

Laboratorium voor Chemische Technologie

Verslag behorende
bij het processchema
van

R. E. Margarita ; W. P. Smit

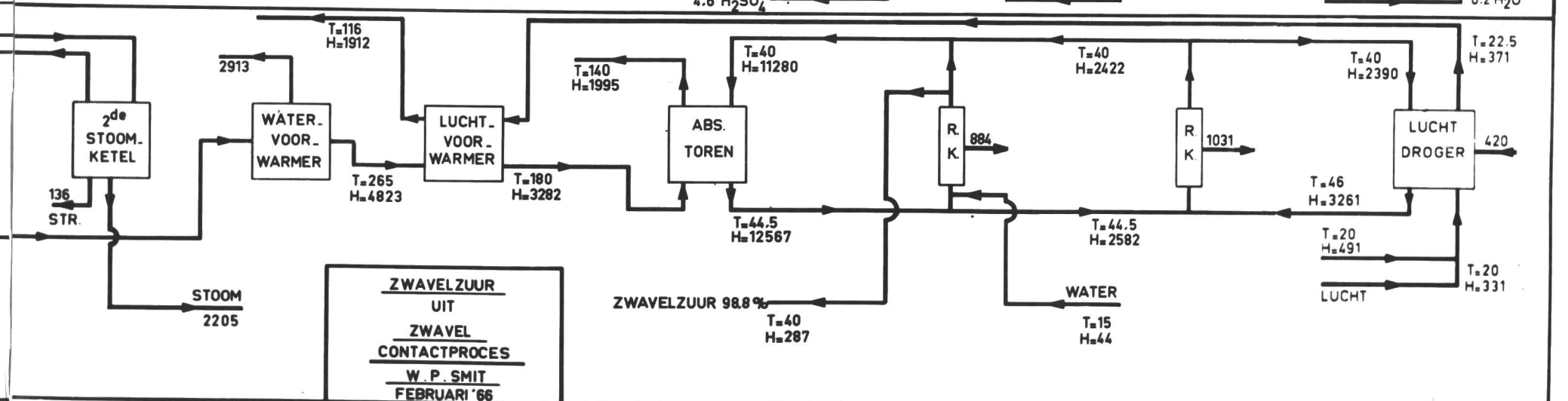
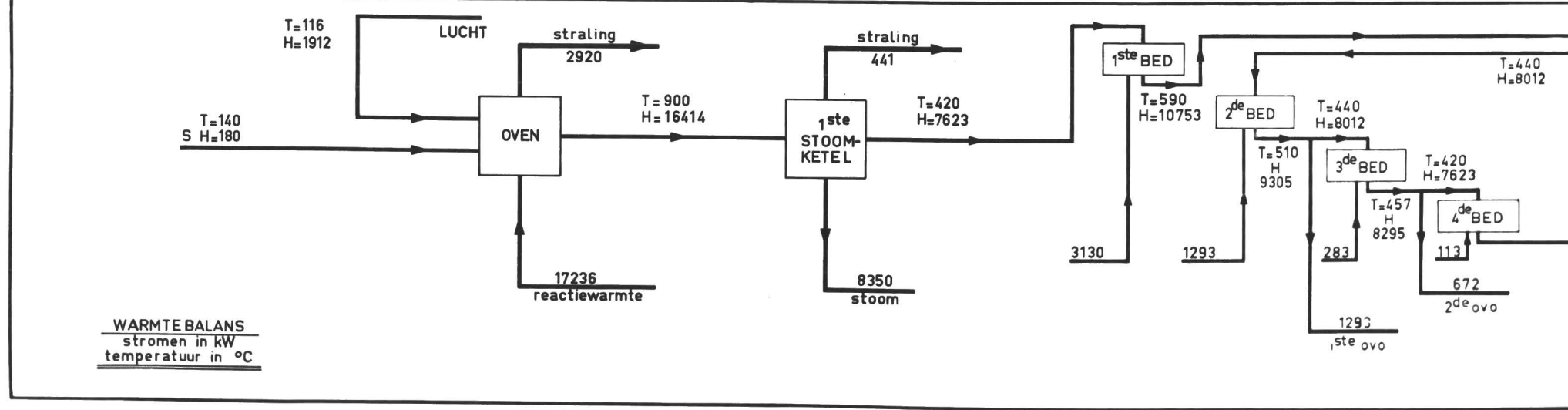
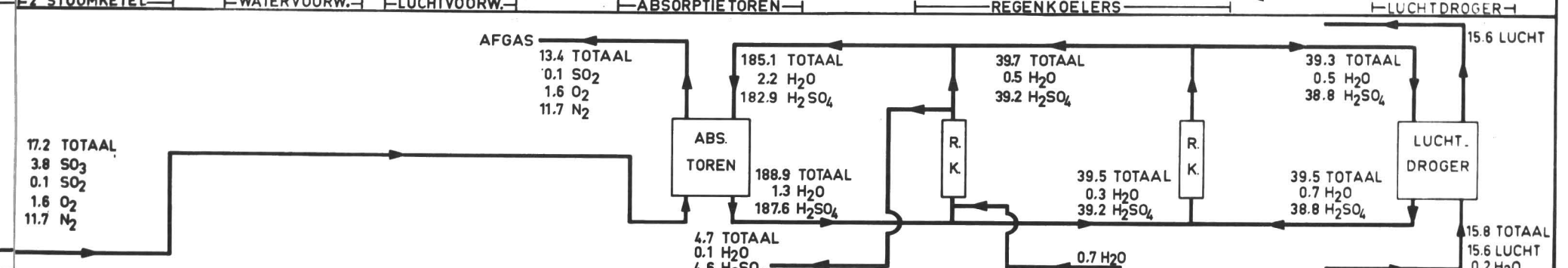
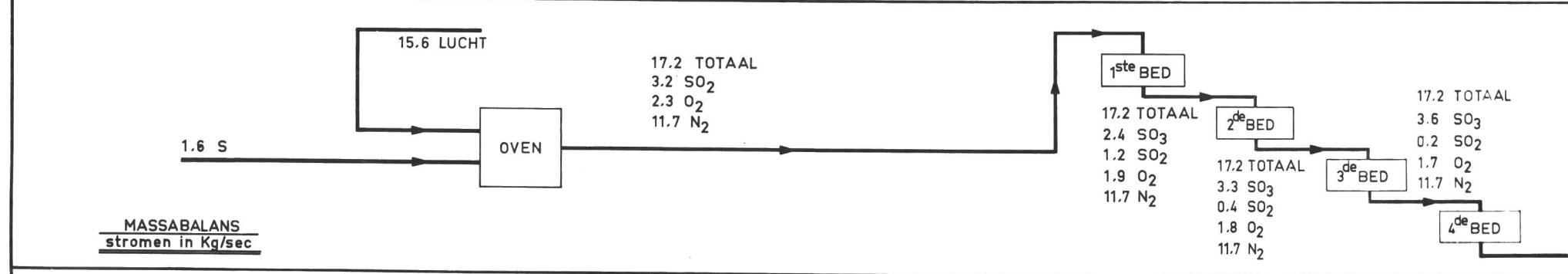
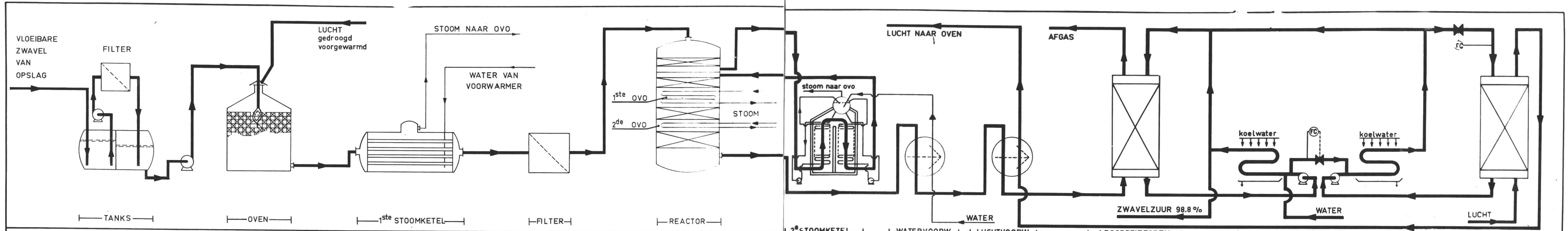
onderwerp:

Zwavelzuurfabricage

adres:

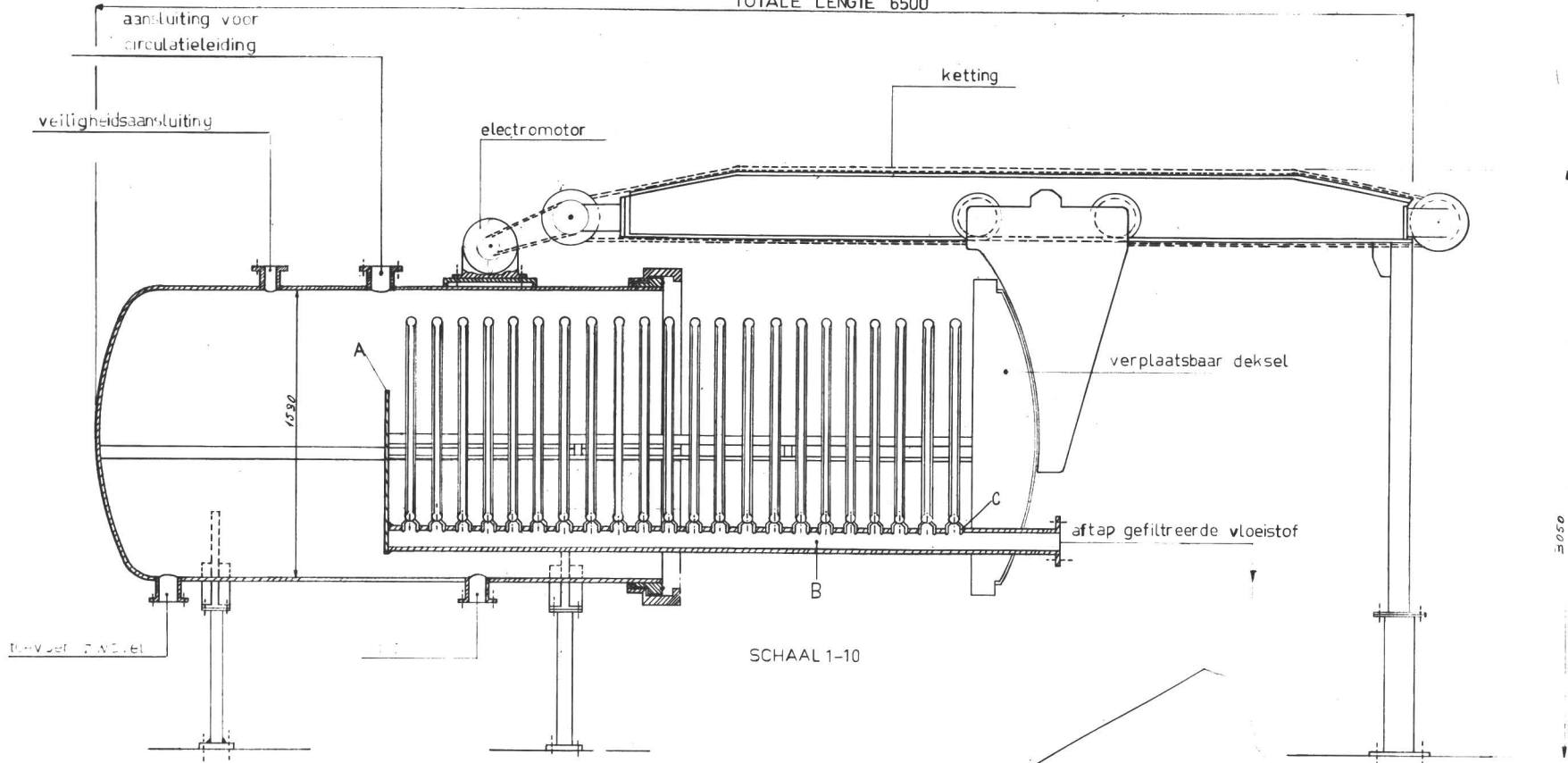
datum:

10-2-66

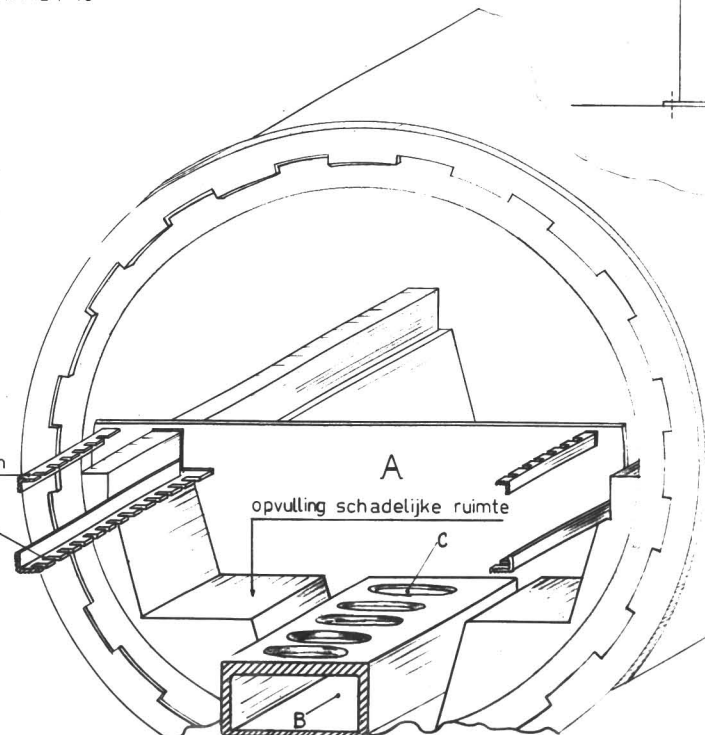
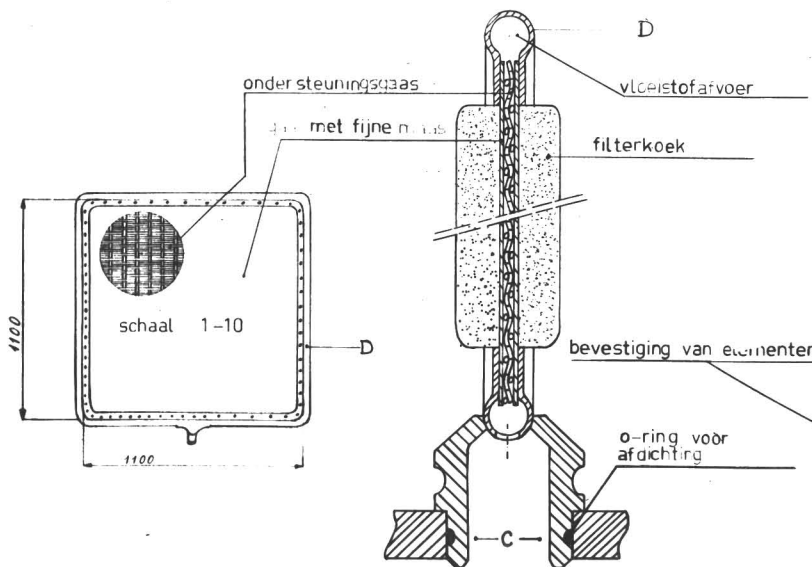


ZWAVELZUUR
UIT
ZWAVEL
CONTACTPROCES
W. P. SMIT
FEBRUARI '66

TOTALE LENGTE 6500

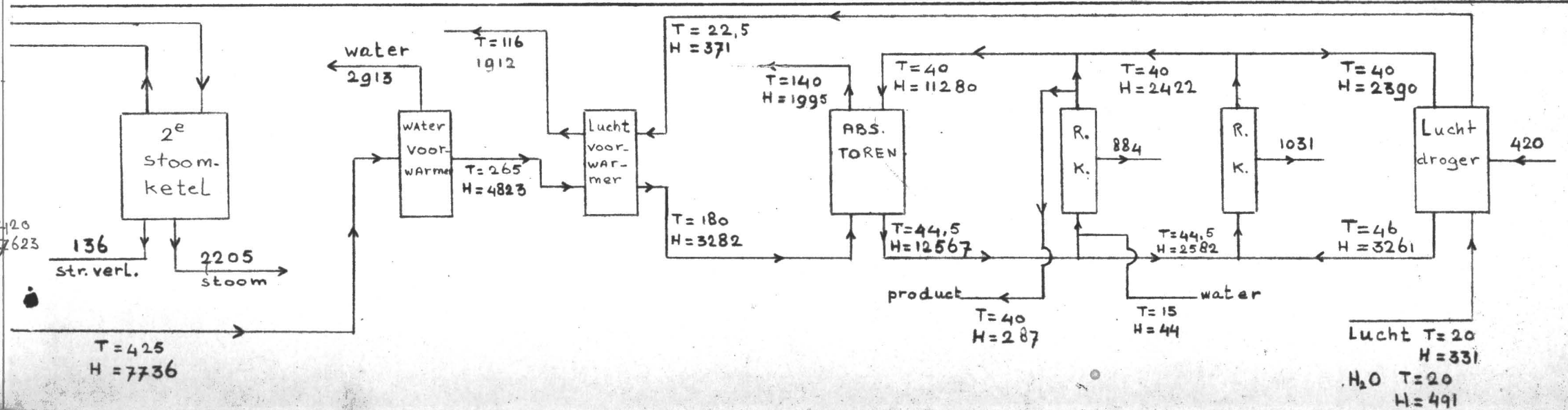
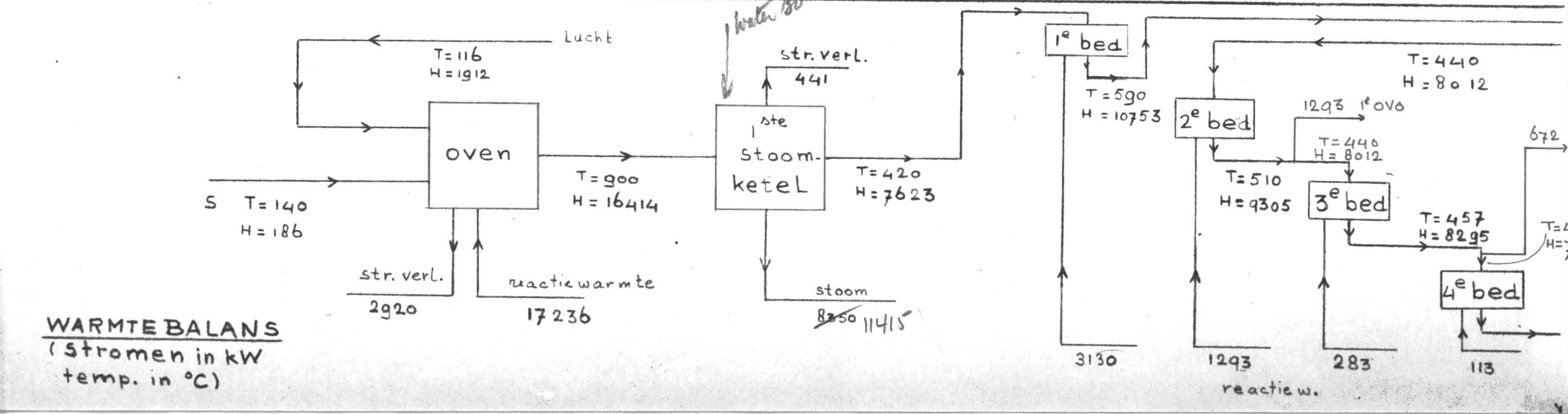
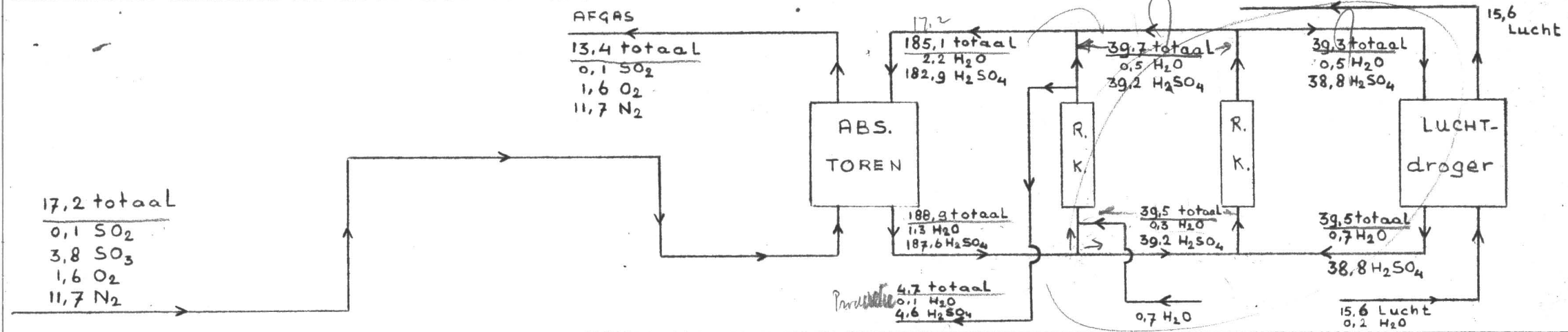
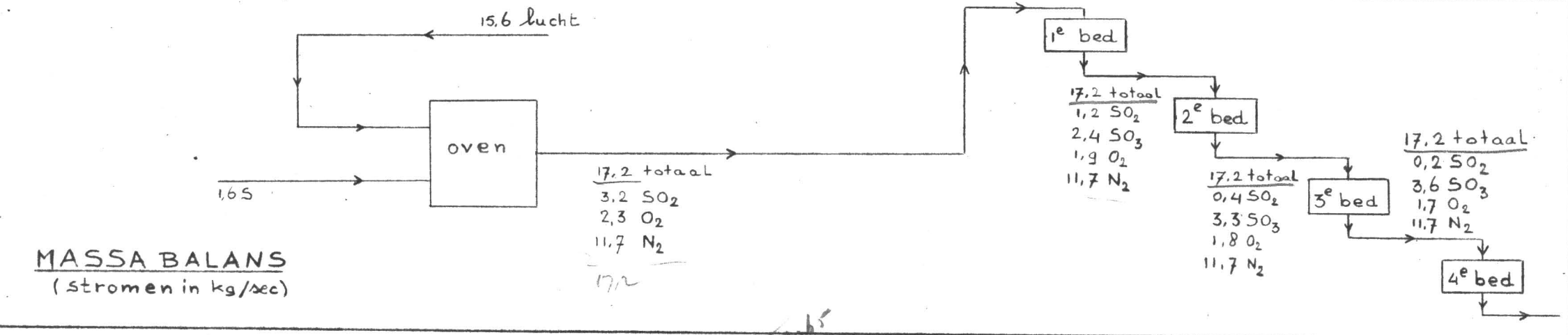
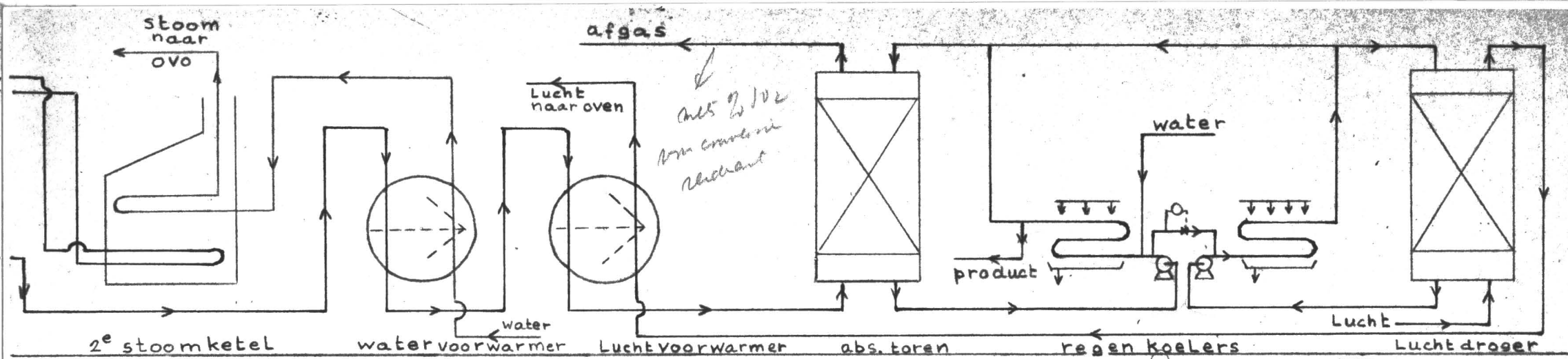
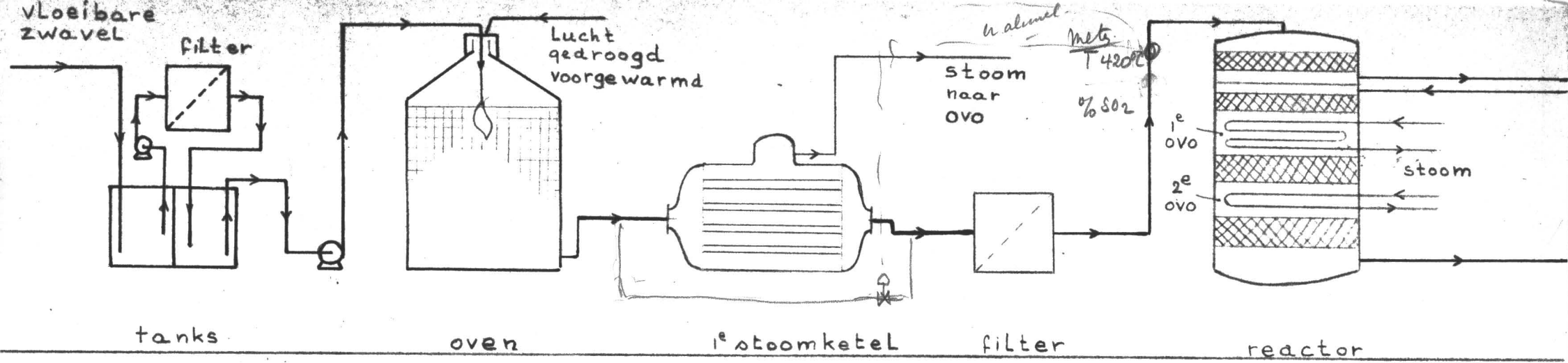


SCHAAL 1-10



MATEN IN MM

NIZKA FILTER
 VOOR
 ZWAVELZUUR
 CONTACTROEPE
 P. F. MAR. BRITA
 FEBRUARI 1956



~~Abweichung~~
~~Abweichung~~

- 1 S → SO₂ wasser
- 2 wasser gas
- 3 O₂ SO₂ - SO₂
- 4 wasser SO₂ gas wasser
- 5 Abweichung

IV
 5 Abweichungen
 Abweichung

3 - Abweichung

45	25	Abweichung
6	6	Abweichung
2,7	1,5	Abweichung
8	4	Abweichung
2,6	2	Abweichung
39	68,5	Abweichung

Abweichung

Abw. 3. Abweichung
 Abweichung

- a) Abweichung
- b) Abweichung
- c) Abweichung

Schematische Darstellung
 100,9
 0,7
 189,6

Abweichung

5/ hoe werkt toe

om de om omal vult gezegt.

belangrijk temp. slaat 420°C . hoe te handhaven.

om water in de bedd. pleind

waaronder ook in bed

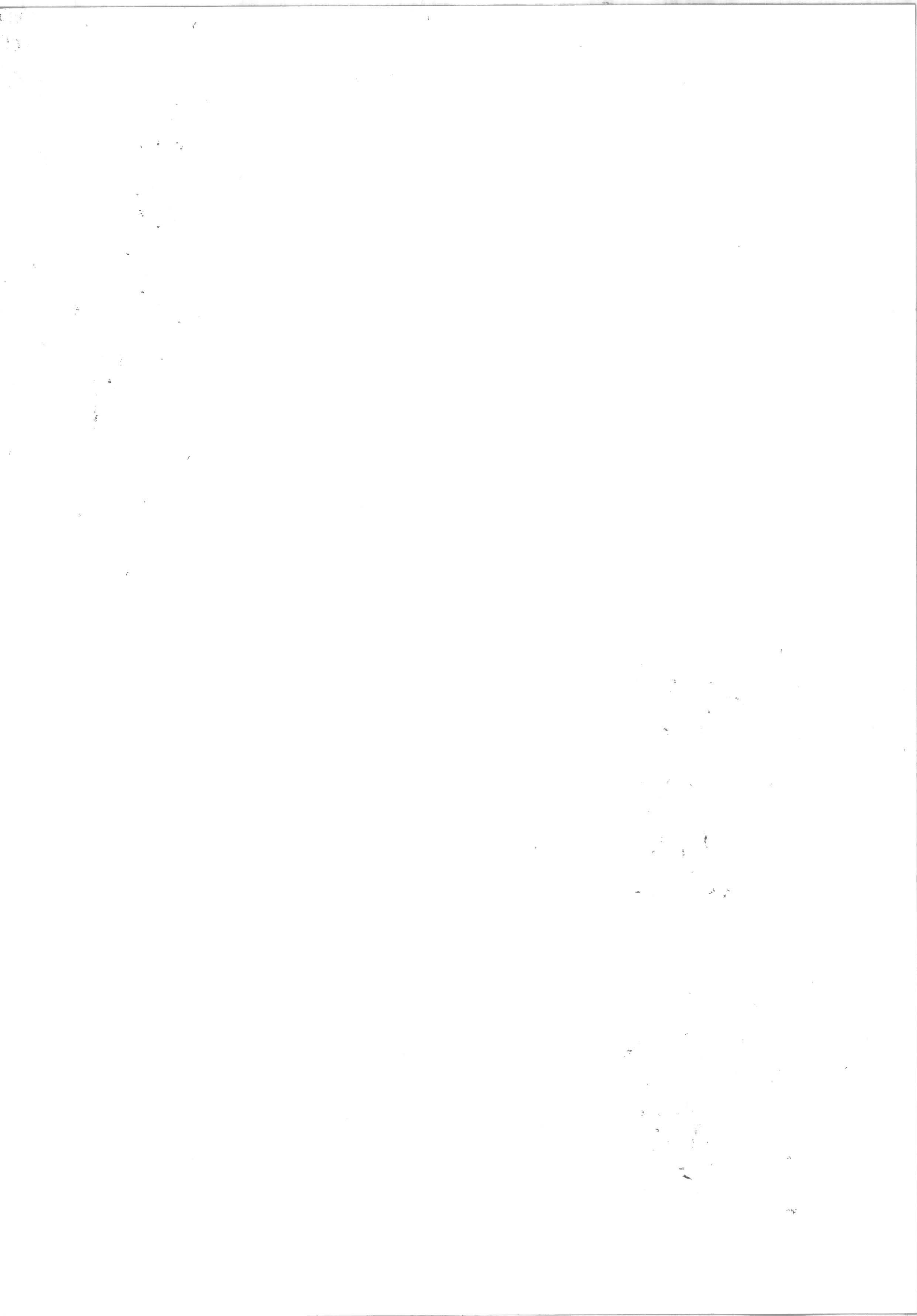
6/ waarom 100°C (materials)

Materials lyft

Afmeting

INHOUD

I.	Samenvatting over de uitvoering.	1
II.	Inleiding.	1
III.	Type proces, productiehoeveelheid, en plaats van de fabriek.	3
IV.	Beschrijving van het proces.	4
V.	Massa- en Warmtebalans.	7
VIa.	De reactor, Warmtehuishouding.	17
VIb.	Absorptie en Luchtdroging.	32
	Literatuurlijst.	42



I. Samenvatting over de uitvoering van het proces.

In dit proces ter bereiding van zwavelzuur wordt uitgegaan van vloeibare zwavel. Dit wordt verbrand met overmaat lucht in een oven. Het roostgas wordt over een viertal bedden van vanadiumkatalysator geleid waarbij een totale conversie van 97% wordt bereikt. De warmte die hierbij vrijkomt wordt benut voor het maken van stoom.

Het zwaveltrioxide wordt daarna in zwavelzuur van bepaalde sterkte geabsorbeerd, waarbij zwavelzuur wordt gevormd.

In dit ontwerp wordt een adiabatische reactor in vier trappen met tussenkoeling berekend, evenals drie warmtewisselaars. Ter vergelijking worden de benodigde katalysatorhoeveelheden bij een tweetrapsreactor en een autotherme reactor vermeld. Voorts worden twee absorptietorens berekend voor het drogen van lucht en het absorberen van het zwaveltrioxide.

II. Inleiding.

Zuiver zwavelzuur is bij kamertemperatuur een kleurloze olieachtige vloeistof, die stolt bij 10°C en kookt bij 290°C.

Het kan worden bereid door SO_3 op te lossen in water. Wanneer in 100% zwavelzuur nog een overmaat SO_3 aanwezig is wordt het oleum genoemd.

Zwavelzuur is een sterk zuur dat in water opgelost volledig gesplitst is in H^+ en HSO_4^- en voor een groot gedeelte in H^+ en SO_4^{2-} (5,6).

Twee bereidingsmethoden lenen zich voor technische toepassing, t.w.

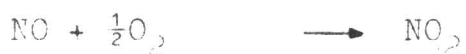
het lodenkamerproces

het contactproces.

*Ontwerp
kegin: his tall
Homonato ontwerp*

Bij het lodenkamerproces wordt een mengsel van SO_2 , O_2 , waterdamp en stikstofdioxide tot reactie gebracht in een ruimte die bekleed is met lood.

Hier vindt de volgende reactie plaats:



Het NO_2 werkt hier dus als katalysator. In de praktijk wordt het echter voor een deel verder gereduceerd tot distikstofdioxide die zich niet meer met zuurstof verbinden. Daarom moet regelmatig vers salpeterzuur worden toegevoegd. (6)

Het SO_2 wordt bereid door roosting met overmaat lucht in een oven van ruwe zwavel of zwavelhoudende ertsen zoals pyriet en zinkblende. Met dit proces kan men ten hoogste 78%-ig zwavelzuur bereiden. (6)

Het lodenkamerproces wordt nog zeer weinig toegepast en is nagenoeg geheel verdrongen door het contactproces.

Bij het contactproces wordt een mengsel van SO_2 en O_2 (en N_2 uit de lucht) in een katalysatormassa omgezet in SO_3 waarna dit wordt geabsorbeerd in verdund zwavelzuur onder vorming van nieuw zwavelzuur.

Als katalysator kunnen V-verbindingen of Pt worden gebruikt.

In de industrie wordt veelvuldig gebruik gemaakt van zwavelzuur, zij het in mindere mate als vroeger.

Het wordt gebruikt bij de bereiding van kunstmeststoffen, n.l. ammoniumsulfaat en superfosfaat. Ook wordt zwavelzuur gebruikt bij de bereiding van rayon en in de aardolie-industrie. Kleinere hoeveelheden worden gebruikt in de kleurstoffenindustrie en bij de chemicalieënfabricage. (5,6)

De wereldproductie bedroeg in 1959 46 miljoen ton, die van Nederland 0,75 miljoen ton per jaar (3).

Titaniumfabriek

Waarom?

a) meer versrijg van de
bouw
als: melasse

b) was al de belangrijkste
kunstmestindustrie

III. Type proces, productiehoeveelheid en de plaats van de fabriek.

Keuze grondstof (4 en 11).

Als grondstof nemen wij elementaire zwavel om de volgende redenen:

- 1) Het vergemakkelijkt het gebruik van vooraf gedroogde lucht, *wantom constante stroom moet zijn*
- 2) De ^{lucht}ventilator hoeft niet tegen zwaveldioxide bestand te zijn.
- 3) Bij lage temperatuur is er een kleiner vermogen voor de ventilator nodig, *omdat het merendeel mogelijk bij pyriet is.*
- 4) In noodgevallen kan de gasstroom onmiddellijk gestopt worden door de zwaveltoevoer af te sluiten.
- 5) De reiniging van roostgassen is eenvoudig.
- 6) Lagere kapitaalinvestering. De investering die nodig is bij het roosten van pyriet is tweemaal zo groot als bij het verbranden van elementair zwavel. *(4) 1942?*

*bij het roosten
alreeds pyriet
in "middelbichicht"*

Zwavel wordt volgens het Frasch-procédé gewonnen in vloeibare vorm. Het wordt in schepen met verwarmd ruim getransporteerd en is behoudens de filtratie zonder meer geschikt voor de verbranding.

Het Contactproces.

Het contactproces heeft de volgende voordelen t.o.v. het lodenkamerproces: *77,7% → 100% loodsulfaat o.z.*

- 1) Het levert zuiverder en geconcentreerder zuur.
- 2) De bedrijfs- en onderhoudskosten zijn lager. *geen bijzondere materialen*
- 3) Het vertoont een grotere flexibiliteit in de sterkte van het geproduceerde zuur(6).

geen H₂O₂ nodig

*ECN
pijpen*

De productie bedraagt 400 ton 100% zwavelzuur per dag.

energie minst! *koeler van reacties → stoom*

Is er een maximum.

Industrie - productie - arbeid draait nu om een normaal fabriekstype.

Dat is een gangbare gemiddelde productie op het ogenblik. Zowel de Staatsmijnen in Limburg als de Kon. Zwavelzuurfabriek v/h Ketjen N.V. in Amsterdam hebben een dergelijke productie. Het opkomende industriegebied van de provincie Groningen is geschikt om een zwavelzuurfabriek te bouwen. In het Pottlekgebied is reeds een dergelijke fabriek in aanbouw.

IV. Beschrijving van het proces. *a.d. hand van Achena*
 volgt de hoofd stappen { 1. verhandig $S \rightarrow SO_2$
2. koolij gas
3. $OK SO_2 \rightarrow SO_3$
4. koolij SO_3 gas
5. absorbtie SO_3 in H_2O sec. 20

Het zwavel wordt in vloeibare vorm per schip aangevoerd en opgeslagen in een tank die 5000 ton zwavel kan bevatten. Het zwavel wordt op een temperatuur van $140^{\circ}C$ gehouden door middel van stoomspiraalen die op de bodem aangelegd zijn. De wanden en het dak van de tank zijn bekleed met een isolerend metselwerk. Alle leidingen voor het vloeibare zwavel (tot aan de zwavelbrander) zijn omgeven door een stoommantel. Om deze mantel zit een isolatielaag van caposiet en een bekleding van aluminium tegen uitstraling.

*hierdoor hete gas filter
mlast.
geen aanprij bronse
stoomkels*

Vanuit de tank loopt het zwavel in de vuile sectie van een verzamelbak. Met een dompelcentrifugaalpomp wordt het door een filter van het Niagara-type geperst en *R/S 316* vloeit daarna in de schone sectie van de verzamelbak. Deze bak wordt verwarmd met stoomspiraalen op de bodem en met caposiet en aluminium geïsoleerd.

Vanuit de schone sectie wordt het zwavel naar de oven gepompt, waar het door een eenvoudige sproei-brander tot ontbranding wordt gebracht. *stoommantel?*

De zwaveloven is een verticaal stalen vat van 12 m hoog en een diameter van 6 m. Het is bekleed met vuurvaste stenen en erin bevindt zich een stapelwerk van vuurvaste stenen. Het stapelwerk is roodgloeiend en wordt op temperatuur gehouden door de verbrandingswarmte.

*verhijting
in mch/produkt is 2,50cc?*

bronse

Optimization
Articles in Inferno No 25/1965
Inferno
Inferno Chemi Technik

Watersloop

Door het stapelwerk is de weg die het zwavel moet afleggen lang, zodat het volledig verbrandt.

De lucht die nodig is voor de verbranding van het zwavel en voor de reactie wordt met een ventilator ^{Roost blower} aanzeggen. De ventilator levert een overdruk van 0,25 bar die groot genoeg is om het drukverlies in alle apparaten te overwinnen. De lucht wordt met 98,8% zwavelzuur gedroogd in een luchtdroger. Dit is een toren, van ca. 8 m hoog en met een diameter van ca. ~~3,5 m~~ ^{van zwaarste stels} gepakt met Raschig-ringen van keramisch materiaal. De lucht wordt met conversiegas voorverwarmd in een lucht-gas-warmtewisselaar.

lucht: rookt ghes
gehalte 35 mg/m³

lucht met in toren
aanwinst 96% over 1/3

500 hoge temp in oven
aankomst 500°C
502: 500°C

Zowel de lucht als het zwavel worden roven ^{in chrome furnace} in de overingevoerd en het roostgas komt er onderuit met een temperatuur van 900°C. Voor de eerste trap van de reactie is een roostgastemperatuur van 420°C nodig. De warmte die vrijkomt bij deze afkoeling wordt gebruikt voor het maken van hoge-drukstoom van 40 bara en 250°C in een stoomketel. Het roostgas gaat daarna door een gasfilter om asdeeltjes die eventueel nog in het gas zitten af te vangen. Deze filter is een stalen vat gevuld met kwartsstukjes van 3 inch en vervult slechts een veiligheidsfunctie(4,11).

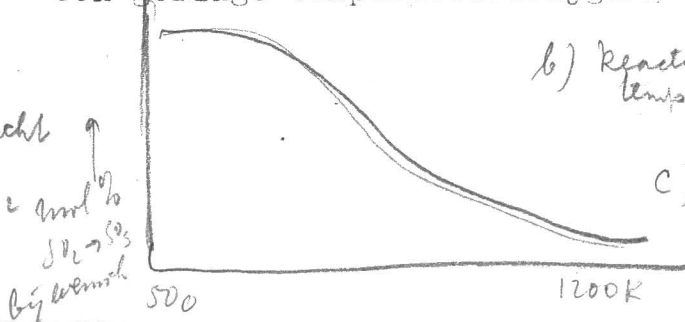
aanwaarde tot 803°C dus heel

Het gas doorloopt nu het eerste bed van de reactor en stijgt tot 590°C in temperatuur. Voor het tweede bed is de ingangstemperatuur 440°C en de overtollige warmte wordt benut om in een tweede ketel weer stoom van 40 bara en 250°C te maken. Met een temperatuur van 510°C komt het gas uit het tweede bed en wordt gekoeld tot 440°C terwijl een gedeelte van de hoge druk stoom in de reactor tot 360°C oververhit wordt. Het conversiegas uit het derde bed verhit de rest van de stoom ook tot 360°C en wordt daarbij afgekoeld tot 420°C. In het laatste bed wordt een uiteindelijke conversie van 97% bereikt bij een geringe temperatuurstijging.

is er geen by-lan
m. konvoluten
op 420°C te komen

keelgijghe reactie

a) ligging inbrengt
hoge temp meer 1/2 mol %



b) Reactie snelheid is functie van temp in gasfase (2SO2)

c) ontstekingspunt wat we bepalen

Eerst: $4000 \frac{\text{kg}}{\text{d}} \text{H}_2\text{SO}_4 = 4081,3 \text{ kmol H}_2\text{SO}_4$

$4,6 \text{ kg/sec} \cdot 100\% = 47,2 \text{ mol H}_2\text{SO}_4$

V. Massa- en Warmtebalansen.

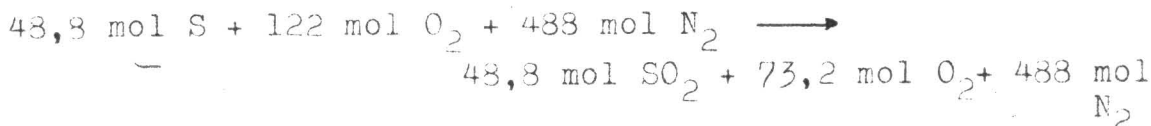
$47,2 \text{ mol S} \rightarrow 47,2 \text{ mol SO}_2$
 $1,5 \text{ " } \rightarrow 1,5 \text{ mol SO}_2\text{SO}_2$

 $48,7$

A. Massabalans.

In de massabalansen worden de stofstromen uitgedrukt in kg/sec.

De over.

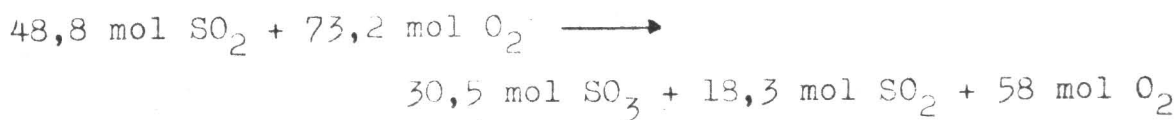


hoeveel volume?
 In 122,0
 uit 73,2
 48,8 reaktant

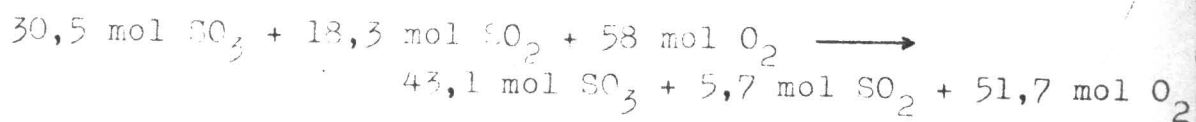
	In	Uit
vloeibare zwavel	1,6 <i>1,56</i>	
lucht : O ₂	3,9	
N ₂ <i>dragg?</i>	11,7	
SO ₂		3,2
O ₂		2,3
N ₂		11,7
	<hr style="width: 100%; border: 0.5px solid black;"/>	
	17,2	17,2

De reactor

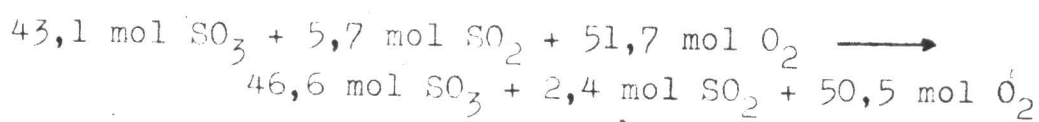
1^e bed. (conversie 0,625) mol %



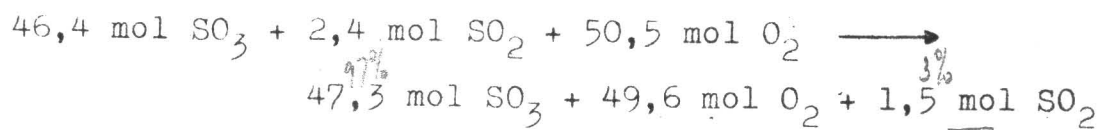
	In	Uit
SO ₂	3,2	1,2 -
SO ₃		2,4 -
O ₂	2,3	1,9 -
N ₂	11,7	11,7 -
	<hr style="width: 100%; border: 0.5px solid black;"/>	
	17,2	17,2

2^e bed.

	In	Uit
SO ₂	1,2	0,4
SO ₃	2,4	3,3
O ₂	1,9	1,3
N ₂	<u>11,7</u>	<u>11,7</u>
	17,2	17,2

3^e bed.

	In	Uit
SO ₂	0,4	0,2
SO ₃	3,3	3,6
O ₂	1,8	1,7
N ₂	<u>11,7</u>	<u>11,7</u>
	17,2	17,2

4^e bed.

	In	Uit
SO ₂	0,2	0,1
SO ₃	3,6	3,8 ✓
O ₂	1,7	1,6
N ₂	<u>11,7</u>	<u>11,7</u>
	17,2	17,2

Absorptiekolom

			In	Uit
Conversiegas	SO ₂		0,1	
	SO ₃		3,8	
	O ₂		1,6	
	N ₂		11,7	
afgas	SO ₂			0,1
	O ₂			1,6
	N ₂			11,7
Zwavelzuur	98,3%	H ₂ SO ₄	182,9	
		H ₂ O	2,2	
Zwavelzuur	99,3%	H ₂ SO ₄		187,6
		H ₂ O		1,3
			<hr/> 202,3	<hr/> 202,3

Luchtdroger.

			In	Uit
Lucht			15,6	
Waterdamp			0,2	
Lucht				15,6
Zwavelzuur	98,8%	H ₂ SO ₄	38,8	
		H ₂ O	0,5	
Zwavelzuur	98,3%	H ₂ SO ₄		38,8
		H ₂ O		0,7
			<hr/> 55,1	<hr/> 55,1

Von berekening productie uit Regenkolens; zie pag 15.

Waarom overmaat na zwavelbrande 9 wt % SO₂ is gas

B. Warmtebalans

Wegens de grote overmaat lucht worden voor de eigenschappen van het roostgas en het conversiegas die van lucht genomen. Uit de literatuur (Critical Tables) bleek dat de C_p van lucht weinig van de temperatuur afhankelijk is. Hier wordt een gemiddelde $C_p = 1,06$ aangehouden.

De warmtestromen zijn uitgedrukt in kW.

De massastromen zijn uitgedrukt in kg/sec.

De temperaturen zijn uitgedrukt in °C.

Overal wordt bij de berekening van de enthalpie uitgegaan van $H=0$ bij $T=0$

De Oven

Om de enthalpie van vloeibare zwavel te kennen wordt uitgegaan van rhombische zwavel bij 0°C.

$C = 14,7 \text{ kJ/k mol } ^\circ\text{C} = 0,46 \text{ kJ/kg } ^\circ\text{C}.$

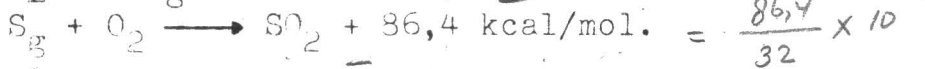
$S_{rh} \text{ van } 0^\circ\text{C} \rightarrow 113^\circ\text{C} : H = 52 \text{ kJ/kg } \checkmark$

$S_{rh} \rightarrow S_L : H = 46 \text{ kJ/kg } \checkmark$

$S_L \text{ van } 113^\circ\text{C} \rightarrow 140^\circ\text{C} : H = 19,4 \text{ kJ/kg} ; c = 0,72 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C}$

De enthalpie van S_L bij $140^\circ\text{C} : H = 117,2 \text{ kJ/kg}$

$S_L \rightarrow S_g : H = 567 \text{ kJ/kg}$



De vrijkomende reactiewarmte is dus $\frac{1,6 \cdot 10^3}{32} \cdot 86,4 \cdot 4 \cdot 2 = 18140 \text{ kW } \checkmark$

Het stralingsverlies is 15% van de warmteinhoud van de over.

De enthalpie van het roostgas $H = 17,2 \cdot 106 \cdot T = 85\%$ *over de enthalpie*
 Dus: $H_{\text{lucht}} + H_S + H_{\text{verd.}} + H_R = 17,2 \cdot 1,06 \cdot \frac{100}{80} \cdot T \rightarrow T = 900^\circ\text{C}$

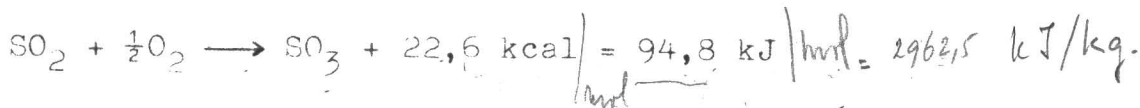
	In	Uit	T ^o C
vloeibare zwavel $\Phi_m = 1,6; H = 117,2$	186		140
lucht $\Phi_m = 15,6; C_p = 1,06$	1918		116
netto: warmteproduktie $18140 - 1,6 \cdot 567$	17238		
roostgas $\Phi_m = 17,2; C_p = 1,06$		16414	900
stralingsverlies		2900	
	19337	19334	
		19309	

1^e stoomketel.

*aanvullend
Schwabe*

	In	Uit	T ^o C
roostgas $\Phi_m = 17,2; C_p = 1,06$	16414		900
water $\Phi_m = 4,1; C_p = 4,2$	3065		178
roostgas $\Phi_m = 17,2; C_p = 1,06$		7623	420
stoom $\Phi_m = 4,1; H = 2800$		11415	250
stralingsverlies 5%		441	
	19479	19479	

De reactor



De reactiewarmte wordt opgenomen door het gas.

$$X \cdot \Phi \text{ mol SO}_2 \cdot H_R = \Phi_{m,r} \text{ gas} \cdot C_p (T - T_1) \rightarrow T = T_1 + \frac{272 X}{9}$$

$$48,8 \cdot X \cdot 94,8 = 17,2 \cdot 1,06 (T - T_1)$$

$$\frac{4626,2}{18,2} = T - T_1$$

94,8 kJ/mol

30,5 mol

	In	Uit	T°C
1 ^e bed (Conversie 0,625)			
roostgas 17,2 ; $C_p = 1,06$	7623		420
reactiewarmte	3130	2891	
conversiegas 17,2 $C_p = 1,06$		10753	590
	10753	10753	

12,6 mol

2 ^e bed (Conversie 0,835)			
conversiegas 17,2 $C_p = 1,06$	8012		440
reactiewarmte	1293	1195	
conversiegas 17,2 $C_p = 1,06$		9305	510
	9305	9305	

3,3

3 ^e bed (Conversie 0,95)			
conversiegas 17,2 $C_p = 1,06$	8012		440
reactiewarmte	283	313	
conversiegas 17,2 $C_p = 1,06$		8295	457
	8295	8295	

0,9

4 ^e bed (Conversie 0,97)			
conversiegas 17,2 $C_p = 1,06$	7623		420
reactiewarmte $0,9 \times 94,8$	113	85	
conversiegas 17,2 $C_p = 1,06$		7736	425
	7736	7736	

2^e stoomketel

conversiegas $\dot{m} = 17,2$ $C_p = 1,06$	10753		590
water $\dot{m} = 1,2$ $C_p = 4,2$	897		178
conversiegas $\dot{m} = 17,2$ $C_p = 1,06$		8012	440
stoom $\dot{m} = 1,2$ $H = 2800$		3497	250 <i>check</i>
stralingsverlies 5%		136	
	11645	11645	

Voedingswatervoorverwarmer.

	In	Uit	T ^o C
conversiegas $\dot{\Phi}_m = 17,2$ $C_p = 1,06$	7735		425
water $\dot{\Phi}_m = 5,3$ $C_p = 4,2$	1027		47
conversiegas $\dot{\Phi}_m = 17,2$ $C_p = 1,06$		4823	265
water $\dot{\Phi}_m = 5,3$ $C_p = 4,2$		3940	178
	8763	8763	

Luchtverhitter.

conversiegas $\dot{\Phi}_m = 17,2$ $C_p = 1,06$	4823		265
lucht $\dot{\Phi}_m = 15,6$ $C_p = 1,06$	371		22,5
conversiegas $\dot{\Phi}_m = 17,2$ $C_p = 1,06$		3282	130
lucht $\dot{\Phi}_m = 15,6$ $C_p = 1,06$		1912	116
	5194	5194	

Absorptiekolom.

In: Zwavelzuur 98,3%; 40^oC ; $\dot{\Phi}_m = 185,1$; H = 61 kJ/kg
W = 11280

conversiegas $\dot{\Phi}_m = 17,2$; $C_p = 1,06$;
180^oC W = 3282

14562

Uit: Zwavelzuur 99,3%; 40^oC ; $\dot{\Phi}_m = 183,9$ H = (207-195,1) 4,2
= 50,2 kJ/kg.

W = 9500

afgas $\dot{\Phi}_m = 13,4$ $C_p = 1,06$ 140^oC W = 1995
11495

Het verschil wordt opgenomen door het zwavelzuur

3067 = 183,9 . 0,36. $\Delta T \rightarrow \Delta T = 4,5$

	In	Uit	T ^o C
zwavelzuur 98,3% H = 61	11280		40
zwavelzuur 99,3% $\dot{\Phi}_m = 183,9$		12567	44,5
conversiegas	3282		180
afgas		1995	140
	14562	14562	

luchtdroger

In : Zwavelzuur 98,3% 40°C $\bar{\phi}_m = 39,2$ $H = (210 - 195,5)4,2 =$

61 kJ/kg

$W = 2390$

lucht $\bar{\phi}_m = 15,6$ 20°C $C_p = 1,06$

$W = 331$

condensatie van de waterdamp

$\bar{\phi}_m = 0,2$ $\Delta H_c = 2440$

$W = 488$

water $\bar{\phi}_m = 0,2 \times 40^\circ C \times C = 4,2$

$W = 34$

verdunningswarmte

$(39,5 \cdot 195,8 - 39,3 \cdot 195,5)4,2$

$W = 214$

7734,1
7683,2
5019

$\frac{7734,10}{7683,15} = 50,95 \times 4,2 = 214$

3632
3458

Om nu de temperatuursverhoging van het zuur te vinden wordt verondersteld dat het uitgaande zuur dezelfde temperatuur heeft als het inkomende. De lucht stijgt enkele graden in temperatuur.

Lucht $\bar{\phi}_m = 15,6$; 22,5°C $C_p = 1,06$

$W = 371$

zwavelzuur 98,3% $H = (210,5 - 195,8)4,2 = 61,7 \text{ kJ/kg}$

$\bar{\phi}_m = 39,5$

$W = 2440$

2811

3458
2811
647

Het verschil is de warmte die door het zwavelzuur wordt opgenomen.

$821 = 39,5 \cdot 0,36 \Delta T \rightarrow \Delta T = \frac{6}{5}$

647

zwavelzuur 98,8% 2390

zwavelzuur 98,3% 488

lucht in 331

water 34

lucht uit 371

warmteeffecten (zie voorgaande)

3632

3458

3458

2440
647
3087

In Uit T°C

40

46

20

40

22,5

210,5
195,8
14,7

De Produktie.

Het zuur dat uit de luchtdroger komt wordt met zuur uit de absorptietoren geconcentreerd tot 98,8% zwavelzuur. Hiervan gaat de benodigde hoeveelheid naar de droogtoren en de rest komt in de leiding naar de absorptietoren.

De rest van het zuur uit de absorptietoren wordt met water verdund tot 98,8% zwavelzuur. Het grootste gedeelte hiervan is nodig voor de absorptie van zwaveltrioxide. De rest vormt de produktie aan zwavelzuur welke wij in een stalen tank opslaan.

Berekening van de Produktie.

De totale produktie bedraagt in 100-percentig zwavelzuur
 $400 \text{ ton/dag} = \frac{400 \cdot 10^3}{24 \cdot 3600} = 4,6 \text{ kg/sec.}$

Verbruik luchtdroger :	39,3 kg/sec.	98,8% H ₂ SO ₄
Verbruik absorber :	185,1 kg/sec.	98,8% H ₂ SO ₄
Totaal verbruik	224,4 kg/sec.	98,8% H ₂ SO ₄

Productie luchtdroger:	39,5 kg/sec.	98,3% H ₂ SO ₄ ✓
Productie absorber :	188,9 kg/sec.	99,3% H ₂ SO ₄ ✓

Wat uit de luchtdroger komt gaan wij met zuur uit de absorber versterken tot 98,8% H₂SO₄

39,5 kg/sec 98,3% zuur + y kg/sec 99,3% zuur
 → (39,5 + y) kg/sec. 98,8% zuur.

$$39,5 \times 98,3 + 99,3y = (39,5 + y) \times 98,8$$

$$0,5y = 39,5 \times 0,5 \rightarrow y = 39,5 \text{ kg/sec } 99,3\% \text{ zuur}$$

Dit levert 39,5 + 39,5 = 79 kg/sec 98,8% zuur.

Over blijft 188,9 - 39,5 = 149,4 kg/sec 99,3% zuur.

Dit gaan wij met water verdunnen tot 98,8% zuur.

149,4 kg/sec 99,3% zuur + z kg/sec water → (149,4 + z) kg/sec 98,8% zuur

$$\begin{array}{r} 99,3 > 98,8 \\ 0 < 99,3 \\ \hline 99,3 \end{array} \begin{array}{r} 98,8 \\ 0,5 \\ \hline 99,3 \end{array} \begin{array}{r} 99,3 \\ 0,5 \\ \hline 100,0 \end{array}$$

$$99,5\% = 149,4 \quad 100\% = 150,15$$

water 0,7 kg/sec.

$$99,3 \times 149,4 = (149,4 + z) 98,8$$

$$0,5 \times 149,4 = 98,8 z \quad z = \frac{0,5 \times 149,4}{98,8} = 0,7 \text{ kg/sec water}$$

En dit levert $149,4 + 0,7 = 150,1$ kg/sec 98,8% zuur.

Uit beide torens komt $150,1 + 79 = 229,1$ kg/sec 98,8% zuur

Verbruikt	<u>224,4 kg/sec</u>	"	"
Productie	4,7 kg/sec	"	"

$4,7$ kg/sec 98,8% zuur = d kg/sec 100% zuur

$$4,7 \times 98,8 = 100 d$$

$$d = \frac{4,7 \times 98,8}{100} = 4,6 \text{ kg/sec 100% zuur.}$$

Drukverlies over de apparaten.

Over de luchtdroger	11 m ata =	1.100 N/m ²
Over de absorber	37 m ata =	3.700 N/m ²
Over de reactorbedden	0,1 . ata =	10.000 N/m ²
Over de andere apparaten	0,1 . ata =	<u>10.000 N/m²</u>
		24.800 N/m ²

We rekenen op een drukverlies van 25000 N/m² en de ventilator moet de lucht een overdruk van 0,25 ato geven.

WARME BALANS!

VI a. De Reactor.A. Kinetiek.

Het reactorontwerp is gebaseerd op de kinetiek welke door Calderbank (2) gevonden is en die door verscheidene andere onderzoekers ondersteund wordt (3).

De oxidatie van SO_2 met O_2 is een evenwicht.



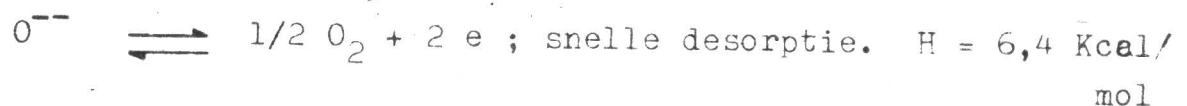
Uit metingen van Calderbank aan een industriële V_2O_5 - katalysator blijkt de reactiesnelheid ^{metingen} beschreven te kunnen worden door

$$r = k_1 P_{\text{SO}_2}^{0,4} \cdot P_{\text{O}_2}^{0,8}$$

Uit adsorptieproeven met O_2 en SO_2 aan de katalysator bleek de adsorptie van SO_2 een chemisorptie te zijn met een adsorptiewarmte van $-28,8 \text{ Kcal/mol}$. De adsorptiesnelheid bleek veel groter te zijn dan de reactiesnelheid. De adsorptiesnelheid van O_2 bleek veel langzamer te zijn en ook veel zwakker, met een adsorptiewarmte van $+6,4 \text{ Kcal/mol}$.

Uit deze metingen concludeerde de auteur dat de snelheidsbepalende trap de oxidatiesnelheid van het geadsorbeerde SO_2 door de O_2 uit de gasfase was.

Het door de auteur voorgestelde mechanisme is dus:



28,8
22,6
6,2

⚡ Uit de eerste vergelijking volgt de betrekking
 $r = k_1 \cdot a_{SO_2} \cdot P_{O_2}$, waarin a_{SO_2} de concentratie van de
 geabsorbeerde SO_2 moleculen voorstelt. Daar uit de absorp-
 tieproeven a_{SO_2} evenredig bleek te zijn met $P_{SO_2}^{0,4}$, wordt
 de reactiesnelheid van de oxidatie:

$$r = k_1 P_{SO_2}^{0,4} \cdot P_{O_2} \text{ hetgeen redelijk overeenstemt met de}$$

eerst gegeven betrekking.

De totale reactiesnelheid bleek voorgesteld te kunnen worden door:

$$r = k_1 \frac{P_{SO_2} \cdot P_{O_2}}{P_{SO_2}^{0,5}} - k_2 \frac{P_{SO_3} \cdot P_{O_2}^{0,5}}{P_{SO_2}^{0,5}}$$

Door metingen bij verschillende temperaturen werden gegevens verkregen betreffende de activeringsenergieën en werden tevens k_1 en k_2 als functie van de temperatuur bepaald.

$$\ln k_1 = \frac{-31000}{RT} + 12,07$$

$$\ln k_p = \frac{22.600}{RT} - 10,68 \text{ en } H_r = A_2 - A_1, \text{ zodat}$$

$$\ln k_2 = \frac{-53600}{RT} + 22,75$$

B. Keuze van de Reactor.

Calderbank (2) beschrijft twee typen van reactoren, t.w. een adiabatische reactor met tussenkoeling en een autotherme reactor met optimaal temperatuurverloop. Dit laatste principe heeft het voordeel dat een minimum hoeveelheid katalysator nodig is. Als illustratie wordt een tweetraps adiabatische reactor berekend naast een auto-

Berekening van de reactor

In Calderbank

therme reactor met optimaal temperatuurverloop.

Bij een productie van 400 ton H_2SO_4 /dag is 117 ton katalysator nodig voor een tweetraps adiabatische reactor en 25 ton voor de autotherme reactor.

Een globale berekening van het benodigde koeloppervlak voor de autotherme reactor ~~laat~~ echter zien dat deze reactoren maximale afmetingen krijgen voor een capaciteit van 40 ton/dag.

Dit wordt ook door de literatuur bevestigd (3). Voor een productie van 400 ton/dag zouden dus tien reactoren nodig zijn. Uit de gesprekken met Ketjen N.V. te Amsterdam bleek ook dat deze zgn. Jaeger-reactoren reeds lang niet meer gebruikt worden wegens hun dure constructie. De adiabatische reactor in verschillende trappen met tussenkoeling is op het ogenblik algemeen gebruikelijk.

Uit de berekening van de viertrapsreactor in dit verslag zal blijken dat de benodigde hoeveelheid katalysator weinig verschilt met die van de autotherme reactor, berekend door Calderbank.

Een derde mogelijkheid is de fluid-bed reactor. Deze worden niet toegepast i.v.m. de slijtage van de dure katalysator.

In dit ontwerp wordt een viertraps adiabatische reactor met tussenkoeling berekend. De koeling geschiedt door het maken van stoom waarmee b.v. een turbine kan worden aangedreven.

↓
A. Sch. op welke

C. Keuze van de Katalysator.

*Calderbank
kat*

De katalysatoren welke voor dit proces gebruikt kunnen worden zijn:

Platina

Vanadiumverbindingen

IJzeroxide

Hoewel Pt de laagst benodigde begintemperatuur en de grootste activiteit heeft, zodat met kleine warmte-wisselaars en een kleine reactor volstaan kan worden heeft deze katalysator twee nadelen welke ertoe geleid hebben dat Pt niet meer als katalysator wordt gebruikt.

1. Pt is zo duur dat de prijs niet meer opweegt tegen de voornoemde economische voordelen.
2. Pt is bijzonder gevoelig voor vergiftiging, i.h.b. voor As-verbindingen hetgeen tot storingen kan leiden en grotere investeringen teweeg brengen t.a.v. de roostgasreiniging.

IJzeroxide heeft een zo lage activiteit dat deze geen toepassing in de industrie vindt. (4)

V-katalysatoren worden tegewoondig algemeen toegepast. Deze katalysator is niet gevoelig voor vergiftiging en de activiteit van de huidige V-katalysatoren benaderen die van Pt-katalysatoren. (3,13)

De katalysator welke werd gebruikt bij het kinetisch onderzoek van Calderbank bestaat uit V_2O_5 , $V_2(SO_4)_5$ en Na_2SO_4 op silicagel als drager. (12)

D. Berekening.

D 1. Productie.

Productie : 400 t H₂SO₄/24h = 4081,3 Kmol H₂SO₄/24h.
De conversie is 97%. De benodigde hoeveelheid SO₂ is dus
1,03 x 4081,3 = 4203 Kmol SO₂/24h = 48,8 · 10⁻³ Kmol/s.

Gewerkt wordt met een voeding uit de oven van

- 8 vol. % SO₂
- 12 vol. % O₂
- 80 vol. % N₂ (zie massabalans)

D 2. Benodigde hoeveelheid katalysator.

Bij voortschrijdende conversie stijgt de temperatuur van het gasmengsel. Het verband tussen temperatuur en conversie wordt weergegeven door de "werklijn" van het gas. Deze voldoet aan de betrekking

$$X \cdot \Phi_{\text{mol SO}_2} \Delta H_r = \Phi_{\text{m.r.gas}} \cdot C_p (T-420) \rightarrow T = 420 + 272 X$$

$\frac{4626,2}{48,8} \times 94,8 = 17,2$ $\frac{18,232}{1,06 (T-420)}$ $\frac{254}{\text{(grafiek 1)}}$

De reactiesnelheid is een functie van de conversie en de temperatuur. Het benodigde reactorvolume wordt gegeven door de betrekking

Propsthan

$$V = F \int_0^X \frac{dX}{r}$$

waarin V = reactorvolume
 F = ~~massa~~ ^{molaire} stroom in 17,2
 X = conversie
 r = reactiesnelheid.

In de betrekking voor de totale reactiesnelheid wordt deze uitgedrukt in ^{aantal} malen SO₂ omgezet/g.kat.sec. Daarom wordt

$$4626,2 X = 18,2 (T - 420)$$

$$254 X + 420 = T$$

Amet Valstan
Mitsukur.

in bovenstaande betrekking V vervangen door W, het gewicht van de benodigde katalysator.

De integraal is van dermate ingewikkelde aard dat deze numeriek of met een analoge computer moet worden opgelost.

De numerieke methode wordt hier toegepast en loopt als volgt:

1. De werkklijn wordt vanaf de begintemperatuur uitgezet in een temperatuur-conversie grafiek waar tevens de evenwichtscurve is uitgezet.
2. Per 10° temperatuurstijging wordt de bijbehorende conversie afgelezen. Zowel temperatuur als conversie worden in een tabel uitgezet (zie tabel).
3. Bij elke temperatuur wordt k_1 en k_2 uitgerekend.
4. Bij elke temperatuur worden de partiëlespanningen als functie van de conversie berekend volgens :

$$\rightarrow P_{O_2} = \frac{0,12-0,04X}{1-0,04 X}; \quad P_{SO_2} = \frac{0,08(1-X)}{1-0,04 X}; \quad P_{SO_3} = \frac{0,08 X}{1-0,04X}$$

5. De partiëlespanningen en k-waarden worden ingevuld in de betrekking voor de totale reactiesnelheid. Daarna vindt numerieke integratie plaats, waaruit de benodigde hoeveelheid katalysator wordt berekend.

De eindconversie van elk bed is gekozen bij sterke daling van de reactiesnelheid t.g.v. nadering van het evenwicht.

$$\begin{array}{l} \text{mol \% } SO_2 = 0,08 \\ O_2 = 0,12 \\ N_2 = 0,80 \\ \hline 1,00 \end{array}$$

$$P_{O_2} + P_{SO_2} + P_{SO_3} = 0,20$$

*waar
is de curve?*

N₂

D 3. Tabel bij berekening.

T A B E L

1^e trap.

T ^o C	X	r.10 ⁻⁷	1/r.10 ⁵	$\int_0^x \frac{1}{r} dX.10^5$	W in kg
420	0	11,0	9,09	0	
430	0,04	15,4	6,66	0,315	
440	0,075	19,9	5,05	0,519	
450	0,11	27,6	3,62	0,670	
460	0,145	35,8	2,79	0,782	
470	0,185	46,2	2,17	0,881	
480	0,22	58,3	1,69	0,946	
490	0,255	72,1	1,36	0,999	
500	0,295	90,6	1,09	1,04	
510	0,33	111	0,91	1,08	
520	0,365	135	0,74	1,11	
530	0,40	164	0,61	1,13	
540	0,44	200	0,50	1,16	
550	0,475	221	0,45	1,17	
560	0,51	246	0,41	1,19	
570	0,55	268	0,37	1,20	
580	0,585	267	0,38	1,22	
590	0,625	244	0,41	1,23	6,00. 10 ³

rekenvoorbeeld numerieke benadering

$$r [\text{mol SO}_2/\text{g.kat.sec}] \rightarrow 1/r [\text{g.kat.sec/mol SO}_2]$$

de hoeveelheid kat/mol SO₂ is het oppervlak v.d. integraal $\int_0^x \frac{1}{r} dX$

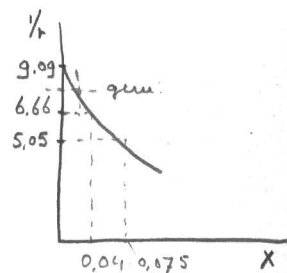
1^e stap

$$X_1 - X_0 = 0,04 ; \quad \frac{(1/r)_0 - (1/r)_1}{2} = \frac{9,09 - 6,66}{2} \cdot 10^5 = 7,87 \cdot 10^5$$

$$\int_0^x \frac{1}{r} dX = 7,87 \cdot 0,04 = 0,315 \cdot 10^5$$

$$\text{Bij } 590^\circ \quad \int_0^x \frac{1}{r} dX = 1,23 \cdot 10^5 \text{ g.kat.sec/mol SO}_2$$

$$\text{dus voor } 48,8 \text{ mol/s} \rightarrow 48,8 \times 1,23 \cdot 10^5 = 6,00 \cdot 10^3 \text{ kg kat}$$



2^e trap.

T°C.	X	r.10 ⁻⁷	1/r.10 ⁵	$\int_0^X \frac{1}{r} dx.10^5$	W in kg
440	0,625	10,6	9,43	0	
450	0,665	13,8	7,25	0,333	
460	0,70	16,7	6,00	0,564	
470	0,735	19,2	5,08	0,758	
480	0,78	22,0	4,55	0,974	
490	0,81	23,8	4,20	1,10	
500	0,845	22,0	4,55	1,26	
510	0,885	14,6	6,83	1,48	7,51. 10 ³
515	0,90	6,6	15,15	1,54	
519	0,915	-1,7	-	-	

3^e trap.

440	0,885	4,53	22,1	0	
450	0,925	4,30	23,1	0,920	
457	0,95	2,88	34,7	1,56	7,61. 10 ³
460	0,96	1,15	87,0	2,17	

4^e trap.

420	0,95	1,38	72,5	0	
425	0,97	1,02	98	1,71	8,35. 10 ³
430	0,985	-0,12	-	-	

9.4. Drukval over het bed.

De drukval over het bed wordt gegeven door de betrekking

$$\frac{\Delta p}{L} = \frac{\rho v_0^2}{d_p} \cdot \frac{1-E}{E^3} \left[170 \frac{v}{v_0 d_p} (1-E) + 1,75 \right] \quad (1)$$

ρ (gasmengsel) = ρ (lucht) bij gem. temp. $450^\circ\text{C} = 0,52 \text{ kg/m}^3$

E = porositeit = 0,4

d_p = deeltjes diameter v.d. katalysator = $4 \cdot 10^{-3} \text{ m}$.

v = kin. viscositeit = $\frac{2 \cdot 10^{-5}}{0,52} = 6 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2/\text{sec}$.

v_0 = gassnelheid, betrokken op de lege kolom = 1 m/sec .

$\Delta p = 3,1 \cdot 10^3 \text{ N/m}^2$ per meter bedlengte.

$$\frac{\Delta p}{L} = \frac{0,52 \cdot 1^2}{4 \cdot 10^{-3}} \cdot \frac{1-0,4}{0,4^3} \left[170 \frac{6 \cdot 10^{-5}}{1 \times 4 \cdot 10^{-3}} (1-0,4) + 1,75 \right]$$

$$= 1,3 \cdot 10^2 \cdot 9,4 \cdot 10^1 \left[170 \cdot 1,5 \cdot 6 \cdot 10^{-1} + 1,75 \right]$$

$$= 1,22 \cdot 10^3 \times \left[9 \times 1,5 \times 10^{-1} + 1,75 \right]$$

$$= 1,22 \cdot 10^3 \times \left[1,53 + 1,75 \right]$$

$$= 1,22 \cdot 10^3 \times 3,28 = \underline{4,0 \times 10^3 \text{ N/m}^2}$$

; $10^5 = \text{atm}$

0,04 atm

E. Warmteafvoer.

Na het verlaten van het eerste bed wordt het reactiegas gekoeld van 590°C tot 440°C . Dit gebeurt in een stoomketel, waarbij verzadigde stoom wordt gemaakt. De warmteafvoer na het tweede en derde bed gebeurt d.m.v. stoomoververhitters.

Het reactiegas dat na het vierde bed de reactor verlaat wordt gebruikt om het voedingswater op te warmen van bovengenoemde stoomketel en voor de stoomketel die wordt verwarmd door het roostgas uit de oven.

De warmtestroom in de eerste ketel is

$$17,2 \cdot 1,06 \cdot (900 - 420) = 8790 \text{ kW}$$

De warmtestroom in de tweede ketel is

$$17,2 \cdot 1,06 \cdot (590 - 440) = 2740 \text{ kW}$$

In beide ketels wordt stoom gemaakt van 250°C en 40 bara. Na oververhitting expandeert de stoom over een turbine tot 47°C en 0,1 bara. *om elektrisch te maken*

Rekening houdende met de afmetingen van de voor[ver]warmer werden door iteratie ^{de meest} gunstige waarden gevonden voor de voedingsstroom van het ketelwater met bijbehorende temperatuurstijging en temperatuurdaling van het reactiegas.

Berekening.

De totale warmtestroom in de stoomketels is 11530 kW

Het warmteverlies is 5% = 576 kW

$$\Phi_{\text{mst}} (2800 - H_x) = 10953 \text{ kW}; \quad (H_{250^{\circ}.40\text{at}} = 2800)$$

577
10953

Bij de voor[ver]warmer geldt:

$$17,2 \cdot 1,06 \cdot (425 - T_1) = \Phi_{\text{mst}} \cdot 4,2 \cdot (T_2 - 47)$$

Door iteratie werd gevonden: $T_1 = 265^{\circ}\text{C}$ *uitlaat temp gas*
 $T_2 = 178^{\circ}\text{C}$ *" " water*

$$\Phi_{\text{mst}} = 5,3 \text{ kg/sec}$$

water uit voorwarmer

D.w.z. de eerste ketel maakt 4,1 kg stoom/sec.
de tweede ketel maakt 1,2 kg stoom/sec.

Afmetingen van de voorverwarmer.

$$\Phi_w = U \cdot A \cdot \Delta T_{\log} ; \quad \Phi_w = 2913 \text{ kw}$$

$$\Delta T_{\log} = 230$$

U is afhankelijk van de partieele warmteoverdrachtscoëfficiënten en deze weer van de stroomsnelheid dus van de diameter van pijpen en het aantal pijpen per pass. Door iteratie werd gevonden

$$U = 20 \text{ W/m}^2\text{°C} \rightarrow A = 640 \text{ m}^2$$

10-50 Klaars

Gekozen werden pijpen 25 - 32 mm. Deze hebben een specifiek oppervlak van 0,0735 m²/m.

$$\text{De totale pijplengte is } \frac{640}{0,0735} = 8180 \text{ m}$$

De lengte van een pijp is 6 m; het aantal pijpen is dus 1360 stuks. Deze worden verdeeld over twee warmtewisselaars, dus 680 pijpen per warmtewisselaar.

De massastroom van het water is 5,3 kg/sec. = 9000 liter/h.

Voorwaarde voor turbulente stroming is $Re > 10000$.

Na enkele keren proberen wordt genomen 350 (l/h.) per pijp.

Het aantal pijpen per pass is dan $\frac{9000}{350} = 26$.

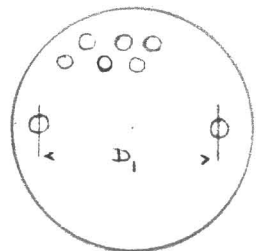
Het aantal passes is dan 26. $\frac{680}{26} = 26$

De diameter wordt nu m.b.v. een tabel waarin de steek wordt aangegeven en tevens moet worden opgeteld bij de diameter voor elke pass.

bekeken!

Reynolds $\frac{vD}{\nu}$

$D_1 = m \cdot t$ waarin m-factor uit tabel
 t=afstand tussen
 de middelpunten
 der pijpen.



$t = 1.4.32 = 45 \text{ mm}$; m = 24,25	$\rightarrow D_1 = 1230 \text{ mm.}$
Per pass wordt 10 mm opgeteld dus		260 mm.
Bovendien nog 2 x 1/2 pijpdiameter		= 32 mm.
en de afstand tot de wand is		40 mm.
De binnendiameter wordt dus		<u>1562 mm.</u>

Voor het gas worden nog passes angebracht in de vorm van schotten. Dit bewerkstelligt een zekere dwarsstroom. Daarom moet in de grondvergelijking een correctie worden angebracht:

$$\Phi = U \cdot A \cdot \Delta T_{\log} \cdot y.$$

Deze correctie is m.b.v. een grafiek (7) uit te rekenen en is afhankelijk van de in- en uitgangstemperaturen. In dit geval is $y = 0,95$. Deze correctie is te ver-
 waarlozen zodat het ontwerp gehandhaafd kan worden. Bovendien blijkt dat slechts een dwarsschot nodig is. De gasstroom is eveneens turbulent.

Waarom?

Stoomoververhitters.

Deze zijn in de reactor zelf angebracht in de vorm van pijpenbundels loodrecht op de gasstroom, resp. tussen het tweede en derde en tussen het derde en vierde bed.

1^e oververhitter.

De af te voeren warmte is 1283 kW

2^e oververhitter.

De af te voeren warmte is 672 kW.

De stoom wordt zodanig over beiden verdeeld, dat de temperatuurstijging van beide stromen dezelfde is

$$1283 = \dot{\Phi}_{\text{mst } 1} H_1 ; H_1 = H_2 \text{ dus } \dot{\Phi}_{\text{mst } 1} = 3,86 \text{ kg/sec.}$$

$$672 = \dot{\Phi}_{\text{mst } 2} H_2 ; \dot{\Phi}_{\text{mst } 2} = 1,44 \text{ kg/sec.}$$

De stoom wordt in beide oververhitters gebracht op 360°C bij dezelfde druk (uit H.S. diagram).

De afmetingen van de oververhitters worden op dezelfde wijze berekend als het voedingswater voor verwarmers.

1^e oververhitter.

$$\dot{\Phi}_{\text{mst}} = 3,86 \text{ kg/sec.} \quad \rho_{\text{gem}} = 20 \text{ kg/m}^3.$$

Bij een stroomsnelheid van 10 m/sec is de diameter 17 cm. Om constructietechnische redenen worden twee pijpen van 10 cm genomen. $U = 15 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$ — $A = 505 \text{ m}^2$

Gebruikt worden pijpen met 48 vinnen van 1" hoogte in de lengterichting. (Brown Fintubes). Het oppervlak is dan vier maal zo groot. De totale benodigde pijplengte is dan 350 m. De stoom gaat door twee pijpen van elk 175 m lengte die heen en weer door de reactor lopen.

Dan zijn nodig 6 rijen verticaal van 5 pijpen horizontaal.

De afmetingen zijn dan : hoogte 2 x 1,95 = 3,9 m
breedte 1,50 + 0,15 + 0,10 = 1,75 m.

2^e oververhitter.

Een analoge berekening geeft te zien dat hier een totale pijplengte van 180 m nodig is bij een pijpdiameter van

10 cm. De pijpen worden op dezelfde wijze ondergebracht als bij de eerste; de stoom gaat hier echter door één pijp.

De afmetingen zijn dan : hoogte : 1,95 m.
breedte : 1,65 m.

De correctiefactor y is evenals in de vorige berekening 0,93 dus verwaarloosbaar.

Afmetingen van de reactor.

Op basis van de benodigde hoeveelheid katalysator, de gassnelheid en de afmetingen van de oververhitters kunnen de afmetingen van de reactor bepaald worden.

Uit de praktijk is gebleken dat de omzettingssnelheid weinig afhankelijk is van de gassnelheid, en dat een gassnelheid van 0,8 - 1,2 m/sec. (betrokken op de lege reactor-doorsnede) het best voldoet. (3) Hier wordt gekozen

$v_0 = 1$ m/sec.

$$\Phi_v = 33 \text{ m}^3/\text{sec} \quad \text{dus } D = \sqrt{\frac{33 \cdot 4}{\pi \cdot 1}} = 6,5 \text{ m.}$$

$\begin{matrix} 760 \text{ mm} \\ 0^\circ \text{C.} \end{matrix} \quad \text{SO}_2 : \frac{3,2}{0,34} = 9,4$
 $\text{SO}_3 : \frac{14,0}{0,177} = 78,6 \text{ m}^3$

Hoogte van het eerste bed:

Gewicht : 6000 kg ; stortgewicht 500 kg/m³ dus volume 12m³

Oppervlak = 33 m² $\longrightarrow h_1 = 0,365$ m

Hoogte van het tweede bed:

Gewicht : 7510 kg ; volume: 15 m³ $\longrightarrow h_2 = 0,455$ m

Hoogte van het derde bed:

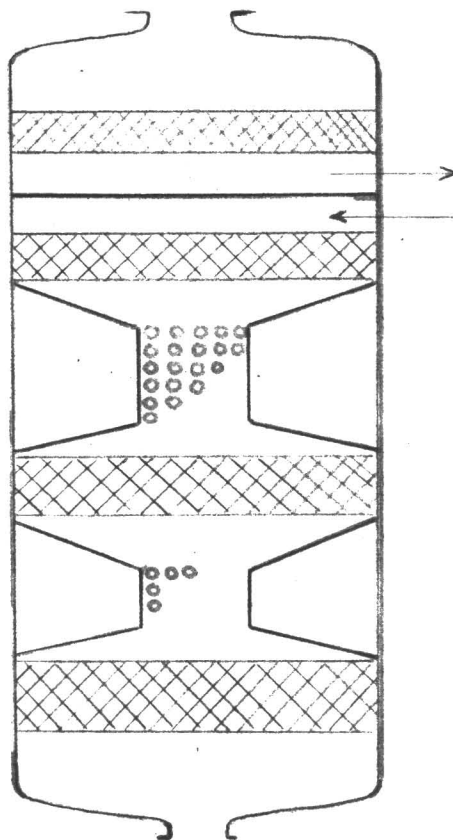
Gewicht : 7610 kg ; volume: 15,2 m³ $\longrightarrow h_3 = 0,460$ m

Hoogte van het vierde bed:

Gewicht : 8350-kg ; volume: $16,7 \text{ m}^3 \longrightarrow h_4 = 0,510 \text{ m}$

Boven het eerste bed, tussen het eerste en tweede bed en onder het laatste bed wordt ruimte open gelaten voor constructiewerkzaamheden (ondersteuning van de bedden, pijpansluitingen enz.).

Hoogte boven eerste bed	=	1	m.
Hoogte tussen eerste en tweede bed	=	1	m.
Hoogte onder vierde bed	=	1	m.
Hoogte eerste OVO = $3,9 + 0,5$	=	4,4	m.
Hoogte tweede OVO = $1,5 + 0,5$	=	2	m.
Totale bedhoogte	=	1,8	m.
Totale hoogte van de reactor		<u>11,2</u>	m.



VIb. De luchtdroger en de absorptietoren.

Wij gaan de lucht die nodig is voor de verbranding van zwavel en voor de reactie van tevoren drogen met geconcentreerd zwavelzuur. Het zwaveltrioxide wordt in geconcentreerd zwavelzuur opgenomen in de absorptietoren. Beide processen berusten op hetzelfde principe (8,9 en 10). De te absorberen component diffundeert uit de hoofdstroom van het gas door de gasfilm naar de vloeistoffilm. Deze lost op in de ene helft van de vloeistoffilm, reageert in de reactiezone en diffundeert door de andere helft van de vloeistoffilm naar de hoofdstroom van de vloeistof.

molfractie in vloeistof $(N_1 - N_2)$
 De absorptiesnelheid W is het product van de absorptiecoëfficiënt k , het oppervlak waarlangs de absorptie plaats vindt en de drijvende kracht.

Voor de gasfilm : $dW = k_g (p_g - p_i) dA$

Voor de vloeistoffilm: $dW = k_l (c_i - c_1) dA$

We kunnen deze vergelijkingen echter niet gebruiken, want p_i en c_i zijn in de praktijk moeilijk te bepalen. Wij werken daarom met overall coëfficiënten en overall drijvende krachten.

Met de gasfase als basis: $dW = K_g (p_g - p_1) dA$

Met de vloeistoffase als basis: $dW = K_l (c_g - c_1) dA$

k_g = gasfilm absorptiecoëfficiënt.

k_l = vloeistoffilm absorptiecoëfficiënt.

K_g = overall coëfficiënt met de gasfase als basis.

K_l = overall coëfficiënt met de vloeistoffase als basis.

p_g = werkelijke partiële druk van de oplosbare component.

p_i = de partiële druk van de oplosbare component aan het contactoppervlak.

p_1 = partiële druk van de oplosbare component in evenwicht met vloeistof van concentratie c_1 .

c_1 = werkelijke concentratie van het oplosbare gas in de vloeistof.

c_i = concentratie van het oplosbare gas aan het contactoppervlak.

c_g = concentratie van het oplosbare gas in evenwicht met gas van partiële druk p_g .

Zowel waterdamp als zwaveltrioxide lossen goed op in geconcentreerd zwavelzuur. De diffusie door de gasfilm is de langzaamste stap en is dus bepalend voor het absorptieproces. Wij kunnen dus de waarde voor k_g gebruiken. Deze waarde is moeilijk te bepalen.

Jackson en Morris (8) geven een methode aan om snel k_g te bepalen. Voor absorptieprocessen waaring de gasfilmdiffusie bepalend is, hebben zij vele metingen verricht met een standaard natte wandkolom. Zij vonden een formule die goed bruikbaar is voor het berekenen van absorptiecoëfficiënten: $K_g = k_g = \alpha R_g C_{rs} V^{0,75} \frac{P}{(P-p)_{lm}} \frac{1}{P^{0,25}} \left(\frac{T_r}{T_p} \right)^{0,56}$

α = constante; = 36,1 in het kg-m-sec stelsel.

R_g = pakkingfactor voor een absorptie waarin de gasfilmdiffusie bepalend is.

$C = \left(\frac{p_r}{r} \right)^{0,25} D_r^{0,5}$ een gasmengsel constante, waarvan de waarden in een tabel te vinden zijn.

η_r = viscositeit van het gasmengsel in g/cm sec.

ρ_r = dichtheid van het gasmengsel in g/cm³.

D_r = absolute gasdiffusiecoëfficiënt in cm²/sec.

Deze drielaatste fysische constanten moeten de waarden bij 20°C en 1 ata hebben.

ρ_{rs} = dichtheid van het oplosbare gas in kg/m³ bij 20°C en 1 ata.

V = snelheid van het gas relatief aan het vloeistofoppervlak in m/sec.

$V = V_g + V_l$

V_g = snelheid van het gas door de pakking in m/sec.

V_l = snelheid van het vloeistofoppervlak.

P = totale gasdruk in ata.

$\frac{P}{(P-p)_{lm}}$ = correctiefactor voor de drijvende kracht. Deze factor hangt samen met het verdwijnen van het oplosbare gas uit de hoofdstroom van het gas. Als het gehalte aan oplosbaar gas klein is, kunnen wij deze factor verwaarlozen.

$\frac{1}{p^{0,25}}$ = correctiefactor voor de druk. Deze is te verwaarlozen als de druk weinig van 1 ata verschilt.

T_r = 293°K, de temperatuur bij de standaardmetingen.

T_f = temperatuur van de gasfilm in °K.

$\left(\frac{T_r}{T_f}\right)^{0,56}$ = correctiefactor voor de temperatuur. Deze is te verwaarlozen als de temperatuur van de gasfilm kleiner dan 60°C is.

Het totaal benodigde pakkingoppervlak is

$$A = \frac{W \cdot \overline{N_1 - N_2}}{K_{gm} \cdot \Delta p_m}$$

$$K_{gm} \approx k_g$$

Δp_m = de gemiddelde drijvende kracht.

$$\Delta p_1 - \Delta p_2$$

$$\Delta p_1 = (p_g - p_1) \text{ begin}$$

$$p_m = \frac{\Delta p_1}{\ln \frac{\Delta p_1}{\Delta p_2}}$$

$$\Delta p_2 = (p_g - p_1) \text{ eind}$$

Daar zowel water als zwaveltrioxide maar een kleine partiële druk hebben als zij in evenwicht zijn met geconcentreerd zwavelzuur, kunnen wij bij benadering voor

Δp_m nemen:

$$\Delta p_m = \frac{p_g \text{ begin} - p_g \text{ eind}}{\ln \frac{p_g \text{ begin}}{p_g \text{ eind}}}$$

Voor het pakkingoppervlak kunnen wij ook schrijven

$A = SFh$

S = specifieke oppervlak van de pakking per volume-eenheid in m^2/m^3 .

W = oppervlak van de doorstroomende doorsnede van de kolom.

h = hoogte van de pakking.

$$\text{Dus: } h = \frac{W}{k_g \cdot \Delta p_m \cdot SF}$$

Pakkingkeuze.

Er worden gewoonlijk keramische Raschigringen als pakking gebruikt. Er is geen directe beperking voor de vloeistofstroom in de kolom. Wij kiezen daarom een pakking van zodanige grootte dat redelijk grote gassnelheden toelaatbaar zijn.

Hiervoor komen in aanmerking vrij grote ringen. Wij kunnen de ringen los storten in de kolom (III) of regelmatig opstapelen (I en II).

	I	II	III
hoogte ringen	4 inch	3 inch	3 inch
diameter ringen	4 inch	3 inch	3 inch
dikte ringen	3/8 inch	3/8 inch	3/8 inch
gassnelheid in de lege toren in m/sec	1,6 - 2,4	1,1 - 1,5	0,67 - 1,2
hoogte van een transporteenheid	1,80 m	1,13 m	0,80 m
gemiddelde toelaatbare gassnelheid oppervlakteeenheid in $m^3/hr m^2$	7350	4700	3500
N		39	189

Wij zijn geneigd om op grond van de gassnelheid in de lege toren en de hoogte van een transporteenheid pakking III te kiezen. Waar wij moeten ook rekening houden met de economische gassnelheden, zij bepalen de diameter van de toren en dus de materiaalkosten. Als het oppervlak van de doorstroomde doorsnede van de kolom F is geldt $\frac{F \text{ III}}{F \text{ II}} = \frac{4700}{3500} = 1,35$

$$\frac{h \text{ III}}{1,13} = \frac{0,80}{1,13} \quad \frac{\text{Volumepakking III}}{\text{Volumepakking II}} = 1,35 \times \frac{0,80}{1,13} = 0,95$$

De drukval over de pakking is

$$P_v = ZN g_0^2 h$$

$$\frac{P_{v \text{ III}}}{P_{v \text{ II}}} = \frac{1391893500 \cdot 0,80}{89394700 \cdot 1,13} = 1,9$$

$$4,85 \times 0,55 \times 0,71 = 1,9$$

ΔP_v = drukval over de pakking in m ata

Z = constante Z=0,005 voor het kg-m-sec stelsel

N = aantal snelheidseenhedenverlies per eenheid van pakkinghoogte.

ρ = dichtheid van het gas in kg/m³

g_0 = gemiddelde gassnelheid in lege toren in m/sec.

Losgestorte ringen geven een kortere toren met een grotere diameter van weinig kleiner volume. De drukval is echter tweemaal zo groot. Zowel de materiaalkosten als de bedrijfskosten zullen daarom groter zijn.

In verband met het gasvolume nemen wij pakking II voor de luchtdroger en pakking I voor de absorptietoren.

Boven in de kolom plaatsen wij een eenvoudige vloeistofverdelers: een geperforeerde gietijzeren plaat. Voor de

herverdeling van de vloeistof kunnen wij de wijze van pakkingverdeling veranderen. Bij gebruik van losgestorte pakking zijn er geen herverdelers nodig. Daarom nemen we aan de top van de kolom één m losgestorte pakking. De werking hiervan is beter voor regelmatig opgestapelde pakking er wij bereiken tevens een redelijke veiligheidsmarge voor de werking van de kolom.

Berekening van de luchtdroger.

Als pakkingmateriaal nemen we Raschigringen met een hoogte van 3 inch, een diameter van 3 inch en een dikte van 3/8 inch.

De meeste gegevens zijn uit Lit. 8.

De gasstroom is 15,6 kg lucht per seconde met 2% waterdamp of 0,2 kg waterdamp per seconde. Bij 20°C is

$$\rho_g = 1,28 \times \frac{273}{293} = 1,12 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{De gasstroom } G = \frac{15,6}{1,12} = 14 \text{ m}^3 \text{ per seconde.}$$

Hoogste g voor de pakking: $g = 5300 \text{ m}^3/\text{hr m}^2$. *gemiddelde 4700*

Oppervlakte

$$F = \frac{14 \times 3600}{5300} = 9,51 \text{ m}^2$$

$$D = \sqrt{\frac{4F}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 9,51}{3,14}} = 3,5 \text{ m.}$$

De minimum bevochtiginssnelheid is 0,08 m³/hr m. *bevochtiginssnelheid*

$$S = 82 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

$$L = l \times S = 0,1 \times 82 = 8,2 \text{ m}^3/\text{hr m}^2$$

$$\phi = \sqrt{\frac{0g}{1,205}} = \sqrt{\frac{1,12}{1,205}} \quad \phi \cdot \frac{g}{L} = l \times \frac{5300}{8,2} = 646 \quad l = 0,12$$

Wij kunnen deze pakking dus gebruiken want wij zitten boven de minimum bevochtiginssnelheid.

$$W = G \times \frac{2}{100} \times \rho_{rs} = 14 \times \frac{2}{100} \times 0,75 = 756 \text{ kg/hr.}$$

$$\rho_{rs} = 0,75 \text{ kg/m}^3 \text{ voor waterdamp in lucht.}$$

Lucht van 20°C boven geconcentreerd zwavelzuur bevat 0,0027 % waterdamp.

Begin van de toren $p_g = 2\%$ van 1 ata = 20 m ata

Eind van de toren $p_g = 0,0027$ van 1 ata = 0,0027 m ata

$$\Delta p_m = \frac{20 - 0,0027}{\ln \frac{20}{0,0027}} = 3 \text{ m ata} = 3 \times 10^{-3} \text{ ata}$$

$$h = \frac{W}{kg \Delta p_m SF}$$

waarschijnlijk

Oppervlakte

dr-wit

$$V_g = \frac{g}{3600 E} = \frac{5300}{3600 \times 0,66} = 2,39 \text{ m/sec.}$$

Uit fig. VI b1 volgt voor $l=0,1 \text{ m}^3/\text{hr m}$ dat

$$v_1 = 0,064 \text{ m/sec.}$$

$$V = V_g + v_1 = 2,39 + 0,064 = 2,454 \text{ m/sec.}$$

$$k_g = \alpha R_g C_{p_{rs}} v^{0,75} \quad \alpha = 36,1$$

$$R_g = 1,4$$

Voor waterdamp in lucht is $C = 0,70$

$$k_g = 36,1 \times 1,4 \times 0,70 \times 0,75 \times (2,454)^{0,75} = 52 \text{ kg/hrm}^2 \text{ata}$$

$$h = \frac{W}{k_g \Delta p_m SF} = \frac{756}{52 \times 3 \times 10^{-3} \times 82 \times 9,51} = 6,2 \text{ m.}$$

De totale hoogte van de toren wordt 8,2 m. Wij nemen zowel boven als onder de pakking 1 m ruimte.

$$\Delta P_v = 0,085 N \rho g_0^2 h$$

Uit fig. VI b2 volgt voor $l = 0,1 \text{ m}^3/\text{hr m}$

$$N = 12 \text{ per ft.} = 12 \times 3,28 \text{ per m voor pakking II.}$$

Voor geconcentreerd zwavelzuur kunnen wij N met 2 vermenigvuldigen.

$$N = 2 \times 12 \times 3,28 = 82 \text{ per m over 5,2 m}$$

$$N = 60 \text{ per ft} = 60 \times 3,28 \text{ per m voor pakking III}$$

$$N = 2 \times 60 \times 3,28 = 408 \text{ per m over 1 m.}$$

$$\Delta P_v = 0,005 \left\{ 82 \times 5,2 + 408 \times 1 \right\} 1,12 \times \left\{ \frac{5300}{3600} \right\}^2 = 11 \text{ m ata}$$

Berekening van de absorptietoren.

Als pakkingmateriaal gebruiken wij Raschigringen met een diameter van 4 inch, een hoogte van 4 inch en een dikte van 3/8 inch.

De meeste gegevens zijn uit Lit. 8:

De gasstroom is 17,2 kg conversiegas per seconde waarvan 3,8 kg zwaveltrioxide per seconde.

*Met de
gasmelkeit
met goede*

*bered
mit de*

*gloof
melkeit?*

?

*new mit
nodig met
trekbaar
gasmelkeit
is kg per
15 kwh*

*Heer
geen
met
met
met*

$$V_g = \frac{g}{3600E} = \frac{8800}{3600 \times 0,73} = 3,35 \text{ m/sec.}$$

$$V = V_g + V_1 = 3,35 + 0,225 = 3,58 \text{ m/sec.}$$

Het intredende gas bevat 8% zwaveltrioxide.

Begin van de toren : $p_g = 80 \text{ m ata}$

Het uittredende gas bevat 0,05 % zwaveltrioxide.

End van de toren : $p_g = 0,5 \text{ m ata}$

$$\Delta p_m = \frac{80 - 0,5}{\ln \frac{80}{0,5}} = 16 \text{ m ata} = 16 \times 10^{-3} \text{ ata}$$

$$\alpha = 36,1 \quad R_g = 1,4$$

Voor 8% zwaveltrioxide in lucht is $C = 0,67$

en $\rho_{rs} = 3,34 \text{ kg/m}^3$

$$k_g = \alpha R_g C \rho_{rs} V^{0,75} = 36,1 \times 1,4 \times 0,67 \times 3,34 \times (3,58)^{0,75} \times \left(\frac{293}{453} \right)^{0,56}$$

$$k_g = 230 \text{ kg/hr m}^2 \text{ atm}$$

$$h = \frac{W}{k_g \Delta p_m SF} = \frac{3,8 \times 3600}{230 \times 16 \times 10^{-3} \times 62,2 \times 9,12} = 6,6 \text{ m}$$

Zowel boven als onder de pakking nemen wij 1 m ruimte.

De totale hoogte van de pakking wordt 8,6 m.

Uit fig. VI b2 volgt voor $l = 0,64 \text{ m}^3/\text{hr m}$

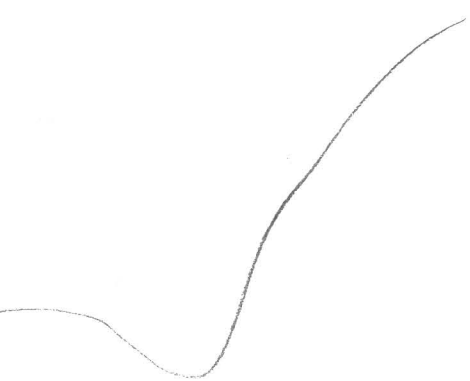
$$N = 7,5 \text{ per ft} = 7,5 \times 3,28 \times 2 = 49 \text{ per m over } 5,6 \text{ m}$$

$$N = 150 \text{ per ft} = 150 \times 3,28 \times 2 = 984 \text{ per m over } 1 \text{ m.}$$

$$\Delta p_v = 0,005 \quad 49 \times 5,6 + 984 \times 1 \quad 0,77 \times \frac{8800}{3600}^2 = 37 \text{ m ata}$$

$$= 37 \times 10^{-3} \text{ ata.}$$

$$k_g = 0,04 \left(\frac{V}{RT} \right) (v_d)$$



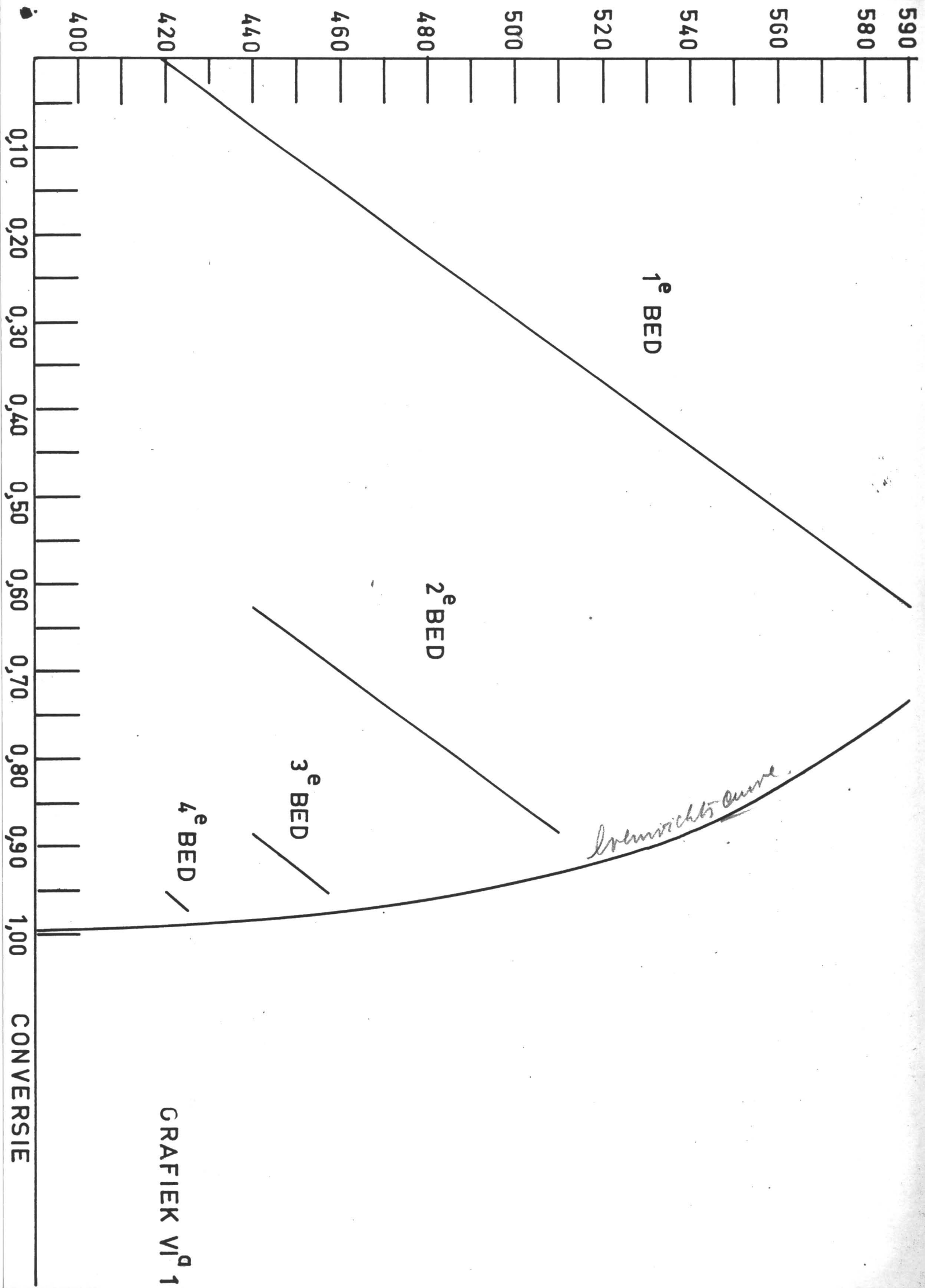
L I T E R A T U U R.

De meeste fysische constanten, verbrandingswarmten etc. werden overgenomen uit:

International Critical Tables Vol. V, VII.

Iandolt-Förnstein, Zahlenwerte und Funktionen Band II Teil 4

1. H. Kramers, Collegedictaat 1961 p.78
2. F.H. Calderbank, Chem. Eng. Prog. 49(1953) p. 585.
3. F. Waeser, Die Schwefelsäurefabrikation Braunschweig 1961. p. 225-249, 264-269, 280-285, 474.
4. Roger's Industrial Chemistry New York 1942 Vol. I p.243, 249,250, 263-269, 273, 377-379.
5. A.F. Holleman, Leerboek der Anorganische Chemie, Groningen 1953. p.256,263, 265.
6. J.S. Doting, H.I. Waterman, Handleiding bij de Studie van het Zwavelzuurbedrijf. Dordrecht 1930. p. 14-17, 21, 206-210.
7. J.H. Perry, Chemical Engineers' Handbook, London 4th Ed.
8. G.A. Morris, H. Jackson, Absorption Towers, London 1953.
9. W.H. Ramm, Absorptionsprozesse in der chemischen Technik Berlin 1953.
10. W.S. Norman, Absorption, Destillation and Cooling Towers London 1961.
11. Uhlmann, Encyklopädie der Technischen Chemie München 1964. Band 15, p. 446 e.v.
12. F.H. Calderbank, J. Applied Chem. 2 (1953) 483
13. M.M. Maxted, Catalysis and Its Industrial Applications, London 1933.

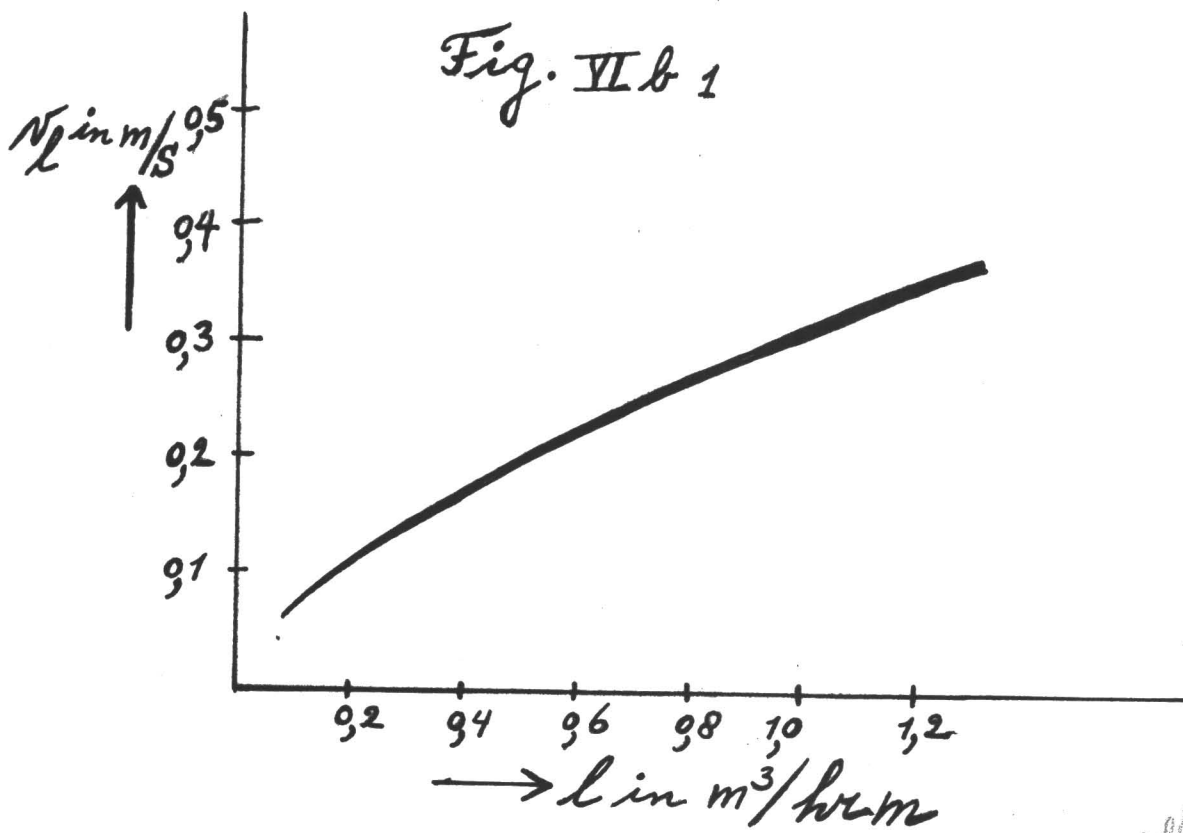


GRAFIEK VI^o 1

CONVERSIE

In evenwichtscurve

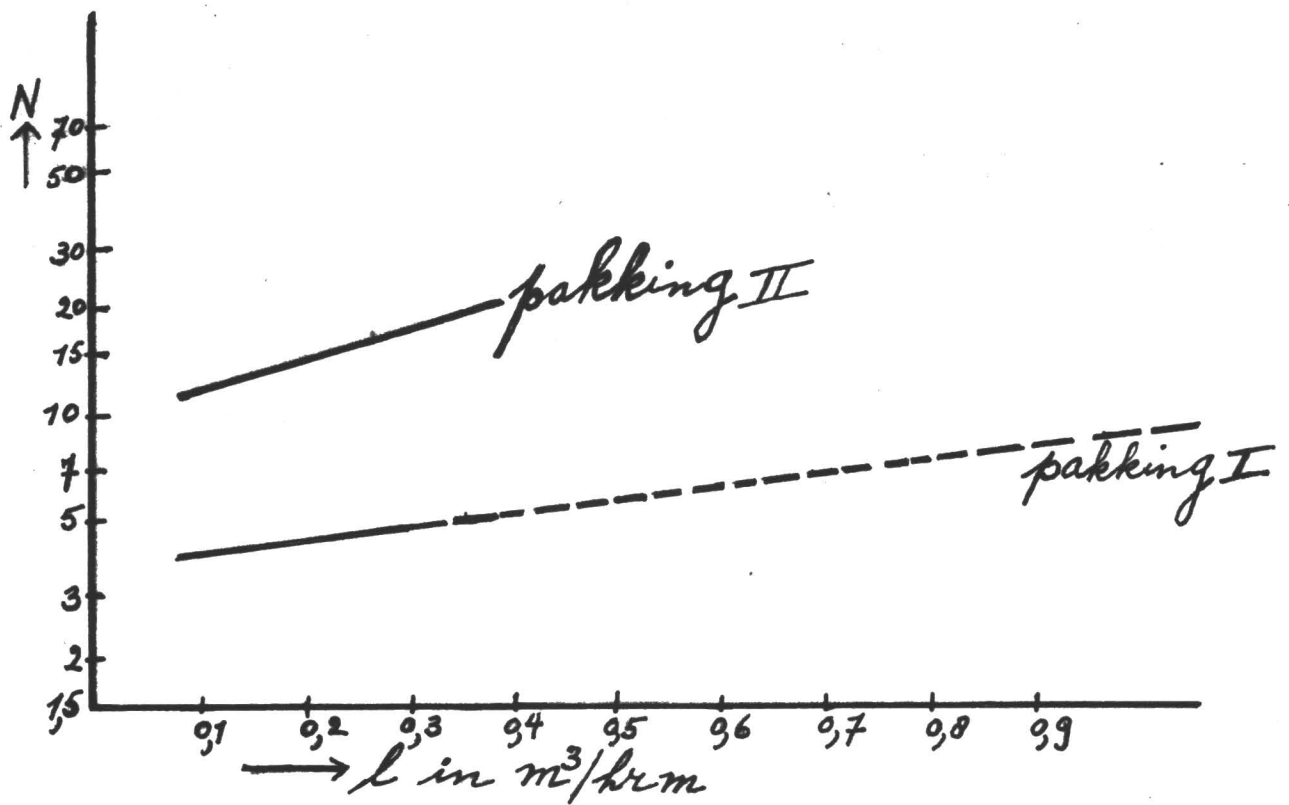
Fig. VI b 1



Uit lit 8 blz. 44

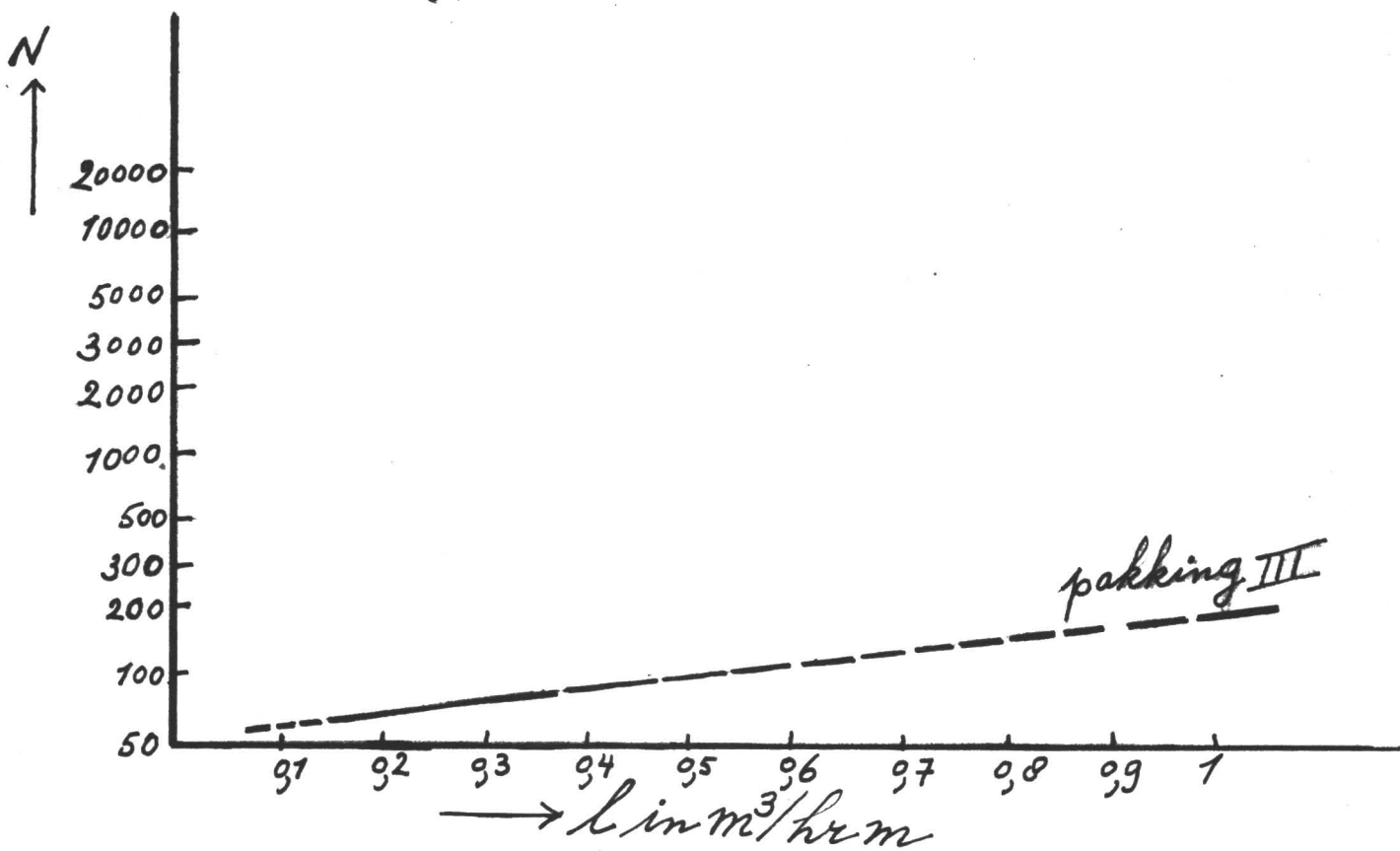
komt uit de literatuur

Fig. VI b 2^a



Mit lit 8 blz. 29.

Fig. VI b 2^b



Mit lit 8 blz. 30.