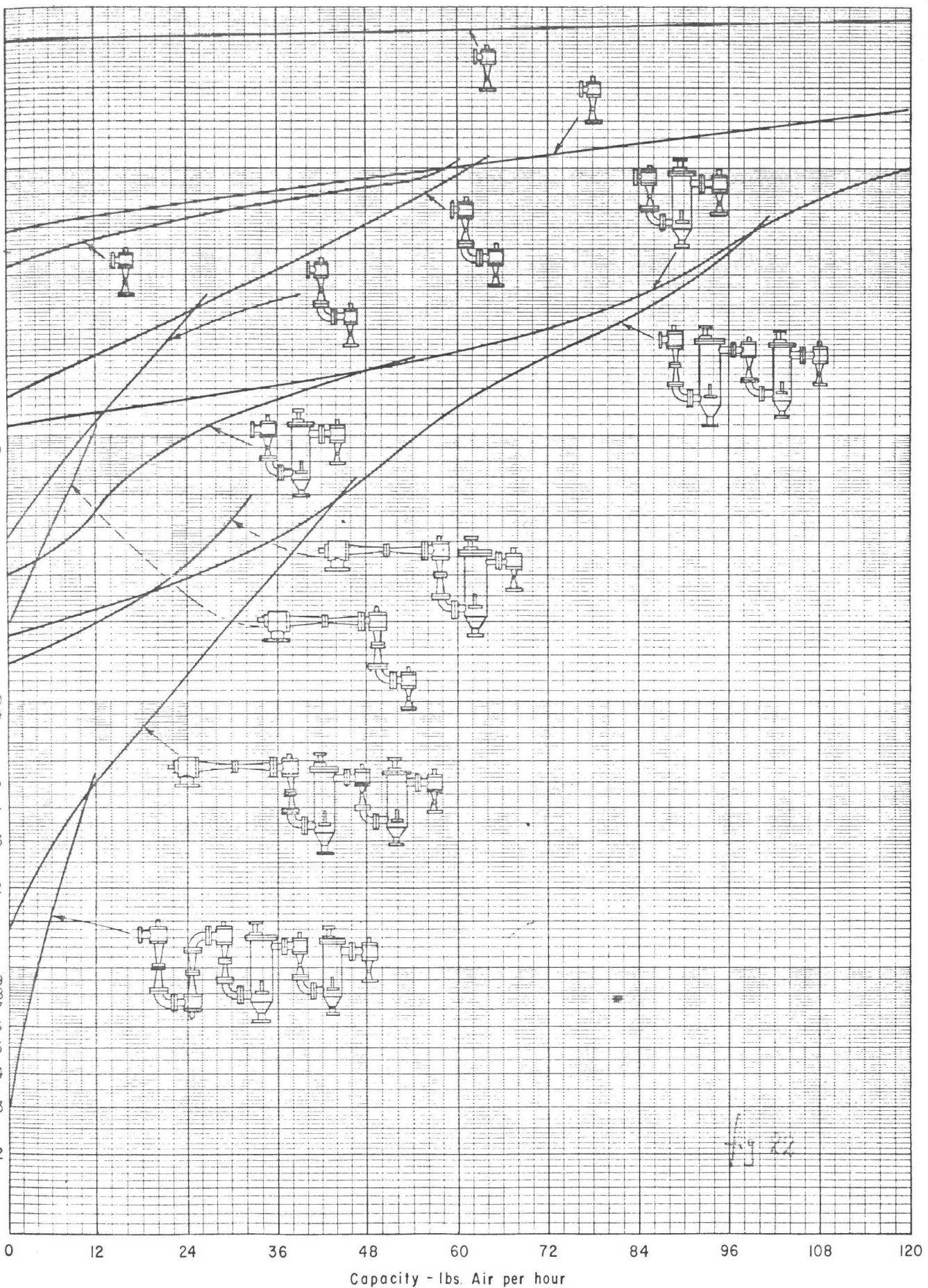
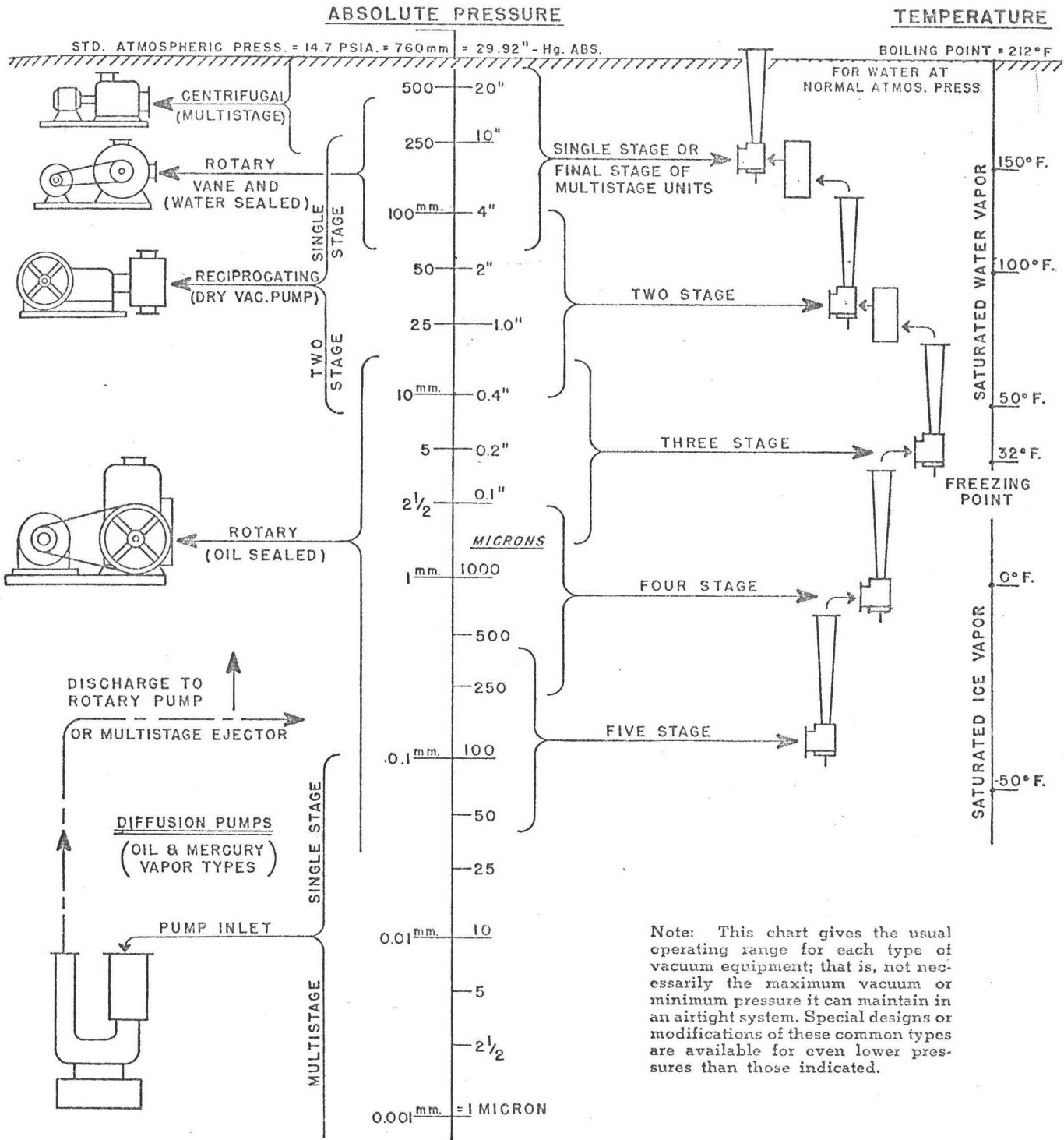


Figure 6-11B. A typical relative comparison of various designs of steam jet ejectors. Based on same steam consumption, 100 psig steam pressure and 85° F. water. Curves represent the capacity of ejectors designed for maximum air handling capacity at any one particular suction pressure. (Courtesy Graham Mfg. Co.)

**MECHANICAL VACUUM PUMPS**

**STEAM-JET EJECTORS**



**WHERE VACUUM EQUIPMENT APPLIES**

The common types of vacuum-producing equipment used in commercial processes are indicated on this chart, together with the approximate operating range of each one. The central logarithmic scale shows absolute pressures in

terms of both millimeters and inches of mercury. The right-hand scale gives the temperatures at which water or ice vaporizes at the corresponding pressures. Combinations of equipment are necessary to obtain extremely low pressures.

Figure 6-9. Where vacuum equipment applies. (Courtesy Ingersoll-Rand Co.)

EJECTEUR BEREKENINGEN

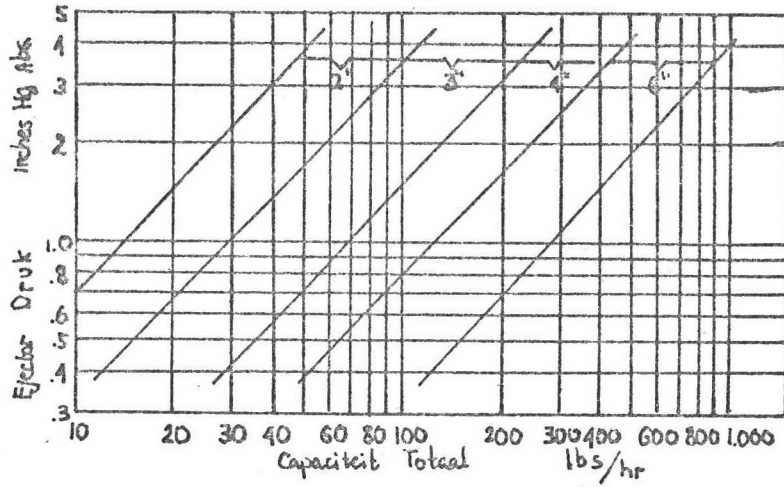


fig. 24

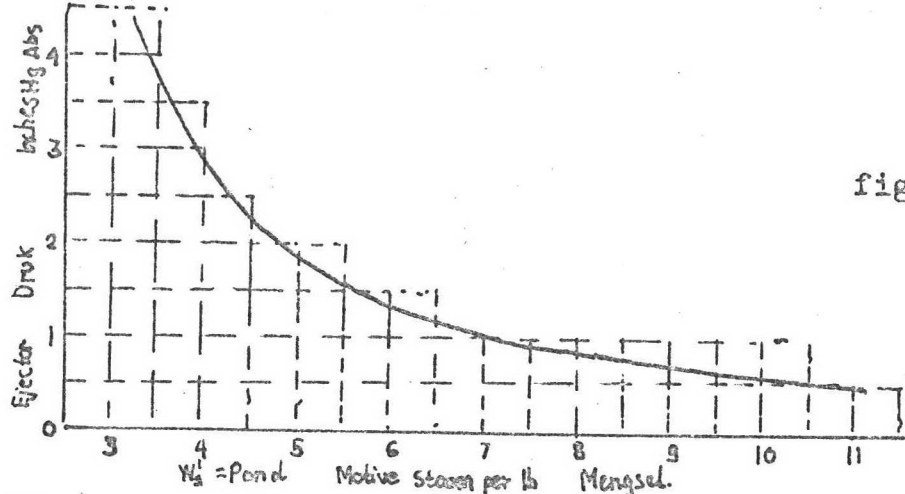


fig. 25

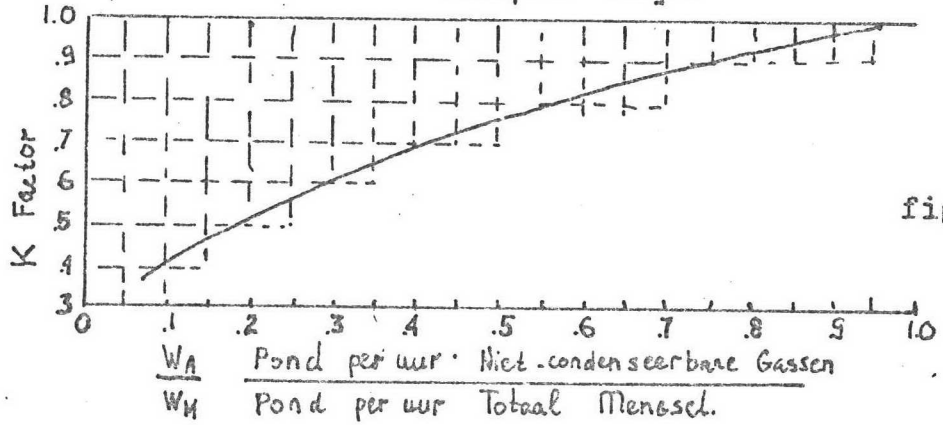


fig. 26

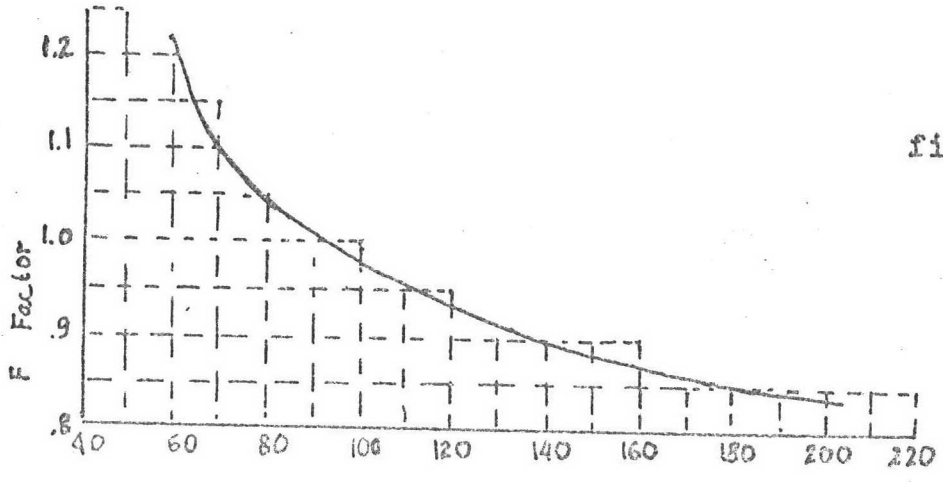
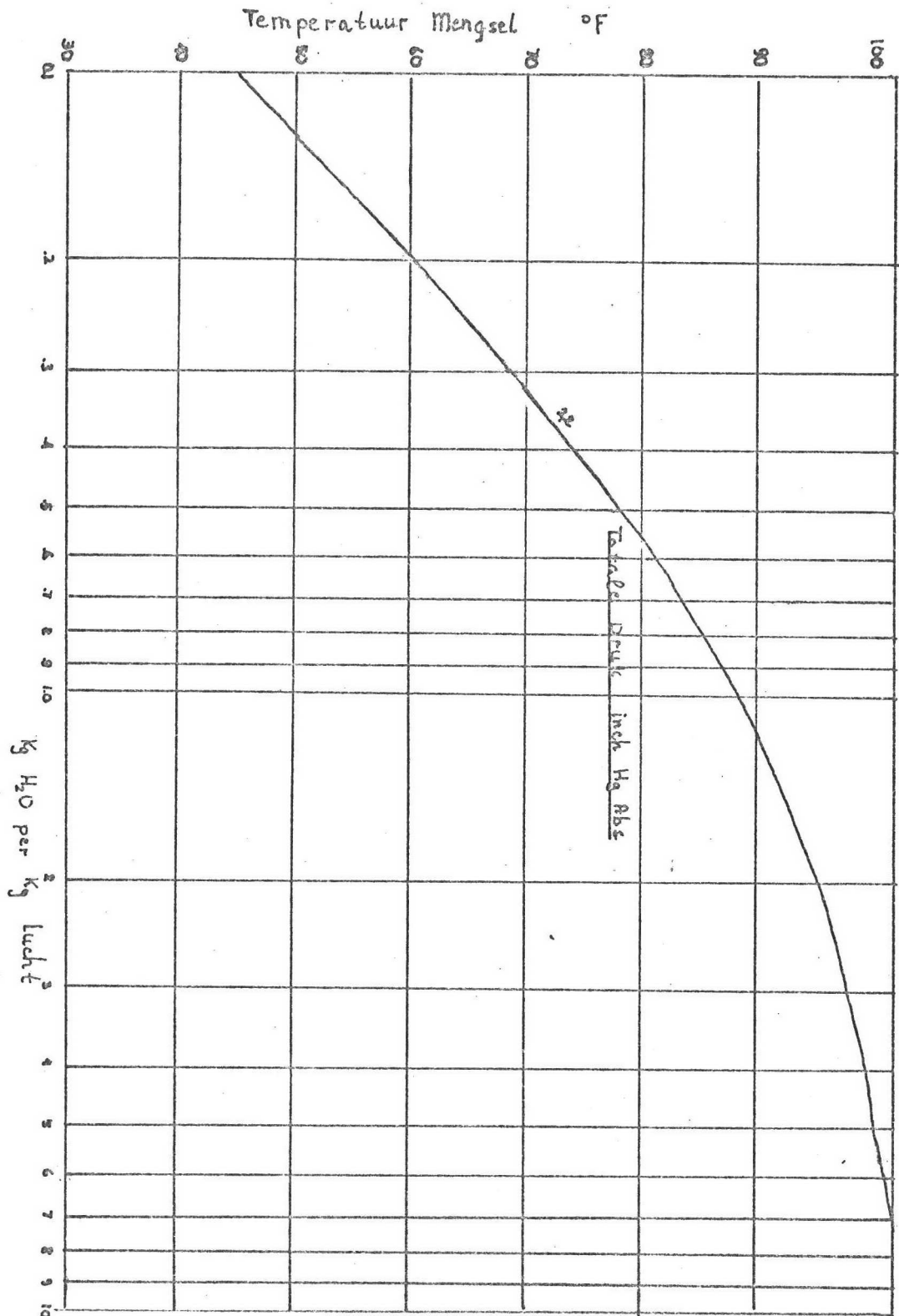


fig. 27

fig. 28



De hoeveelheid water in lucht bij bepaalde temperatuur en druk.

M A S S A en W A R M T E

B A L A N S

$C_p$  LUCHT BY 1 ATM

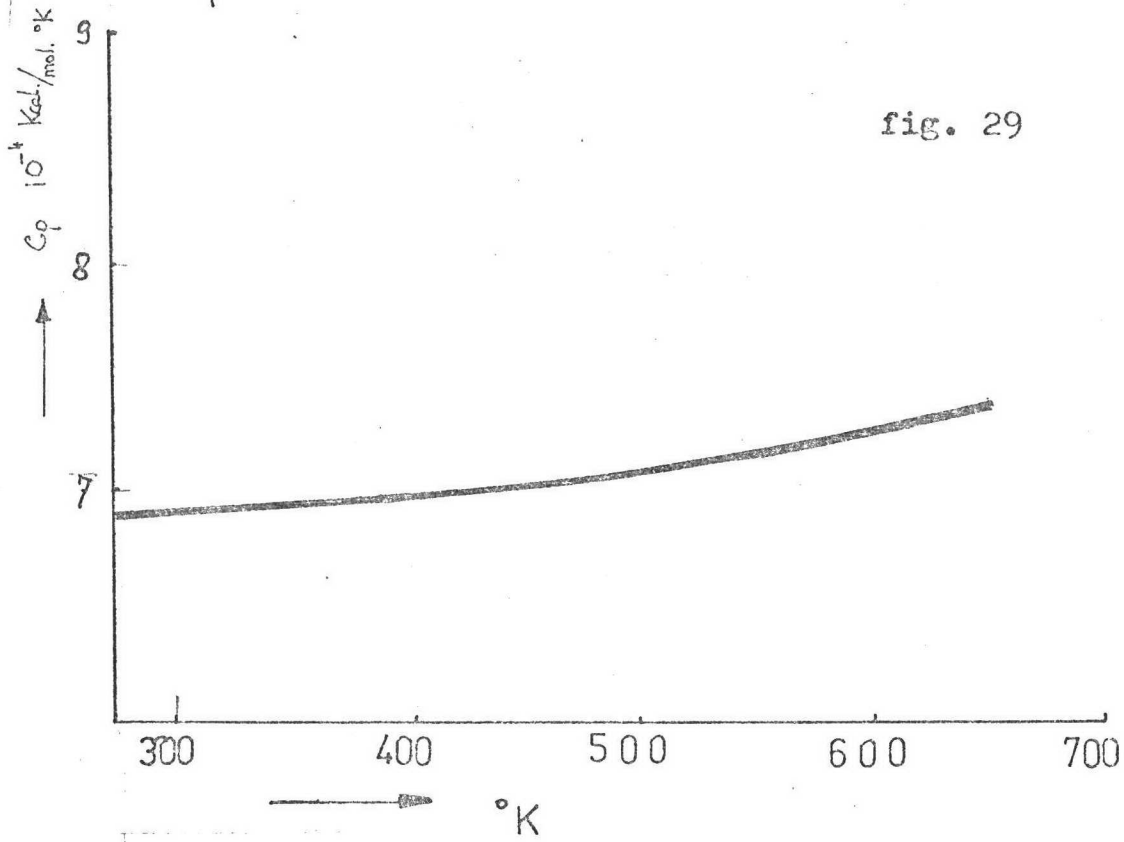


fig. 29

$\rho$  LUCHT BY 760 mm Hg

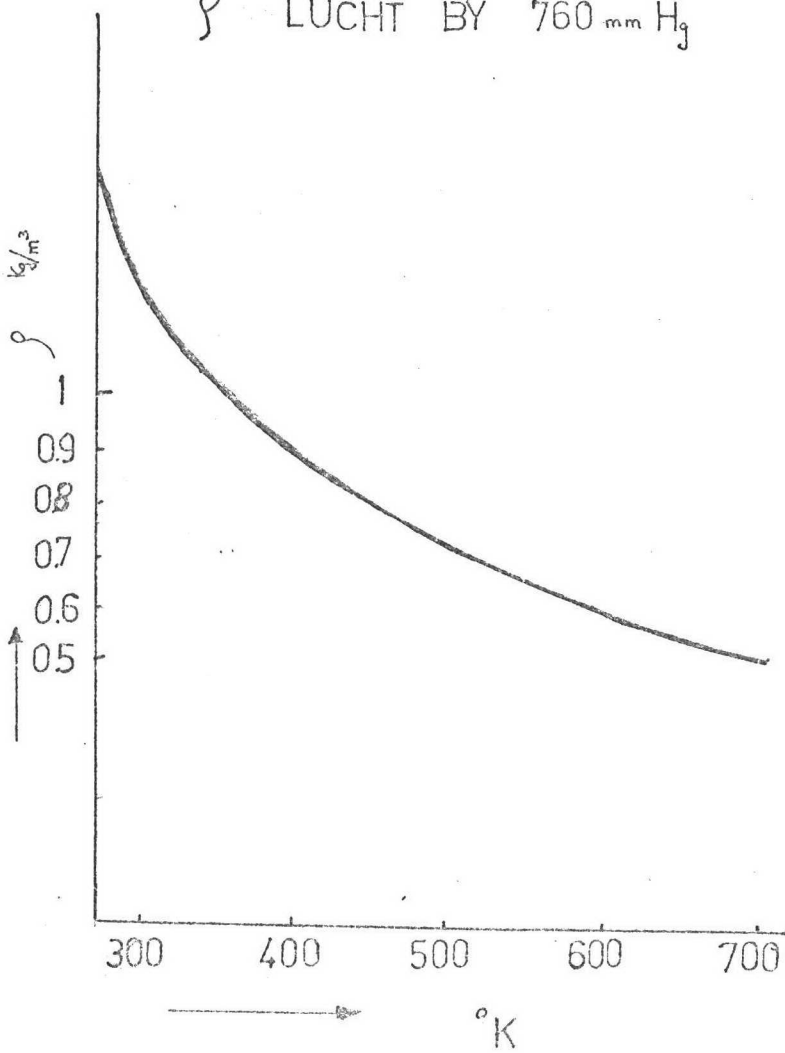


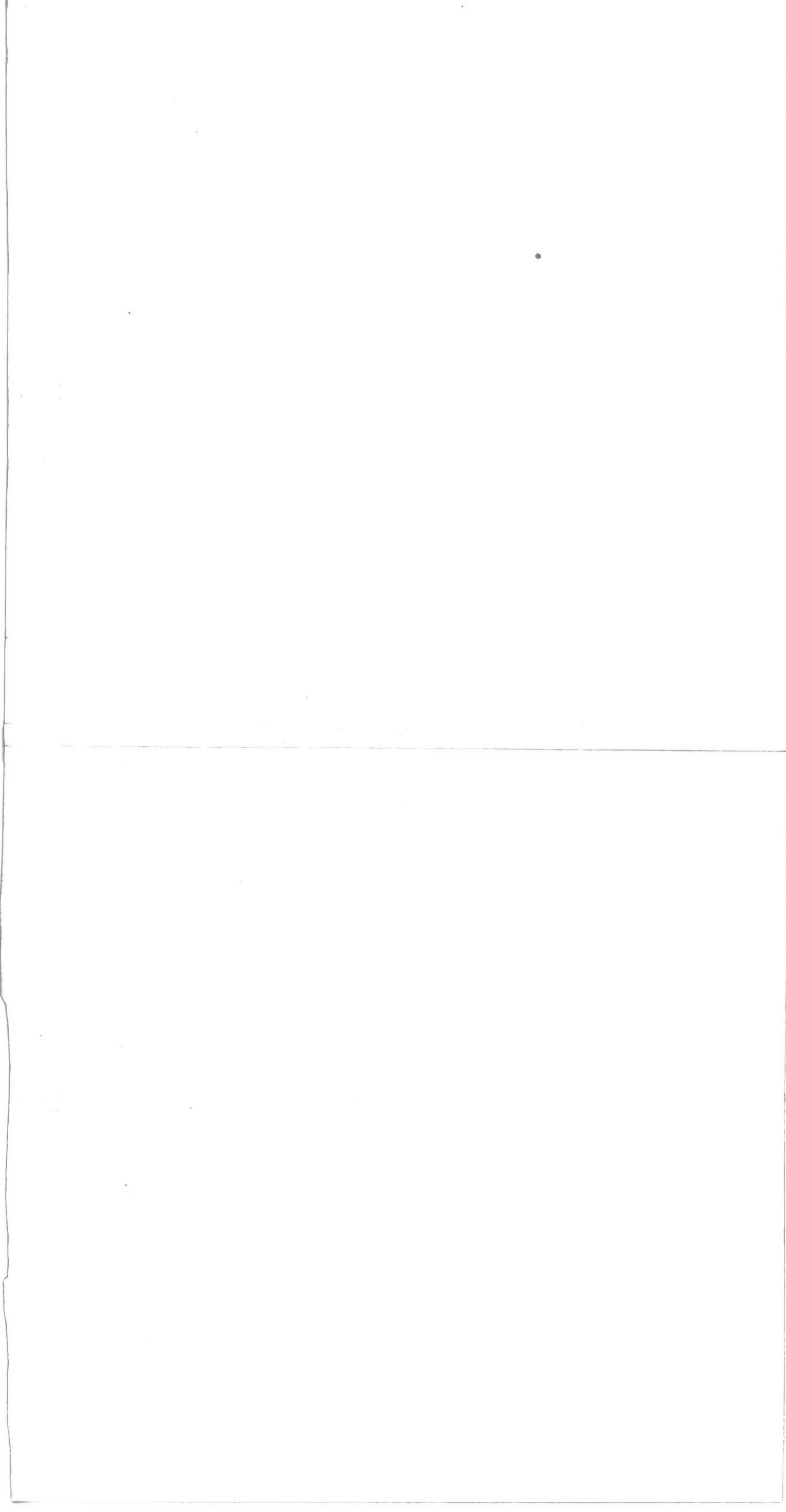
fig. 30

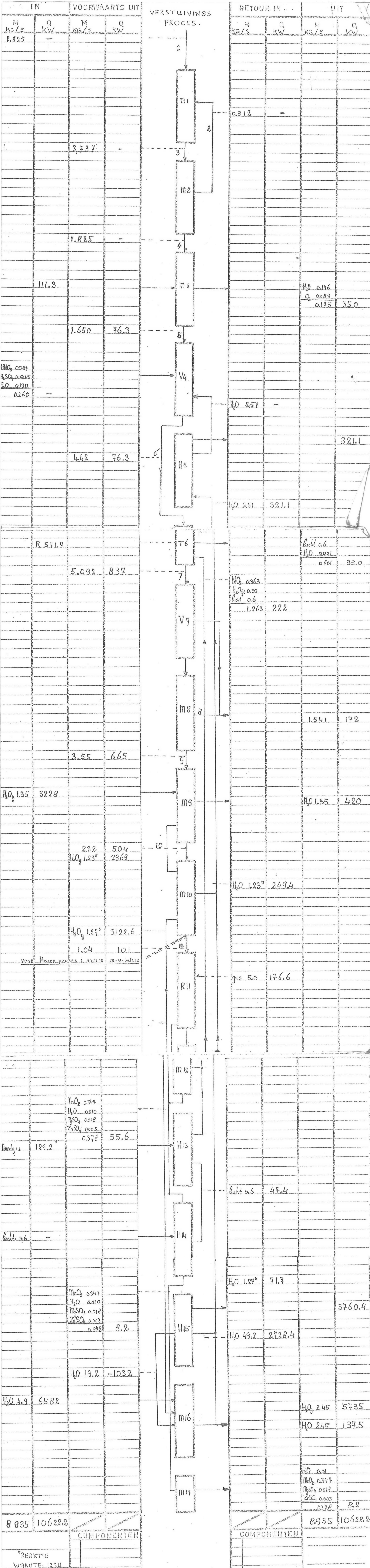


aparatensstr. componenten	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
Mn	0.219	0.1095	0.3285	0.219	0.219	0.219	0.219				
Fe	0.602	0.301	0.903	0.602	0.602	0.602	0.602				
SiO <sub>2</sub>	0.365	0.1825	0.5475	0.365	0.365	0.365	0.365	0.365			
H <sub>2</sub> O	0.146	0.073	0.219	0.146	-	2.64	3.022		2.82	1.59	0.81
P	0.0055	0.0027	0.0082	0.0055	0.0055	0.0055	0.0055	0.0055			
mgC	0.0036	0.0018	0.0054	0.0036	0.0036	0.0036	0.0036	0.0036			
Ca	0.0091	0.0045	0.0137	0.0091	0.0091	0.0091	0.0091				
Mg	0.0036	0.0018	0.0054	0.0036	0.0036	0.0036	0.0036				
Zn	0.0002	0.0001	0.0003	0.0002	0.0002	0.0002	0.0002				
Pb	0.0002	0.0001	0.0003	0.0002	0.0002	0.0002	0.0002				
Cl	0.4708	0.2254	0.6962	0.4708	0.4418	0.4418	0.370	0.2323			
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>						0.0405					
HNO <sub>3</sub>						0.089		0.089			
SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup>							0.0405				
NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>							0.579				
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>								0.813			
CaSO <sub>4</sub>								0.0314			
PbSO <sub>4</sub>								0.0011			
Mn(NO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>									0.71	0.71	0.71
MgSO <sub>4</sub>									0.018	0.018	0.018
ZnSO <sub>4</sub>									0.003	0.003	0.003
Totaal	1.825	0.912	2.737	1.825	1.650	4.42	5.092	1.541	3.55	2.32	1.04

Specificatie blad Massabalans









MD STOOM

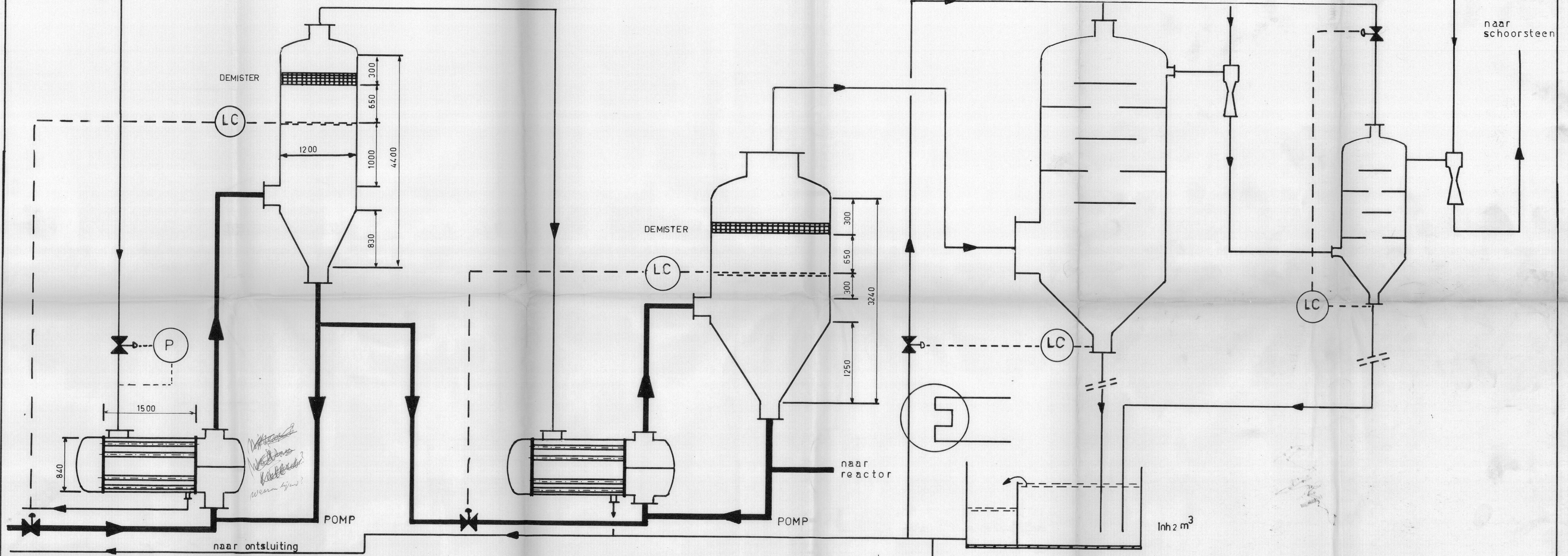
LD STOOM

VERDAMPER I

VERDAMPER II

BAR. CONDENSOR I

BAR. CONDENSOR II



OVEN

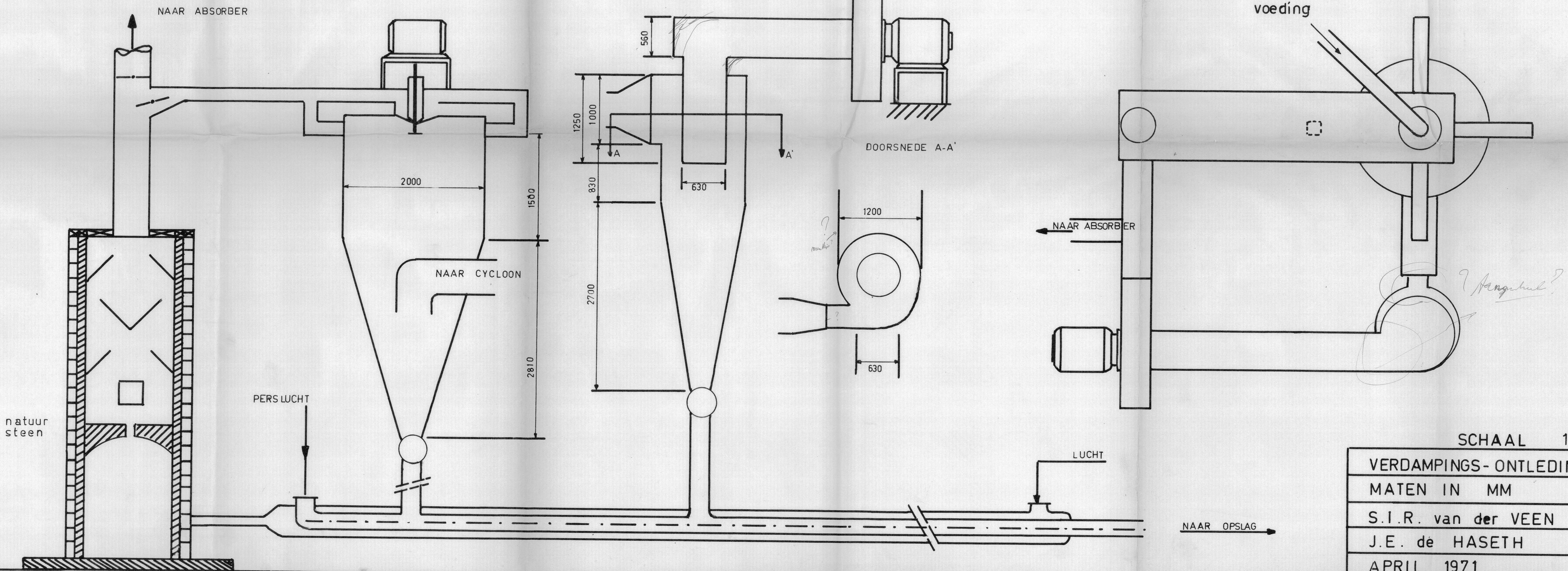
REACTOR

CYCLOON

naar riool

NAAR ABSORBER

voeding



SCHAAL 1 : 250

VERDAMPINGS-ONTLEDINGSSECTIE  
MATEN IN MM

S.I.R. van der VEEN

J.E. de HASETH

APRIL 1971

