

I N H O U D

=====

	<u>Pagina:</u>
I Inleiding	1
II Bespreking van de mogelijke methoden	1
A. Het kamerproces	1
B. Het torenproces	2
C. Het contactproces	3
III Bereiding van zwavelzuur volgens het "natte contactproces"	4
IV Berekeningen	8
1) De dagproductie	8
2) Materiaal- en warmtebalansverbran- dingsoven	8
3) Warmtebalans stoomketel	10
4) Materiaal- en warmtebalans convertor	11
5) Materiaal- en warmtebalans condensa- tietoren	14
6) Warmtebalans spiraalkoeler	16
7) Materiaal- en warmtebalans druppel- vanger en Cottrell-precipitator	16
8) Totale materiaalbalans	16
9) Totale warmtebalans	17
10) Berekening van de diameter van de condensatietoren	17
11) Berekening van de diameter van de druppelvanger en de Cottrell	19
V De apparatuur	19
 Litteratuur	 22
 Berekening van een koelinstallatie voor zwavelzuur	 23
Berekening van de stoomketel	29
 Bijlage: Fabricage-schema	

DE FABRICAGE VAN 96%-IG ZWAVELZUUR UIT ZWAVELWATERSTOF
=====

I) Inleiding

Zwavelzuur wordt bereid uit zwavelwaterstof volgens een contactproces. Het karakteristieke van dit contactproces is, dat de bij de verbranding van zwavelwaterstof ontstane waterdamp met het zwaveldioxyde samen over een katalysator wordt gevoerd, en daarna gebruikt wordt voor de vorming van zwavelzuur. Het proces heet dan ook het "natte contactproces".

De benodigde zwavelwaterstof wordt betrokken van een cokes-fabriek en bevat dus als bijmengselen water en kooldioxyde en eventueel cyaanwaterstof.

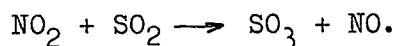
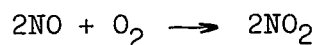
Deze methode is gekozen uit de bestaande mogelijkheden om economische redenen.

II) Bespreking van de mogelijke methoden

Er bestaan drie gangbare methoden om zwavelzuur te bereiden: het lodenkamerproces, het torenproces en het contactproces. Elk dezer methoden zal hier besproken worden. (1), (2)

A) Het kamerproces

In principe komen de reacties, die bij het kamerproces een belangrijke rol spelen, neer op de volgende vergelijkingen:



Deze voorstelling van zaken suggereert, dat de reactie zich voornamelijk in de gasfase afspeelt, doch dit is aan twijfel onderhevig. Dit belet ons echter niet op deze wijze een beeld te hebben van de taak der stikstofoxyden.

Het moeilijkste punt bij dit proces is het op efficiënte wijze terugwinnen der gebruikte stikstofoxyden. Daartoe wordt gebruik gemaakt van de eigenschap, dat deze oxyden geabsorbeerd kunnen worden in koud zwavelzuur van 78% of hogere concentratie. De opgeloste nitreuze dampen kunnen weer uit verdund zwavelzuur worden verwijderd door inwerking van hete gassen.

Een volgens dit procedé werkende fabriek bestaat uit een toren, waar de nitreuze dampen worden geabsorbeerd - de Gay-Lussac-toren; een aantal kamers, waarin de oxydatie plaats heeft van SO_2 tot SO_3 , de reactie van SO_3 met water en de oxydatie van NO tot NO_2 ; en tenslotte een toren, waar het zwavelzuur weer bevrijd wordt van stikstof-oxyden, onder gelijktijdige koeling van het SO_2 - de Glover-toren.

Indien de bereiding van zwavelzuur uit HCN -houdende H_2S volgens dit proces zou plaats hebben, dan zou de fabriek aanzienlijk eenvoudiger kunnen zijn: daar de stikstofoxyden continu met het zwaveldioxyde worden binnengevoerd, zijn de speciale inrichtingen om deze oxyden te binden en weer in vrijheid te stellen, overbodig.

Volstaan kan dus worden met een aantal kamers. Om te voorkomen, dat stikstofoxyden in het gevormde zwavelzuur oplossen, moet de zuurconcentratie laag gehouden worden. Bovendien moet bij de fabriek een inrichting aanwezig zijn om de stikstofoxyden te binden, b.v. een salpeterzuurfabriek, daar grote hoeveelheden van deze oxyden niet zonder schade voor de omliggende landerijen gespreid kunnen worden.

De bezwaren, aan het kamerproces verbonden, zijn de volgende:

- 1) De geringe arbeidsintensiteit, d.w.z. de geringe zwavelzuur productie per m^3 -kamervolume per dag (2 à 3 kg).
- 2) De zeer grote fabrieksgebouwen, die nodig zijn.
- 3) De geringe concentratie van het kamerzuur (65%).

B) Het torenproces (2)

Uit de overweging, dat bij het kamerproces 20% van het zuur in de Glover-toren wordt gemaakt, terwijl de volumeverhouding van een Glover-toren en een kamer 1:50 is, heeft Petersen zijn torenproces ontwikkeld. Bij dit proces worden dezelfde stoffen in dezelfde verhoudingen als bij het kamerproces gebruikt, alleen de ruimte is veel kleiner en de reacties hebben plaats in torens, gevuld met Raschigringen.

Een verbetering van het Petersen-procedé is het Kachkaroff-proces, dat berust op de volgende eigenschap: als SO_2 en O_2 in de moleculaire verhouding $\text{SO}_2 + \frac{1}{2}\text{O}_2$ in ongeveer 82%-ig H_2SO_4 , dat ca. 9-10% stikstofoxyden bevat, worden geleid, dan worden de gasen volkomen geabsorbeerd; bovendien wordt de reactiesnelheid aanzienlijk verhoogd door de temperatuur van

afhankelijk
van
hoeveelheid
 HCN .
als
verlies NO_2
is reeds te veel

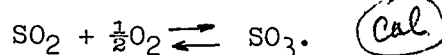
het zuur op 65° C te brengen. Deze gegevens zijn zuiver empirisch - er is nog geen verklaring voor gevonden. De fabriek bestaat uit een aantal met ringen gevulde torens, die soortgelijke functies vervullen als de onder A genoemde onderdelen.

Voor het bereiden van zwavelzuur uit zwavelwaterstof zijn deze processen minder geschikt door de grote hoeveelheid water, die bij de verbranding van H₂S ontstaat, en die de concentratie van het product nadelig beïnvloedt. Zelfs als het SO₂-gas eerst gedroogd zou worden, zou de sterkte van het zuur niet boven 70% komen, tenzij - zoals bij deze processen gebruikelijk schijnt te zijn - het zuur verder geconcentreerd wordt met behulp van de hete verbrandingsgassen.

Het meevoeren van stikstofoxyden met de SO₂-stroom heeft bij het Kachkaroff-proces geen zin. Dit is wel het geval bij het Bagley-Schütt-proces, ook wel het "intensieve" proces genoemd (3). Dit proces is speciaal ontworpen om HCN-bevatend H₂S-gas tot zwavelzuur te verwerken. Het heeft echter met de andere torenprocessen het bezwaar van een te lage zuurconcentratie gemeen.

c) Het contactproces (4) (5)

Terwijl bij het kamer- en torenproces de voor de oxydatie van SO₂ tot SO₃ benodigde zuurstof geleverd werd door een zuurstofoverbrenger: stikstofoxyde, wordt bij het contactproces het SO₂ direct met luchtzuurstof tot SO₃ geoxydeerd. Er is hier sprake van het evenwicht:



Het warmte-effect bij dit evenwicht is van dien aard, dat een lage temperatuur de vorming van SO₃ begunstigt. Beneden 400° C ligt het evenwicht dan ook geheel naar rechts, doch de reactiesnelheid is dan zo klein, dat het evenwicht niet bereikt kan worden. Om nu de reactiesnelheid te vergroten wordt gebruik gemaakt van een katalysator. Bij het SO₂ - SO₃ evenwicht kan platina of vanadiumpentoxyde gebruikt worden; het laatste is het meest gebruikelijk.

De apparatuur voor het contactproces is betrekkelijk eenvoudig: het SO₂ wordt in een convertor door een aantal lagen met katalysator gevoerd - tussen elke laag wordt het gas op een of andere wijze gekoeld en het gevormde SO₃ wordt met water of met zwavelzuur omgezet in H₂SO₄ van gewenste sterkte in een absorptietoren.

Voor dit proces hebben stikstofoxyden geen zin; het is dus economischer de cyaanwaterstof uit het H_2S -gas te verwijderen en elders te verwerken tot geel bloedloogzout e.d.

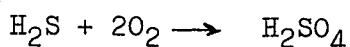
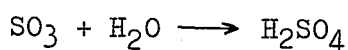
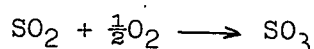
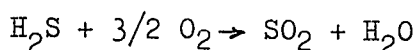
9
bleuen?

Bij veel contactprocessen wordt het voor noodzakelijk gehouden het water, dat bij de verbranding van H_2S ontstaat, zorgvuldig te verwijderen met het oog op een nadelige invloed op de activiteit van de katalysator.

van water
of H_2SO_4 ?

Enige jaren geleden is door het Lurgi-Gesellschaft het "natte contactproces" ontwikkeld, waarbij ervan uitgegaan wordt, dat waterdamp geen nadelige invloed op de katalysator-activiteit heeft zolang de temperatuur boven het dauwpunt ligt, en dat is bij normale convertor-temperaturen altijd wel het geval. (6)

De reactie komt dus neer op de volgende vergelijkingen:



Dit laatste procedé is gekozen, omdat de kostprijs van het geproduceerde zwavelzuur, dat elke concentratie tot 98% kan hebben, 10-20% beneden de prijs van volgens andere processen bereid zwavelzuur ligt. De oorzaken hiervan zijn de volgende:

indie
concentr. > in
planten

omdat gas-
mijning en andere
aanpak oorzaken
criterium?

- 1) Dit proces vereist van alle genoemde processen de minste apparatuur
- 2) Er zijn geen gebouwen nodig - de apparatuur kan in de open lucht opgesteld worden
- 3) De apparatuur neemt slechts weinig ruimte in
- 4) De fabriek kan op eenvoudige wijze door één man worden bediend.

III) Bereiding van zwavelzuur volgens het "natte contact-proces".

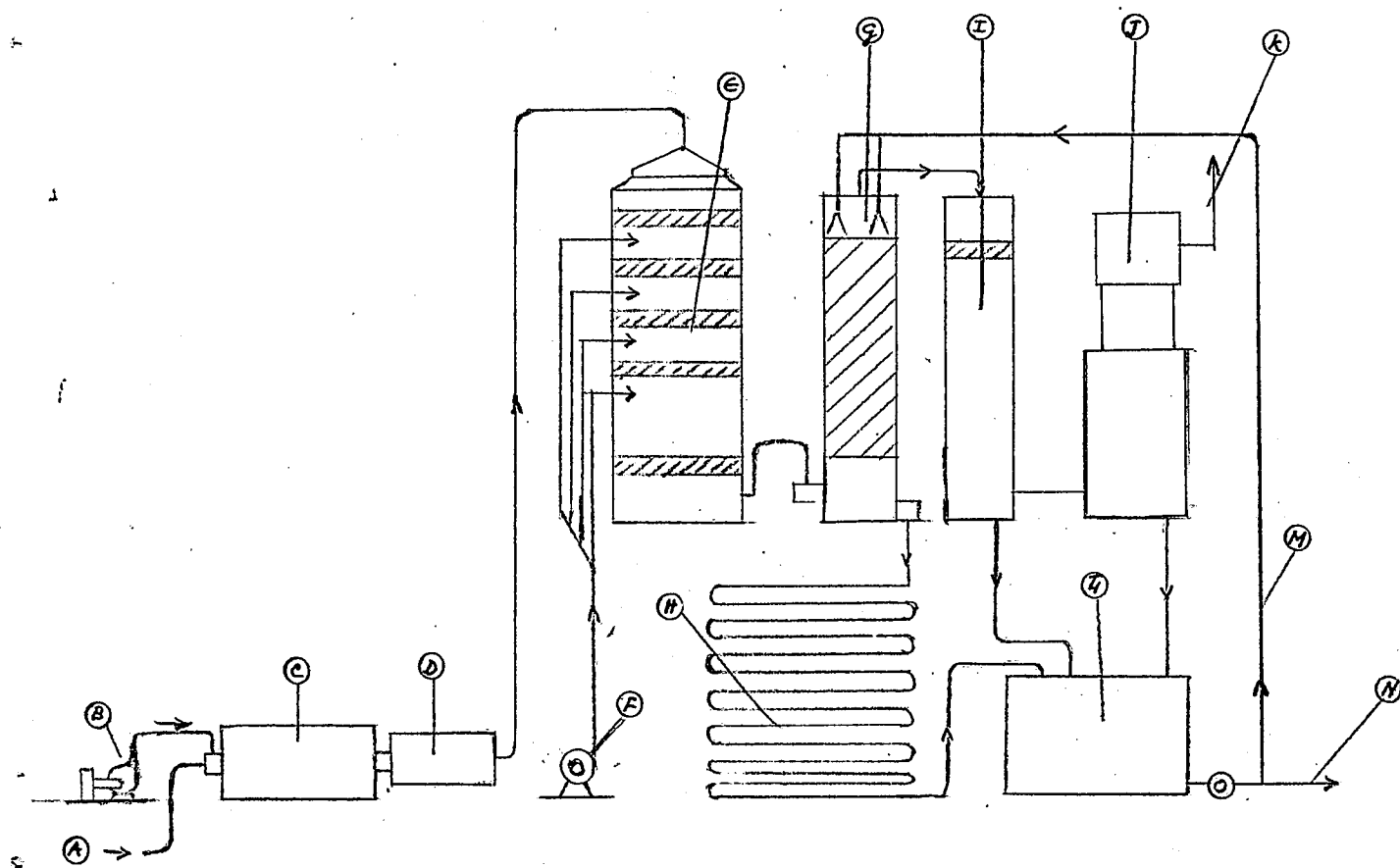
?

hoe?

Uitgangsstof voor dit proces is zwavelwaterstof, afkomstig van een cokesfabriek. Daar de aanwezigheid van cyaanwaterstof in dit proces slechts moeilijkheden biedt, wordt dit gas elders verwijderd, voordat de H_2S -stroom de zwavelzuurfabriek binnentreedt. Op dat ogenblik bestaat het gas voor 80% uit H_2S , daarnaast bevat het CO_2 , terwijl het verzadigd is aan waterdamp.

Zie voor een eenvoudig stroomschema, pagina 5.

Stroomschema



Verklaring der tekens:

- A H_2S -gas
- B luchtventilator voor verbrandingslucht
- C verbrandingsoven
- D stoomketel
- E convertor
- F luchtventilator voor koellucht
- G condensatietoren
- H spiraalkoeler
- I druppelvanger
- J Cottrell-precipitator
- K naar schoorsteen
- L circulatie-tank
- M naar sproeiers in condensatietoren
- N naar voorraadtanks

*voor wie is
die stoom?*

Verbrandingsoven en stoomketel.

Met behulp van ventilatoren of blowers worden lucht en H_2S in de verbrandingsoven gebracht. De branders zijn zo geconstrueerd, dat een innige menging van de gassen plaats heeft. Aangenomen mag worden, dat het H_2S volledig verbrand wordt. De temperatuur in de oven is 1100°C .

Voor volledige oxydatie van H_2S tot H_2SO_4 zijn twee volumina zuurstof of tien volumina lucht per volume H_2S nodig. Dit betekent, dat SO_2 en O_2 in gelijke volumina aanwezig zullen zijn bij het betreden van de convertor, terwijl blijkens de ervaring voor een goede conversie SO_2/O_2 aanvankelijk $2/3$ moet zijn. Om nu te voorkomen, dat het extra benodigde volume lucht mee-verhit en -gekoeld moet worden, zal in de convertor lucht gesuppleerd worden, waardoor een goede conversie verzekerd is en tevens een doelmatige koeling wordt verkregen.

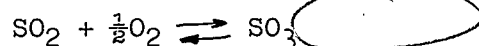
H_2S wordt dus samen met een 10-voudig volume lucht in de verbrandingsoven gebracht en daar volledig verbrand tot SO_2 en H_2O . Het resulterende gas bevat 7,6% SO_2 .

De verbrandingsgassen verlaten de verbrandingskamer bij ca. 1100°C . In een stoomketel worden ze gekoeld, zodat een groot deel van de verbrandingsenergie wordt teruggewonnen in de vorm van oververhitte stoom.

tot?

De Convertor.

Zoals reeds is gezegd, zal een lage temperatuur bij het evenwicht



de vorming van SO_3 begunstigen, terwijl een overmaat zuurstof een soortgelijk effect zal hebben.

De katalysator, V_2O_5 , is beneden 400°C onwerkzaam, zodat als geschikte convertor-temperatuur 410°C is gekozen.

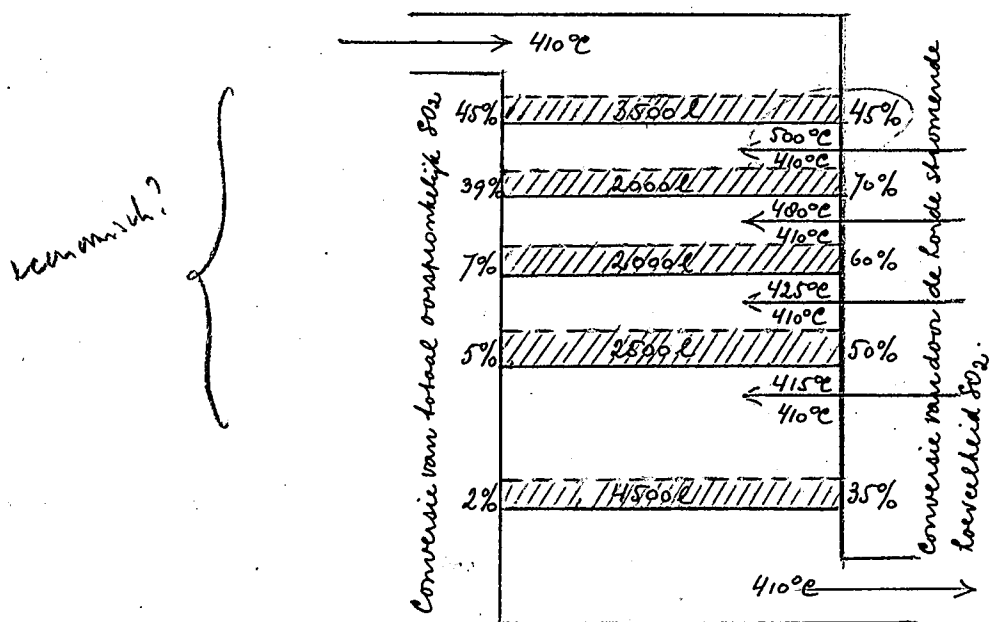
9 In de eerste horde is ~~bijna~~ geen overmaat zuurstof aanwezig, zodat niettegenstaande het hoge SO_2 gehalte en de lage temperatuur slechts 45% wordt omgezet in SO_3 . De temperatuur stijgt daarbij tot ca. 500°C . Door het inbrengen van koude lucht wordt gekoeld tot 410°C , en tevens wordt hierdoor de verhouding SO_2/O_2 gunstiger. In de volgende horde zal daardoor de conversie van SO_2 tot SO_3 hoger zijn: 70%. Weer lucht inblazen, enzovoort.

In totaal zijn er vijf horden of katalysatorbedden. Bij de steeds verdergaande conversie zal de SO_2 -concentratie afnemen, en daar het katalytisch proces een oppervlakte-proces is, zal de benodigde hoeveelheid katalysator voor een gegeven conversie toenemen in de latere trappen van het proces.

Contacttijd?

In de eerste horde is de verhouding van SO_2 en O_2 slecht en het bereikbare evenwicht ligt dus bij een lage conversie. Dit moet goed gemaakt worden door een zo groot mogelijke ~~reactie-~~snelheid, zodat het bereikbare ook zeker bereikt wordt. Hier wordt dus een grote hoeveelheid katalysator gebruikt. In de volgende horden ligt de verhouding gunstiger, zodat de katalysatorbedden minder dik behoeven te zijn. In de vijfde horde is zeer veel katalysator nodig, om van het geringe restant, SO_2 nog zoveel mogelijk om te zetten.

Conversie en temperaturen worden in de figuur aangegeven



De gassen verlaten de converter met een temperatuur van 410°C .
Hoeveel zwaurelzuur wordt in de converter zelf gevormd?
Condensatietoren.

De gassen worden gekoeld en gecondenseerd in een condensatietoren, die in principe een gelijksoortige bouw heeft als een Glovertoren, doch met veel kleinere afmetingen. De toren is gedeeltelijk gevuld met Raschig-ringen. In de top wordt zwavelzuur met dezelfde concentratie als het hier geproduceerde zuur gesproeid; het zuur wordt in spiraalkoelers gekoeld en overgebracht naar een circulatietank.

Het is niet duidelijk wat er precies in deze toren gebeurt. Het kan zijn, dat SO_3 eerst wordt geabsorbeerd door het 96%-ige sproeizwavelzuur, waarna het geconcentreerde zuur wordt verdund met het aanwezige water, of het is mogelijk, dat nieuw gevormd zwavelzuur al is gecondenseerd voordat SO_3 in belangrijke mate geabsorbeerd kan worden. Waarschijnlijk worden beide mogelijkheden gerealiseerd.

Het resultaat is in ieder geval, dat zwavelzuur wordt gevormd, en dat dit product tesamen met de overige gassen wordt gekoeld. Een deel van het zwavelzuur gaat met de schoorsteengassen mee in de vorm van mist. Deze zuur-mist wordt gevangen in de

Druppelvanger,

een toren, waarin op roestvrij stalen gaas enkele lagen glazen kralen liggen, waardoor het grootste deel van de mist wordt weggevangen. De rest, ca. 1,5% van de totale hoeveelheid mist, wordt uit de gassen verwijderd door een Cottrell-installatie.

Mist?

IV) Berekeningen

1) De dagproductie.

Aangenomen wordt, dat de cokesfabriek, die het H_2S -gas levert, een capaciteit heeft van 10.000 ton steenkool per dag. Per ton kolen produceert deze fabriek ca. 350 m^3 gas met een H_2S gehalte van 10 gr/m^3 , dus per ton kolen $3,5 \text{ kg H}_2\text{S}$, of $0,1 \text{ kmol H}_2\text{S}$ of ca. $2,2 \text{ m}^3$ gas. (7)

Het rendement van de H_2S -winning mag gesteld worden op ca. 60%, zodat per ton kolen $1,3 \text{ m}^3 \text{ H}_2\text{S}$ -gas gewonnen wordt. Dit gas be-treedt de zwavelzuurfabriek als 80%-ig H_2S -gas; per ton kolen wordt dus ca. $1,5 \text{ m}^3$ van dit gas geleverd, ofwel 15000 m^3 per dag.

Aannemend, dat het totale rendement van het proces 97% bedraagt, wordt uit 15000 m^3 80%-ig H_2S -gas geproduceerd:

$$0,80 \times 15000 \times \frac{1}{22,4} \times 98 \times 0,97 = \text{ca. } 50 \text{ ton H}_2\text{SO}_4/\text{dag.}$$

is dat veel? 96%?

2) Materiaal- en warmtebalans verbrandingsoven. (8) (9) (10)

Alle berekeningen voor materiaal- en energiebalansen worden gebaseerd op $100 \text{ m}^3 \text{ H}_2\text{S}$ -gas.

capaciteit bedroeg?

$$\text{dan per } \frac{100}{15000} \times 24 \text{ uur} = 16 \text{ minuten?}$$

.....

Wat is dat?

A) Materiaalbalans.

Invoer:

- 1) 100 m³ gas met 80% H₂S, rest CO₂ en H₂O, temp. 10° C,
76 cm Hg-druk, relatieve vochtigheid = 100, dus molaire vochtigheid = 0,012

$100\text{ m}^3 = 100 \times \frac{273}{283} \times \frac{1}{22,4} = 4,3\text{ kmol.}$

$\frac{\text{water}}{\text{droog gas}} = 0,012, \text{ dus}$

$\text{H}_2\text{O} = 0,05\text{ kmol}$

$\text{H}_2\text{S} = 3,45\text{ kmol}$

$\text{CO}_2 = 0,80\text{ kmol.}$

- 2) 1000 m³ lucht, temp. 10° C, 76 cm Hg-druk
relatieve vochtigheid = 80, dus molaire vochtigheid = 0,010
 $1000\text{ m}^3 = 1000 \times \frac{273}{283} \times \frac{1}{22,4} = 43,1\text{ kmol.}$

$\frac{\text{water}}{\text{droog gas}} = 0,010$

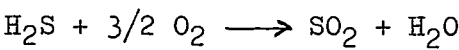
dus H₂O = 0,4 kmol en droge lucht = 42,7 kmol, waarvan
0,21 x 42,7 = 8,95 kmol O₂ en 33,70 kmol N₂.

Totale invoer:

	H ₂ S	O ₂	N ₂	CO ₂	H ₂ O	totaal
kmol	3,45	8,95	33,70	0,80	0,48	47,38
kg	117,3	286,4	943,3	35,2	8,6	1390,8

Uitvoer:

De verbranding is volledig en verloopt volgens de reactie:



Totale uitvoer:

	SO ₂	O ₂	N ₂	CO ₂	H ₂ O	totaal
kmol	3,45	3,77	33,70	0,80	3,93	45,65
kg	220,8	120,6	943,3	35,2	70,7	1390,6

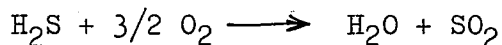
Het SO₂-gehalte in de verbrandingsgassen is 7,6%.

beter verlies = stollen.

B) Warmtebalans.

De verbranding verloopt bij 1100°C.

De reactiewarmte voor de reactie



bedraagt voor 3,4 kmol H_2S :

$$3,4 (57.740 + 69.400 - 5.250) = 420.600 \text{ kcal.}$$

calorische waarde
De warmte-inhoud der verbrandingsgassen bedraagt voor

$$\text{SO}_2: 3,4 \times 11,4 = 39,3 \text{ kcal/}^\circ\text{C}$$

$$\text{O}_2: 3,8 \times 7,4 = 27,9 \text{ "}$$

$$\text{N}_2: 33,7 \times 7,4 = 249,3 \text{ "}$$

$$\text{CO}_2: 0,8 \times 11,4 = 9,1 \text{ "}$$

$$\text{H}_2\text{O}: 3,9 \times 9,4 = 37,0 \text{ "}$$

$$\underline{362,6 \text{ "}}$$

$$\text{dus totale warmte-inhoud: } 362,6 (1100-10) = 392,400 \text{ kcal.}$$

op 10°C ?
beschouwd

in:	verbrandingswarmte:	420.600
uit:	enthalpie gassen: <i>op 10°C = 0 beschouwd!</i>	392.400
	verlies (7%):	28.200

$\Delta S!$

3) Warmtebalans stoomketel.

In de stoomketel worden de gassen gekoeld van 1100°C tot 450°C.

Enthalpie/°C der verbrandingsgassen:

$$\text{SO}_2: 3,4 \times 12,2 = 42,1 \text{ kcal.}$$

$$\text{O}_2: 3,8 \times 7,5 = 28,3 \text{ "}$$

$$\text{N}_2: 33,7 \times 7,5 = 252,7 \text{ "}$$

$$\text{CO}_2: 0,8 \times 12,2 = 9,8 \text{ "}$$

$$\text{H}_2\text{O}: 3,9 \times 10,0 = 39,3 \text{ "}$$

$$\underline{372,2 \text{ "}}$$

$$\text{dus afgestane warmte: } 372,2 (1100 - 450) = 241.900 \text{ kcal.}$$

.....

Verlies in pijpleiding stoomketel-contact
de gassen koelen af van $450^{\circ} - 410^{\circ}\text{C}$
enthalpie/ $^{\circ}\text{C}$ der gassen:

$$\begin{aligned}\text{SO}_2 &: 3,4 \times 11,0 = 38,0 \text{ kcal} \\ \text{O}_2 &: 3,8 \times 7,3 = 27,3 \text{ " } \\ \text{N}_2 &: 33,7 \times 7,3 = 244,6 \text{ " } \\ \text{CO}_2 &: 0,8 \times 11,0 = 8,8 \text{ " } \\ \text{H}_2\text{O} &: 3,9 \times 8,9 = 35,0 \text{ " } \\ & \quad \quad \quad 353,6 \text{ " }\end{aligned}$$

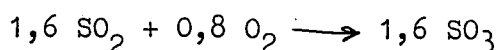
dus verlies: $353,6 (450 - 410) = 14.150 \text{ kcal.}$

afgestane warmte in stoomketel	241.900
verlies in leiding stoomketel-contact:	14.150

4) Materiaal- en warmtebalans convertor.

In de convertor wordt in 5 trappen de SO_2 omgezet in SO_3 .
Tussen de lagen wordt lucht van 10° , 76 cm Hg-druk en re-
latieve vochtigheid = 80 ingeblazen om de temperatuur der
gassen weer op 410°C te brengen.

- a) In de eerste horde wordt 45% van het SO_2 omgezet.
Enthalpie der gassen:



$$\text{SO}_2: 1,9 \times 11,1 = 21,1 \text{ kcal}/^{\circ}\text{C}$$

$$\text{SO}_3: 1,6 \times 11,3 = 17,5 \text{ "}$$

$$\text{O}_2: 3,0 \times 7,3 = 21,9 \text{ "}$$

$$\text{N}_2: 33,7 \times 7,3 = 245,9 \text{ "}$$

$$\text{CO}_2: 0,8 \times 11,1 = 8,9 \text{ "}$$

$$\text{H}_2\text{O}: 3,9 \times 9,0 = 35,4 \text{ "}$$

$$350,7 \text{ "}$$

De verbrandingswarmte bedraagt:

$$1,6 (91.500 - 69.400) = 34.300 \text{ kcal.}$$

De temperatuurstijging is dus $\frac{34.300}{350} = \text{ca. } 100^{\circ}\text{C.}$

leeg?

$$? \frac{1,9}{1,6} + 3,5$$

Wandelen?

De enthalpie van 1 kmol lucht van 10°C, 76 cm en relatieve vochtigheid = 80, bedraagt:

$$\text{O}_2 : 0,20 \times 7,1 = 1,4 \text{ kcal/}^\circ\text{C}$$

$$\text{N}_2 : 0,79 \times 7,1 = 5,6 \text{ "}$$

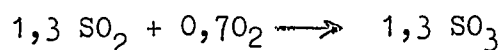
$$\text{H}_2\text{O} : 0,01 \times 8,6 = 0,1 \text{ "}$$

$$\underline{7,1 \text{ "}}$$

Bij opwarmen van 10° tot 410°C wordt door 1 kmol lucht opgenomen: $7,1 \times 400 = 2850 \text{ kcal}$.

Om 34.300 kcal op te nemen zijn dus nodig $\frac{34.300}{2850} = 12,0 \text{ kmolen}$ lucht of $12,0 \times 22,4 \times \frac{283}{273} = 278,7 \text{ m}^3 \text{ lucht}$.

b) In de tweede horde wordt van het restant SO_2 70% omgezet:



Enthalpie der gassen:

$$\text{SO}_2 : 0,6 \times 11,1 = 6,3 \text{ kcal/}^\circ\text{C}$$

$$\text{SO}_3 : 2,9 \times 11,3 = 32,5 \text{ "}$$

$$\text{O}_2 : 4,7 \times 7,3 = 34,6 \text{ "}$$

$$\text{N}_2 : 43,2 \times 7,3 = 315,1 \text{ "}$$

$$\text{CO}_2 : 0,8 \times 11,1 = 8,9 \text{ "}$$

$$\text{H}_2\text{O} : 4,1 \times 9,0 = 36,5 \text{ "}$$

$$\underline{433,9}$$

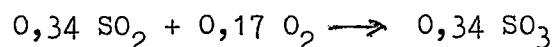
De verbrandingswarmte bedraagt:

$$1,3 \times 22,100 = 29.400 \text{ kcal.}$$

De temperatuurstijging is dus $\frac{29.400}{434}$ is ca. 70°C.

Om deze stijging te niet te doen zijn nodig $\frac{29.400}{2850} = 10,3 \text{ kmolen}$ lucht of 240,0 m³ lucht.

c) In de derde horde wordt van het restant 60% omgezet.



enthalpie der gassen:

$$\text{SO}_2 : 0,2 \times 10,9 = 2,5 \text{ kcal/}^\circ\text{C}$$

$$\text{SO}_3 : 3,2 \times 11,1 = 35,7 \text{ "}$$

$$\text{O}_2 : 6,6 \times 7,3 = 48,4 \text{ "}$$

$$\text{N}_2 : 51,3 \times 7,3 = 374,5 \text{ "}$$

$$\text{CO}_2 : 0,8 \times 10,9 = 8,7 \text{ "}$$

$$\text{H}_2\text{O} : 4,2 \times 8,9 = 40,9 \text{ "}$$

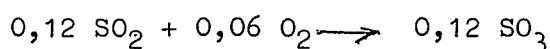
$$\underline{511,7 \text{ "}}$$

De verbrandingswarmte bedraagt $0,34 \times 22.100 = 7500$ kcal.

De temperatuurstijging is dus $\frac{7500}{511} = \text{ca. } 15^{\circ}\text{C}$.

Om deze warmte op te nemen zijn nodig $\frac{7500}{2850} = 2,6$ kmolen lucht of $60,4 \text{ m}^3$ lucht.

d) In de vierde horde wordt van het restant 50% omgezet.



warmte-inhoud der gassen:

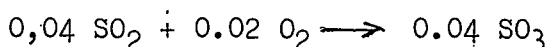
$$\begin{array}{rcl} \text{SO}_2: & 0,1 \times 10,9 & = 1,1 \text{ kcal}/^{\circ}\text{C} \\ \text{SO}_3: & 3,3 \times 11,1 & = 37.1 \text{ " } \\ \text{O}_2: & 7.1 \times 7.3 & = 51.8 \text{ " } \\ \text{N}_2: & 53.4 \times 7.3 & = 389.5 \text{ " } \\ \text{CO}_2: & 0.8 \times 10.9 & = 8.7 \text{ " } \\ \text{H}_2\text{O}: & 4.2 \times 8.9 & = 37.2 \text{ " } \\ & & \underline{\hspace{1cm}} \\ & & 525.4 \text{ " } \end{array}$$

De verbrandingswarmte is $0.12 \times 22.100 = 2650$ kcal.

De temperatuurstijging is dus $\frac{2650}{525.4} = \text{ca. } 5^{\circ}\text{C}$.

Voor koeling is nodig $\frac{2650}{2850} = 0.9$ kmol of 21 m^3 lucht.

e) In de laatste horde wordt van het restant 35% omgezet



warmte-inhoud der gassen:

$$\begin{array}{rcl} \text{SO}_2: & 0.07 \times 10.9 & = 0.8 \text{ kcal}/^{\circ}\text{C} \\ \text{SO}_3: & 3.4 \times 11.0 & = 37.2 \text{ " } \\ \text{O}_2: & 7.3 \times 7.3 & = 52.6 \text{ " } \\ \text{N}_2: & 54.1 \times 7.3 & = 391.9 \text{ " } \\ \text{CO}_2: & 0.8 \times 10.9 & = 8.7 \text{ " } \\ \text{H}_2\text{O}: & 4.2 \times 8.9 & = 37.1 \text{ " } \\ & & \underline{\hspace{1cm}} \\ & & 528.3 \text{ " } \end{array}$$

De reactiewarmte is: $0.054 \times 22.100 = 884$ kcal.

Dit komt overeen met een temperatuurstijging $= \frac{890}{528} = \text{ca. } 1.7^{\circ}\text{C}$.

Deze warmte wordt verloren in de pijpleiding tussen convertor en condensatietoren:

	SO ₂	SO ₃	O ₂	N ₂	CO ₂	H ₂ O	totaal
invoer in kmol	3.45	-	3.77	33.70	0,80	3,93	45,65
suppletie in kmol	-	-	5.36	20.37	-	0.26	25.99
totale invoer in kmol	3.45	-	9.13	54.06	0.80	4.19	71.54
totale invoer in kg	220.8	-	192.1	1508.3	35,2	75.4	2131.8
totale uitvoer in kmol	0.07	3.38	7.25	54.07	0.80	4.19	69.75
totale uitvoer in kg	4.5	270.4	232.0	1513.7	35.2	75.4	2131.2

Warmtebalans convertor

In Reactiewarmte: 74.700 kcal

Uit Enthalpietoename
gesuppleerde lucht 73.500
verlies in leiding 900
enthalpieverschil
SO₃/SO₂ 200 74.600 kcal

5) Materiaal- en warmtebalans condensatietoren.

Bij 410°C worden ingevoerd:

SO ₂	SO ₃	N ₂	CO ₂	H ₂ O	O ₂	
0,07	3,4	54,1	8,8	4,2	7,3	kmol

Door sproeien van koelzuur van 32°C vanuit de top van de toren wordt zwavelzuur gecondenseerd en afgevoerd bij 72°C en de overblijvende gassen worden gekoeld tot 40°C en afgevoerd naar de druppelvanger. Onder deze laatste gassen wordt ook de zuur-mist gerekend, die in de druppelvanger en Cottrell-precipitator verdicht wordt tot zwavelzuur. Uit praktijkgegevens, omgerekend voor ons geval, blijkt, dat 1.7 kmol H₂SO₄ de toren verlaat als zuur-mist.

Waarom?

Rit?

Terwille van een eenvoudige berekening stellen we de gang van zaken voor als volgt:

- a) SO_3 en H_2O worden gekoeld van 410°C tot 25°C .
- b) verbonden tot H_2SO_4 (L)
- c) H_2SO_4 wordt verdund met water en
- d) opgewarmd tot 72°C , bij welke temperatuur het zuur de toren verlaat.

Bovendien worden e) de schoorsteengassen gekoeld tot 40°C .

- a) Het afkoelen van SO_3 en H_2O tot 25°C

$$\text{enthalpie: } \text{SO}_3 : 3,38 \times 9,9 = 33,5 \text{ kcal}/^\circ\text{C}$$

$$\text{H}_2\text{O} : 4,19 \times 8,6 = 36,0 \quad "$$

$$\underline{69,5}$$

$$\text{vrijkomende warmte} = 69,5 (410 - 25) = 26,760$$

- b) reactiewarmte $\text{H}_2\text{O} + \text{SO}_3 \longrightarrow \text{H}_2\text{SO}_4 + Q$

$$Q = 3,38 (193.690 - 94.390 - 57.780) = \underline{140.340 \text{ kcal.}}$$

- c) verdunningswarmte:

3,4 kmol H_2SO_4 wordt verdund met 0,8 kmol. water en vormt 3,4 kmol. 96%-ig zwavelzuur.

$$\text{De warmte, die hierbij vrij komt} = 3,4 \times 2065 = 720 \text{ kcal.}$$

- d) opwarmen van 3,38 kmol. 96%-ig H_2SO_4 van 25° tot 72°C

$$3,38 \times 101,9 \times 0,355 \times (72 - 25) = 5750 \text{ kcal.}$$

- e) het afkoelen der schoorsteengassen van 410°C tot 40°C

benevens het koelen van 1,7 kmol. 96%-ig zuur van 72° tot 40°C

$$\text{enthalpie: } \text{SO}_2 : 0,07 \times 10,1 = 0,7 \text{ kcal}/^\circ\text{C}$$

$$\text{N}_2 : 54,1 \times 7,2 = 389,2 \quad "$$

$$\text{CO}_2 : 0,8 \times 10,1 = 8,1 \quad "$$

$$\text{O}_2 : 7,3 \times 7,2 = 52,2 \quad "$$

$$\underline{450,2} \quad "$$

Vrijkomende warmte bij afkoeling:

$$450,2 (410 - 40) + 1,7 \times 101,9 \times 0,36 (72 - 40) = 168.570 \text{ kcal.}$$

In totaal moeten dus door het koelzuur opgenomen worden:

$$26.700 + 140.340 + 7.020 - 5.750 + 168.570 = 336.900 \text{ kcal.}$$

.....

Enthalpie van 1 kg koelzuur is $0,355 \times 101,9 (72 - 32) = 1447 \text{ kcal}$

Voor koeling en condensatie is dus nodig:

$$\frac{336.900}{1447} = 232,8 \text{ kmol. } 96\%-ig \text{ H}_2\text{SO}_4 = 23,7 \text{ ton} = 13,2 \text{ m}^3.$$

6) Warmtebalans spiraalkoeler.

In de spiraalkoelers moeten $234,5 \text{ kmol. } 96\%-ig \text{ H}_2\text{SO}_4$ gekoeld worden van 72°C tot 32°C door water van 10°C , dat daardoor in temperatuur stijgt tot 30°C .

Afgevoerd moet worden:

$$234,5 \times 0,355 \times 101,9 \times (72 - 32) = 339.320 \text{ kcal.}$$

$$1 \text{ kg water neemt op } 1 \times (30 - 10) = 20 \text{ kcal.}$$

$$\text{Voor koeling is dus nodig } \frac{339.320}{20} = 17.000 \text{ kg water of } 17 \text{ m}^3.$$

7) Materiaal- en warmtebalans druppelvanger en Cottrell-precipitator.

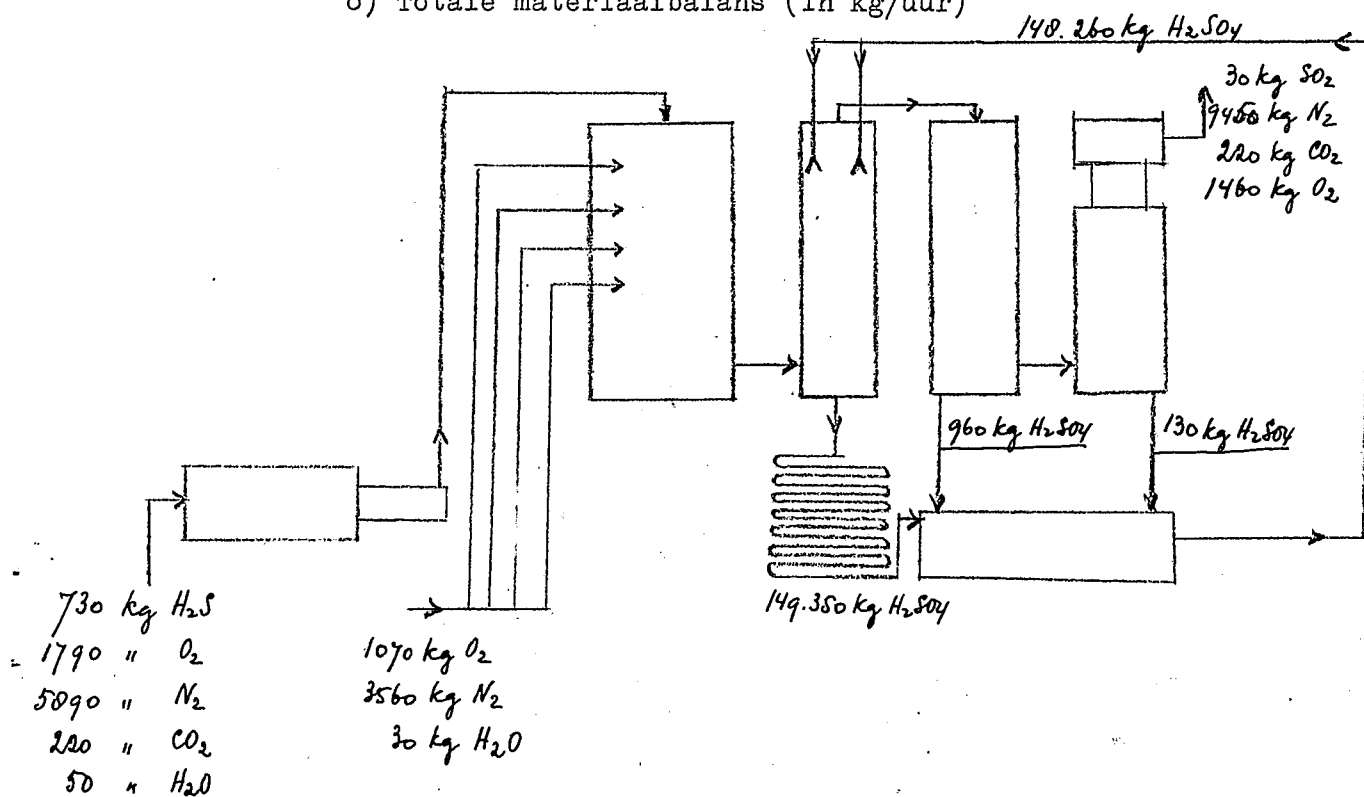
In de druppelvanger en de Cottrell-precipitator worden de gassen bevrijd van de zuur-mist, die als $96\%-ig$ zwavelzuur wordt afgevoerd naar de circulatiebank. In deze apparaten koelt het zuur verder af tot 32°C .

$$\text{Afvoer druppelvanger: } 1,5 \text{ kmol } 96\%-ig \text{ H}_2\text{SO}_4 = 152,9 \text{ kg.}$$

$$\text{Afvoer Cottrell: } 0,2 \text{ kmol zuur} = 20,4 \text{ kg.}$$

$$\text{Vrijkomende warmte: } 1,7 \times 0,34 \times 101,9 \times (40 - 32) = 470 \text{ kcal.}$$

8) Totale materiaalbalans (in kg/uur)



9) Totale warmtebalans (in 10^3 .kg cal/uur)In:

verbrandingswarmte H_2S	2.630
reactiewarmte $SO_2 \rightarrow SO_3$	470
vormings- en oploswarmte H_2SO_4	920
	4.020

Uit:

stralingsverlies in oven	190
afgegeven in stoomketel	1.510
verlies in pijp ketel-contact	90
verlies in pijp contact-condensatietoren	6
afgegeven in spiraalkoeler	2.120
verlies in druppelvanger en Cottrell	3
enthalpie schoorsteengas	85
enthalpie productiezuur	16
	4.020

10) Berekening van de diameter van de condensatietoren.

In de condensatietoren wordt ingevoerd bij $410^\circ C$:

SO_2	SO_3	N_2	CO_2	H_2O	O_2	
0,07	3,4	54,1	0,8	4,2	7,3	<i>Kmol?</i>

Voor de diameter van de kolom is de gassnelheid, waarbij de vloeistof wordt meegesleept, de z.g. "flooding"-snelheid, bepalend.

Sherwood e.a. geven een grafiek, waarin

$$\frac{\bar{L}}{G} \sqrt{\frac{\rho_l}{\rho_g}} \text{ is uitgezet tegen } \frac{v^2}{g} \left(\frac{a}{x^3} \right) \frac{\rho_g}{\rho_l} \cdot \mu^{0,2} \quad (11)$$

Hierin is:

v = de snelheid, waarbij flooding optreedt

$\bar{L}$ = de vloeistofbelasting lb (hr) (sq.ft.)

G = de gasbelasting lb (hr) (sq.ft.)

ρ_g en ρ_l resp. de dichtheid van gas en vloeistof in lb/cu.ft.

g = de versnelling van de zwaartekracht in $\frac{(lb.mass.)(ft.)}{(lb.force)(sec.^2)}$

μ = de viscositeit in c.p.

$\frac{a}{x^3}$ = de maat voor de porositeit van de pakking als functie van het oppervlak.

Bij het bepalen van de constanten in de formules worden de ongunstigste omstandigheden gekozen, d.i. onder in de kolom, waar de gassnelheid het grootst is, en waar ook de maximale hoeveelheid vloeistof naar beneden stroomt.

De totale 69,9 kmol gas, die ingevoerd worden, hebben een volume van $69,9 \times 22,4 \times \frac{683}{273} = 3917,3 \text{ m}^3$, en een gewicht van 2145,7 kg.

De dichtheid van het gas is dus $\frac{2145,7}{3917,3} = 0,55 \text{ kg/m}^3$.

De dichtheid van 96%-ig zwavelzuur is 1800 kg/m^3 , en de hoeveelheid vloeistof onder in de toren is 23.895 kg.

$$\frac{L}{G} = \frac{23895}{2145,7}$$

Wij vinden voor $\frac{L}{G} \sqrt{\frac{\rho_g}{\rho_l}} = 0,195$

Uit de grafiek volgt dan:

Maximaal!

$$\frac{v^2}{g} \left(\frac{a}{x^3} \right) \frac{\rho_g}{\rho_l} \cdot \mu^{0,2} = 0,075$$

Hierin is

$$g = 32,2$$

$$\frac{a}{x^3} = 185 \text{ (voor 1-inch Raschig-ringen)}$$

$$\mu = 6,1$$

We krijgen dan:

$$v^2 = \frac{0,075 \times 32,2}{185 \times 3,05 \cdot 10^{-4} \times 1,43} = 29,8$$

dus $v = 5,46 \text{ ft/sec.} = 1,66 \text{ m/sec.}$

per uur stroomt $6,25 \times 3917,3 \text{ m}^3$ gas door de toren

dit is per seconde $\frac{6,25 \times 3917,3}{3600} = 6,8 \text{ m}^3/\text{sec.}$

Veiligheidshalve blijven we 40% onder de flooding-snelheid, d.i. 1 m/sec.

$$\text{oppervlak} = \frac{6,8}{1} = 6,8 \text{ m}^2$$

$$\text{diameter} = \sqrt{\frac{4 \times 6,8}{3,14}} = 3 \text{ m.}$$

De diameter van de condensatietoren is 3 m.

11) Berekening van de diameter van de druppelvanger en de Cottrell

Pit?

De gassnelheid in de druppelvanger moet veiligheidshalve liggen tussen 1 m/sec. en 1,5 m/sec. De temperatuur is 40°C. Als we de zuur-mist beschouwen als een damp, dan is de gas-doorvoer in de toren: 400 kmol/uur, ofwel per seconde:

$$\frac{400}{3600} \times 22,4 \times \frac{313}{273} = 2,9 \text{ m}^3.$$

De diameter d kan dan berekend worden uit:

$$\frac{\pi d^2}{4} = \frac{2,9}{1,2}$$

Hieruit volgt, dat de diameter d = 1,80 m.

Blijkens bedrijfsopgaven zijn de beste condities voor de Cottrell: een gassnelheid van 1,5 m/sec. en een verblijftijd van het gas in de precipitator van 4 sec.

De gasstroom door de Cottrell is 390,6 kmol/uur of

$$\frac{390,6}{3600} \times 22,4 \times \frac{313}{273} = 2,8 \text{ m}^3/\text{sec}.$$

Voor een snelheid van 1,5 m/sec. is een doorsnede $\frac{2,8}{1,5} = 1,86 \text{ m}^2$ nodig. Voor een verblijftijd van 4 sec. is een volume $4 \times 2,8 = 11,2 \text{ m}^3$ nodig.

De afmetingen van de Cottrell-precipitator zijn dus

$$6 \times 1,35 \times 1,35.$$

IV) De apparatuur.

Het van een cokesfabriek afkomstige H₂S-gas wordt in de verbrandingsoven gebracht via een Roots-blower, die een capaciteit heeft van 700 m³/uur. De blower is vervaardigd van het tegen H₂S bestendige "Alcumite", dat ca. 90% Cu, 9% Al en 1% Fe bevat.

Lucht wordt aangezogen door een ventilator met een capaciteit van 12000 m³/uur. Hierdoor worden de verbrandingsoven en de convertor bediend. Een tweede ventilator is achter de Cottrell geplaatst en handhaaft voldoende onderdruk in de apparatuur.

Zowel van de Roots-blower als van de beide luchtventilatoren zijn reserve-exemplaren aanwezig, zodat bij uitvallen van een der apparaten onmiddellijk op een andere overgeschakeld kan worden.

is dat nodig?

De verbrandingsoven is voorzien van twee branders. De

oven kan op temperatuur gebracht worden met cokes-ovengas, waarvoor een aanvoerleiding aanwezig is.

De binnenbekleding van de oven is van vuurvaste steen, bedekt met een laag Plibrico.

De stoomketel is verticaal gebouwd naast de verbrandingsoven. De verbrandingsgassen, die de oven verlaten veranderen 180° van richting en doorlopen de stoomketel van boven naar beneden. Deze wijze van opstellen is noodzakelijk om zoveel mogelijk de warmtestraling op de kop van de ketel tegen te gaan. Om dezelfde reden is de kop van de ketel beschermd met een laag isolatiemateriaal. De pijpen zijn vervaardigd van constructiestaal (C-gehalte tot 0,5%). Er is een reserve stoomketel aanwezig.

H₂SO₄?
151-7201
8504
16% Si

De converter is vervaardigd van constructiestaal. De katalysator ligt op gietijzeren roosters, die door kleine kolommen gesteund worden.

De afmetingen van de converter berusten op praktijkgegevens. De luchtinvoerleidingen zijn voorzien van meetflenzen. Teneinde de convertortemperatuur boven 400°C te houden gedurende perioden, dat de fabriek stil ligt, is een met cokes-ovengas gestookte oven via een pijpleiding op de converter aangesloten, zodat de verbrandingsgassen de katalysator op voldoende hoge temperatuur kunnen houden. Op deze wijze kan geen vocht in de converter condenseren.

De condensatietoren heeft een mantel van constructiestaal en een binnenbekleding van zuurvaste steen.

Op een gietijzeren rooster liggen Raschig-ringen. Voor een goede gasverdeling zijn de onderste drie lagen gestapeld van 6-inch ringen. De rest van de 5½ m pakkinglaag is gevuld met 1-inch ringen. De hoogte van deze laag berust op praktijkgegevens.

Het koel-zuur wordt in de toren versproeid via drie cirkelvormige concentrische geperforeerde buizen.

.....

De druppelvanger is vervaardigd van constructiestaal. *Waarom?*

In de toren zijn op een roestvrij-stalen gaas enkele lagen glazen kralen aangebracht (ca. 5 cm hoog). De druppelvanger is veiligheidshalve voorzien van een schoorsteen met zuurslot.

Waarom? De Cottrell-precipitator is vervaardigd van constructiestaal. De daarin aangebrachte draden en platen zijn van roestvrij-staal. De diameter van de draad is 3 mm, de afstand van draad tot ^{de} platen 10 à 12 cm en de gezamenlijke lengte der draden is 16 km. De Cottrell is voorzien van een schoorsteen.

De spiraalkoeler is vervaardigd van constructiestaal.

De circulatietank is vervaardigd van constructiestaal.

Vanuit deze tank wordt met behulp van twee pakkingloze zuurpompen, die in het zuur opgehangen zijn, zwavelzuur verpompt naar de voorraadtanks en naar de sproei-installatie in de condensatietoren.

Er is een reserve-tank, voorzien van twee pompen, aanwezig.

De zuurpompen zijn vervaardigd van gietijzer.

Afmetingen en hoeveelheden, waarvoor geen berekening is gegeven, of waarbij vermeld is, dat ze op praktijkgegevens berusten, zijn afkomstig van CHEMIEBAU, Dr. A. Zieren, GmbH, Nieder-Marsberg in Westfalen, en van de Albatros Superfosfaatfabrieken te Pernis.

Delft, December 1955.

=====

LITTERATUUR

- 1) D.A. Kusnezow Die Herstellung der Schwefelsäure
(Leipzig, 1953)
- 2) F. Heppenstall, Trans. Inst. Chem. Engrs, 31 (1953)
G.C. Lowrison 389 e.v.
- 3) Coke and Gas, ^{band?} 1953, 32-33
- 4) V.F. Gloag, Trans. Inst. Chem. Engrs. 21 (1943),
R.J. Barritt 30 e.v.
- 5) R. Werner Mitt. des Chem. Forsch. Inst. der
Wirtschaft Oesterr. 7 (1953), 41-45
- 6) H. Hollings The Gas World, 1952, 589.
- 7) F. Muhlert Der Kohlenschwefel. (Halle, 1930).
- 8) O.A. Hougen, Industrial Chemical Calculations
K.M. Watson (2nd ed., New York, 1936).
- 9) J.H. Perry Chemical Engineers Handbook
(3rd ed., New York, 1950).
- 10) C.D. Hodgman Handbook of Chemistry and Physics
(34th ed., 1952).
- 11) G.G. Brown Unit Operations, pag. 362. 10 d. v. l.
(New York, 1951).

=====

BEREKENING VAN EEN KOELINSTALLATIE VOOR ZWAVELZUUR

door H.M. Urbanus.

Voor de koeling van het uit de condensatietoren stromende zwavelzuur wordt gebruik gemaakt van een apparatuur, die sterk gelijk op een gewone spiraalkoeler, en die daar ook in werking niet wezenlijk van verschilt. Bij de gebruikte apparatuur hebben de windingen als projectie een rechtehoek in plaats van een cirkel, zoals bij een gewone spiraalkoeler het geval is. Deze vorm is gekozen om de eenvoudige constructie: er kunnen rechte pijpen gebruikt worden, waaraan bochten gelast zijn.

De pijpen worden vervaardigd van constructiestaal, de inwendige diameter van de pijp is 100 mm, de uitwendige 110 mm. Eén winding is, met bochten en al, 8 m lang. Over de pijpen wordt water van 10°C gesproeid. Het zwavelzuur betreedt de toren onderin bij 72°C en verlaat de toren bovenaan bij 32° . De temperatuur van het koelwater stijgt bij het stromen over de pijpen tot 30°C .

De af te voeren hoeveelheid warmte is 2.120.000 kcal/uur. Het koelmiddel wordt 20° opgewarmd, dus in totaal is voor koeling nodig

$$\frac{2.120.000}{20} = 106.000 \text{ kg water/uur.}$$

Aannemend, dat de koeling van de totale hoeveelheid zuur in zes torens kan geschieden, dan is er per toren nodig $18 \text{ m}^3/\text{uur}$ of 39.684 lbs/hr.

Mc. Adams, Drew en Bays (1) geven een benaderingsformule voor de warmte-overdrachtscoefficient voor water, dat over horizontale buizen stroomt, gebaseerd op het rekenkundig gemiddelde van de temperatuursverschillen,

$$\alpha_w = 150 \left(\frac{I}{Du} \right)^{1/3}$$

waarin:

I = hoeveelheid water, die over de pijp stroomt in $\text{lbs}/(\text{hr.})$ (ft. bevochtigd oppervlak, gemeten in een vlak loodrecht op de waterstroom)

$$\# \text{ hoeveelheid water, die over de pijp stroomt in } \\ = \frac{\text{lbs/ (hr) (pijp)}}{2 \times \text{de lengte van de pijp}}$$

D_u = buitendiameter van de pijp in ft.

Een winding is 8 m = 26,25 ft.

$$D_u = 0,11 \text{ m} = 0,36 \text{ ft.}$$

$$\alpha_w = 150 \left(\frac{39.684}{2 \times 26,25 \times 0,36} \right)^{1/3} = 1922 \text{ B.T.U./ (hr.)} \\ (\text{Sq.ft.}) (^{\circ}\text{F})$$

$$= 1922 \times 4,88 = 9380 \text{ kcal/uur cm}^2 \text{ } ^{\circ}\text{C.}$$

Hieruit kan nu de // overdrachtscoëfficiënt // voor water en de wand samen berekend worden volgens:

$$U = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_w} + \frac{1}{2\lambda/D_u - D_i} \times \frac{D_u + D_i}{2 D_u}}$$

λ constructiestaal = 43.

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{9380} + \frac{1}{\frac{43 \times 2}{0,01} \times \frac{0,21}{0,22}}$$

$$U = 4377 \text{ kcal/hr.m}^2 \text{ } ^{\circ}\text{C.}$$

Voor de warmtestroom van de buis naar het koelwater per eenheid van buislengte geldt:

$$\Phi_w = \alpha_w \times (T_1 - T_w) \times \pi \times D_u \dots \dots \dots -1-$$

De warmtestroom door de buiswand per lengte-eenheid is

$$\Phi_w = \frac{2\pi \times \lambda_s (T_2 - T_1)}{\ln \frac{D_u}{D_i}}$$

Als $\frac{D_u}{D_i} < 2$, dan mag hiervoor geschreven worden:

$$\Phi_w = \frac{\lambda}{\frac{D_u - D_i}{2}} \times (T_2 - T_1) \times \pi \times \frac{D_u + D_i}{2} \dots \dots \dots -2-$$

De fout, die hierdoor gemaakt wordt is kleiner dan 4%.
De warmtestroom van het zwavelzuur naar de pijpwand is .
per lengte-eenheid:

$$\Phi_w = \alpha_{zw} \times (T_{2w} - T_2) \times \lambda \times D_i \dots \dots \dots -3-$$

Gemakshalve combineren we formules -1- en -2- tot:

$$\Phi_w = U \times (T_2 - T_{wi}) \times \lambda \times D_u \dots \dots \dots -4-$$

Verklaring der symbolen:

- Φ_w = warmtestroom in kcal/uur door de eenheid van pijplengte
 α_w = warmte-overdrachtscoëfficiënt tussen koelwater en pijp
 T_{wi} = intrede temperatuur van het koelwater = 10°C
 T_i = temperatuur van de buitenwand van de pijp
 T_2 = temperatuur van de binnenwand van de pijp
 D_u = uitwendige diameter van de buis = 0,11 m
 D_i = inwendige diameter van de buis = 0,10 m
 λ_s = warmtegeleidingsvermogen van staal = 43 kcal/m °C uur
 T_{2w} = uittreettemperatuur van het zuur = 32°C
 α_{zw} = warmte-overdrachtscoëfficiënt tussen het zwavelzuur en de pijp.

α_{zw} wordt berekend uit:

Turbulent of laminar?

$$\frac{\alpha_{zw} D_i}{\lambda} = 0,027 \left(\frac{\rho v D_i}{\eta} \right)^{0,8} \left(\frac{c_p \eta}{\lambda} \right)^{1/3} \left(\frac{\eta}{\eta_w} \right)^{0,14} \dots \dots -5-$$

waarin:

(2) (3)

- λ = warmtegeleidingscoëfficiënt van zwavelzuur
 32° : 0,32 kcal/uur m² °C/m
 72° : 0,27 "

- ρ = dichtheid van zwavelzuur
 32° : 1830 kg/m³
 72° : 1800 "

- v = snelheid van de vloeistofstroom in de buis
 32° : 0,48 m/sec.
 72° : 0,49 m/sec.

$$C_p = \text{soortelijke warmte van zwavelzuur}$$

$$32^\circ : 0,35 \text{ kcal}/^\circ\text{C kg}$$

$$72^\circ : 0,37 \quad "$$

$$\eta = \text{viscositeit van zwavelzuur}$$

$$32^\circ : 19 \times 10^{-3} \text{ kg/m.sec.} = 68,4 \text{ kg/m.uur}$$

$$72^\circ : 6,1 \times 10^{-3} \quad " = 22,0 \quad "$$

$$\eta_w = \text{viscositeit van zwavelzuur bij de binnenwandtemperatuur.}$$

De temperatuur van de binnenwand T_2 is die temperatuur, die ingevuld in -3- en -4- dezelfde $\bar{\Phi}_w$ geven.

Dit is het geval met $T_2 = 11,2^\circ\text{C}$. η_w bij deze temperatuur is 33,2 c.p. Deze gegevens ingevuld in -5- geven:

$$\alpha_{zw} = 283,6 \text{ kcal/uur m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

Deze waarden geven voor

$$\bar{\Phi}_w - 4 - = 283,6 \times (32 - 11,2) \times \pi \times 0,1 = 1853 \text{ kcal/uur}$$

$$\bar{\Phi}_w - 5 - = 4377 \times (11,2 - 10) \times \pi \times 0,11 = 1814 \text{ kcal/uur.}$$

Dezelfde procedure wordt gevolgd voor de onderkant van de toren waar de watertemperatuur = 30°C en de zuurtemperatuur = 32°C

De wandtemperatuur, die in -4- en -5- dezelfde $\bar{\Phi}_w$ geeft, is $31,6^\circ\text{C}$. Bij deze temperatuur is $\eta_w = 17,8$.

Deze waarden ingevuld in -5- geven $\alpha_{zw} = 192$.

Dit geeft:

$$\bar{\Phi}_w - 4 - = 192 \times (72 - 31,6) \times \pi \times 0,1 = 2436$$

$$\bar{\Phi}_w - 5 - = 4377 \times (31,6 - 30) \times \pi \times 0,11 = 2419$$

Bij een $t_{wi} = 10^\circ\text{C}$ en $T_{zwu} = 32^\circ$ is $\alpha_{zw} = 283,6$ en bij

$$t_{wu} = 30^\circ\text{C} \text{ en } T_{zwi} = 72^\circ \text{ is } \alpha_{zw} = 192.$$

Met de nu beschikbare gegevens kan de over-all-coëfficiënt worden berekend

$$\frac{1}{U_{\text{boven}}} = \frac{1}{4377} + \frac{1}{283,6} \quad \text{en}$$

$$\frac{1}{U_{\text{onder}}} = \frac{1}{4377} + \frac{1}{192}$$

Hieruit volgt:

$$U_{\text{boven}} = 266,3 \text{ kcal/uur m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$U_{\text{onder}} = 184 \quad "$$

Aannemend, dat het temperatuurverloop over een toren lineair is, ^{in log T} kan voor U_{totaal} het logaritmisch gemiddelde over U_{boven} en U_{onder} genomen worden.

Wanneer A het bevochtigd oppervlak is en Q de afgevoerde warmte, dan geldt:

$$Q = A U \Delta t, \text{ of}$$

$$Q = A \times \frac{U_{\text{boven}} \Delta t_{\text{onder}} - U_{\text{onder}} \Delta t_{\text{boven}}}{\ln \frac{U_{\text{boven}} \times \Delta t_{\text{onder}}}{U_{\text{onder}} \times \Delta t_{\text{boven}}}} \quad \text{of}$$

$$320.000 = A \times \frac{266,3 (72 - 30) - 184 (32 - 10)}{2,3 \log \frac{266,3 \times 42}{184 \times 22}}$$

$$A = 25,4 \text{ m}^2$$

Het oppervlak van een winding is $8 \times \pi \times 0,11 = 2,76 \text{ m}^2$

Het theoretisch aantal benodigde windingen is dus

$$\frac{25,4}{2,76} = 9 \text{ windingen.}$$

De koelinstallatie bestaat dus uit 6 torens, elk met 9 windingen. Een winding bestaat uit een pijp van 8 meter lengte, met een binnendiameter van 0,1 m en een buitendiameter van 0,11 m.

Voor de koeling is per toren 18 m^3 water per uur nodig.

=====

LITTERATUUR

- 1) ~~J.H. Perry~~ ~~Chemical Engineers' Handbook~~
pag. 474 (3rd ed., New York, 1950)
- 2) International Critical
Tables
- 3) J.H. Perry Chemical Engineers' Handbook
 (3rd ed., New York, 1950).

=====

BEREKENING VAN DE STOOMKETEL

door Th.G.W. Stijntjes

A. De warmteoverdracht in de stoomketel

Gegeven:

$$8 \text{ hr } 1100 \rightarrow 450^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_{\text{min}} = 245^\circ\text{C}!$$

Af te voeren warmte per uur: $1,51 \cdot 10^6$ kcal. De voedingswater-temperatuur is 10°C . De werkdruk van de stoomketel is 18 ato, hetgeen overeenkomt met een kooktemperatuur van 205°C . De soortelijke warmte van water is 1 kcal/kg en de verdampingswarmte bij 18 ato en 205°C is 459 kcal/kg. (1)

Waarom?

*Constructie?
glas door de pijp?*

Berekening:

Stoomproductie- Voor spui- en isolatieverliezen nemen we 5% van de gewonnen warmte. Per ton gevormde stoom is nodig

$$\begin{aligned} 1000 \times (205 - 10) &= 195 \cdot 10^3 \text{ kcal} \\ + 1000 \times 459 &= 459 \cdot 10^3 \text{ "} \\ \hline &554 \cdot 10^3 \text{ "} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{verliezen } 5\% &= 33 \cdot 10^3 \text{ "} \\ \text{totaal benodigd/ton stoom} &687 \cdot 10^3 \text{ "} \end{aligned}$$

Per uur wordt in de stoomketel $1,51 \cdot 10^6$ kcal afgegeven, dus
stoomproductie = $\frac{1,51 \cdot 10^6}{687 \cdot 10^3} = 2,2$ ton/uur

De warmteoverdrachtscoëfficiënten - De berekening is gebaseerd op de stoffeigenschaften van lucht (c.q. stikstof), omdat dit de berekening zeer vereenvoudigt, terwijl de werkelijkheid goed wordt benaderd.

De partiele warmteoverdrachtscoëfficiënten van het gas naar de binnenwand van de pijp bij in- en uittrede zijn resp. α_{gi} en α_{gu} .

Brown en Marco (2) geven de formule

$$h_c = C \frac{G^{0,8}}{D^{0,2}} \quad \text{waarin}$$

$G = \dot{Q} v$, de massasnelheid van het gas in lbs/(sq.ft)(hr)

D = de diameter in inch

$C = 0,00399$ bij 450°C

$= 0,00425$ bij 400°C

h_c = warmteoverdrachtscoëfficiënt in BTU/(hr)(sq.ft.)($^\circ\text{F}$)

Omdat G afhangt van het aantal pijpen, moet dit aantal n worden gekozen. Deze keus geschiedde aan de hand van een globale berekening, waarbij de totale warmte-overdrachtscoëfficiënt op $30 \text{ kcal/m}^2 \text{ uur } ^\circ\text{C}$ werd gesteld (3), bij een gekozen inwendige diameter van 50mm en een pijplengte van 3 meter.

*gaten kam op milieupijp
loop*

Voor de normale bedrijfsomstandigheden bleek $n = 198$ te zijn.

Berekening geeft:

massastroom door de ketel = 8236 kg/uur

$$G \text{ per pijp} = \frac{8236}{198} \times \frac{1}{18,75 \cdot 10^{-4}} = 2,22 \cdot 10^4 \text{ kg/m}^2 \text{ uur} = 0,205 \cdot 2,22 \cdot 10^4 = 0,455 \cdot 10^4 \text{ lb/sq.ft. hr.}$$

$$G^{0,8} = 837$$

$$h_{ci} = 0,00425 \times \frac{837}{0,699} = 5,10 \text{ BTU/(hr)(sq.ft.)(}^\circ\text{F)}$$

$$h_{cu} = 0,00399 \times \frac{837}{0,699} = 4,79 \quad "$$

Bij de berekening van de partiele warmteoverdrachtscoëfficiënt α_w van het water naar de pijp werd gebruik gemaakt van de formule

$$h_{cw} = c + dq \text{ BTU/(hr)(sq.ft.)(}^\circ\text{F)} \quad (4)$$

waarin

H_{cw} = de partiele warmteoverdrachtscoëfficiënt tussen het water en de buitenwand van de pijpen

c = constante = 190 voor water

d = constante = 0,043 voor water

q = warmtestroom in BTU/(hr)(sq.ft.)

Omdat we de α 's kennen voor het gas naar de wand en ook $\frac{\lambda}{d}$ van de pijpwand ($\lambda = 43 \text{ kcal/m uur } ^\circ\text{C}$) en d , de wanddikte van de stalen pijp, is 5 mm), is het mogelijk q uit te rekenen als we de temperaturen van de buitenwand van de pijp T_1 kennen.

De berekening loopt dan als volgt:

T_1 kiezen, q uitrekenen, dan h_{cw} en controleren of de gevonden h_{cw} inderdaad de temperatuur T_1 oplevert.

Bij de volgende berekening zijn alle warmteoverdrachtscoëfficiënten betrokken op de buitendiameter van de pijp.

Voor de warmtestroom geldt de formule

$$\Phi_w = UA\Delta T, \text{ waarin}$$

Φ_w = warmtestroom in kcal/m² uur

U = warmteoverdrachtscoëfficiënt in kcal/m² uur $^\circ\text{C}$ tussen de media met ΔT als temperatuursverschil in $^\circ\text{C}$.

Berekening leert nu dat

$$U_i = 20,7 \text{ kcal/m}^2 \text{ uur } ^\circ\text{C}$$

$$U_u = 19,5 \quad "$$

waarin

U_i = de warmteoverdrachtscoëfficiënt bij de intrede tussen het gas en de buitenwand van de pijp (betrokken op de uitwendige pijpdiameter)

U_u = idem bij de uittrede

In de formule $h_c = c + dq$

willen we h_c vervangen door α_w , de warmteoverdrachtscoëfficiënt tussen het water en de pijp, uitgedrukt in kcal/m² uur °C.

De formule wordt dan

$$\alpha_w = 928 + 0,0771 \times \Phi_w$$

waarbij Φ_w is uitgedrukt in kcal/m² uur.

De warmtestroom bij de intrede van de gassen is

$$\begin{aligned}\Phi_{wi} &= U_i \times (T_{gi} - T_{1i}) = \alpha_{wi} \times (T_{1i} - T_w) \\ &= 20,7 \times (1100 - T_{1i}) = \alpha_{wi} \times (T_{1i} - 205)\end{aligned}$$

Bij $T_1 = 212,9$ °C vinden we het volgende:

$$\Phi_{wi} = \alpha_{wi} \times 7,9 = 20,7 \times 887,1 = 18363$$

$$\alpha_{wi} = 2325 \text{ kcal/m}^2 \text{ uur } ^\circ\text{C}, \text{ en}$$

$$\alpha_{wi} = 928 + 0,0771 \times 18363 = 2344 \text{ kcal/m}^2 \text{ uur } ^\circ\text{C}$$

Bij $T_1 = 213$ °C vinden we

$$\Phi_{wi} = \alpha_{wi} \times 8 = 20,7 \times 887 = 18400$$

$$\alpha_{wi} = 2300, \text{ en}$$

$$\alpha_{wi} = 928 + 0,0771 \times 18400 = 2348 \text{ kcal/m}^2 \text{ uur } ^\circ\text{C}$$

Hieruit zien we dat de werkelijke $\alpha_{wi} = 2340 \text{ kcal/m}^2 \text{ uur } ^\circ\text{C}$

Bij de uittrede van de gassen vinden we $\alpha_{wu} = 1291 \text{ kcal/m}^2 \text{ uur } ^\circ\text{C}$

De totale warmteoverdrachtscoëfficiënten U_t worden berekend uit:

$$\frac{1}{U_{ti}} = \frac{1}{U_i} + \frac{1}{\alpha_{wi}} = \frac{1}{20,7} + \frac{1}{2340} = 0,0501 \quad (5)$$

$$U_{ti} = 20,0 \text{ kcal/m}^2 \text{ uur } ^\circ\text{C}$$

Op dezelfde wijze vinden we

$$U_{tu} = 19,2 \text{ kcal/m}^2 \text{ uur } ^\circ\text{C}$$

De warmtestroom wordt nu gegeven door

$$\Phi_w = A \frac{U_{tu} \Delta T_i - U_{ti} \Delta T_u}{\ln \frac{U_{tu} \Delta T_i}{U_{ti} \Delta T_u}}$$

als U lineair afhangt van ΔT , hetgeen in eerste benadering zeker het geval is.

$$\Phi_w = 1,51 \cdot 10^6 \text{ kcal/uur}$$

$$A = 198 \times L \times \pi \times 6 \times 10^{-2} = 37,35 \times L \text{ m}^2$$

waarbij L de lengte van de pijpen in meters voorstelt.

Bij de berekening blijkt dat $L = 4,13 \text{ m}$.

De lengte van de pijpen moet dus zijn $4,13 \text{ m}$, in plaats van 3 m , zoals bij het begin van deze berekening werd verondersteld.

B. Het drukverlies over de stoomketel

Gegeven: (6)

De ruwheid $\bar{x}$ voor stalen handelspijp is $45 \cdot 10^{-3} \text{ mm}$.

$$D_i = 50 \text{ mm, dus } \frac{\bar{x}}{D_i} = \frac{45 \cdot 10^{-3}}{50} = 0,001$$

$$\Delta p = 4f \times \frac{L}{D_i} \times \frac{1}{2} v^2$$

De totale massastroom bedraagt 8236 kg/uur . Het gemiddelde moleculairgewicht stellen we 30 . De molenstroom per uur en per pijp wordt dan:

$$\Phi_m = \frac{8236}{30 \cdot 198} = 1,39 \text{ kmol/uur pijp}$$

De volumestroom Φ_v is

$$\Phi_{vi} = 1,39 \times 22,4 \times \frac{1100+273}{273} = 156,3 \text{ m}^3/\text{uur pijp}$$

$$\Phi_{vu} = 1,39 \times 22,4 \times \frac{450+273}{273} = 82,3 \quad "$$

Het oppervlak van een doorsnede van een pijp is $18,75 \text{ cm}^2$

Voor de snelheid v vinden we nu:

$$v_i = 23,2 \text{ m/sec}$$

$$v_u = 12,4 \quad "$$

Om Re te kunnen uitrekenen is het noodzakelijk η en ρ te kennen. Hiervoor nemen we de corresponderende waarden van lucht. (7)

$$\text{Bij } 1100^\circ\text{C is } \rho_i = 0,2685 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{en } \eta_i = 58,2 \cdot 10^{-6} \text{ Nsec/m}^2$$

$$\text{Bij } 450^\circ\text{C is } \rho_u = 0,636 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{en } \eta_u = 34,8 \cdot 10^{-6} \text{ Nsec/m}^2$$

Het invullen van deze waarden in $Re = \frac{\rho v D_i}{\eta}$ geeft

$$Re_i = \frac{D_i \rho_i v_i}{\eta_i} = 5358 \quad \text{dus } (4f)_i = 0,038 \quad (8)$$

$$Re_u = \frac{D_i \rho_i v_i}{\eta_u} = 11170 \quad \text{dus } (4f)_u = 0,032$$

Rekenen we nu de drukval ΔP_i over de gehele pijp uit voor $(4f)_i$, en ΔP_u voor $(4f)_u$, dan is

$$\Delta P_i = 227 \text{ N/m}^2 = 23,2 \text{ mm water}$$

$$\Delta P_u = 129 \text{ " } = 13,2 \text{ "}$$

De werkelijke ΔP zal niet veel van het rekenkundig gemiddelde verschillen, dus

$$\Delta P = \frac{23,2 + 13,2}{2} = 18,2 \text{ mm water}$$

$$= 1,8 \text{ cm water}$$

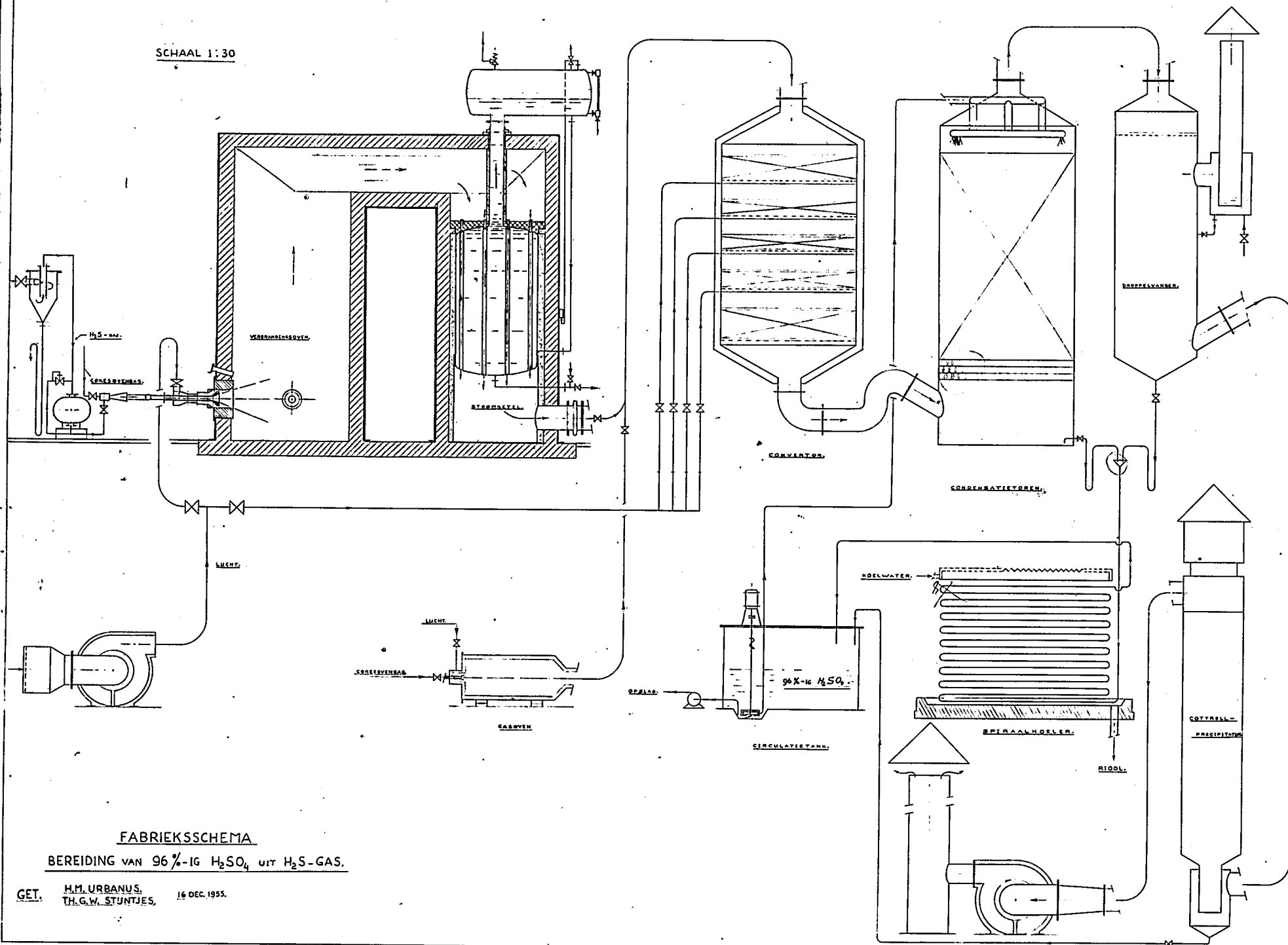
=====

LITTERATUUR

- 1) V. D. I. - W ä r m e - A t l a s , *jaar donk, uitgever, plaats*
- 2) A.I.Brown, S.M.Marco Introduction to heat transfer, pag 102
jaar, uitgever, plaats, donk.
- 3) ~~H.Kramers~~ ~~Collegedictaat Physische Werkwijzen I~~
~~grafiek P 17~~
- 4) ~~A.I.Brown, S.M.Marco~~ ~~Introduction to heat transfer, pag 125~~
- 5) ~~H.Kramers~~ ~~Collegedictaat Physische Werkwijzen I~~
~~pag 47~~
- 6) ~~idem~~ ~~idem, pag 19 en 17~~
- 7) ~~idem~~ ~~idem, grafiek P2~~
- 8) ~~idem~~ ~~idem, grafiek P4~~



SCHAAL 1:30



FABRIEKSSCHEMA

BEREIDING VAN 96%-IG H_2SO_4 UIT H_2S -GAS.

GET. H.M. URBANUS.
TH.G.W. STUNTJES. 16 DEC. 1955.