

2418

27/2/76
W. Ockhuysen

Nr:

Laboratorium voor Chemische Technologie

Verslag behorende
bij het fabrieksvoorontwerp
van

W. Mulder en J. Ockhuysen

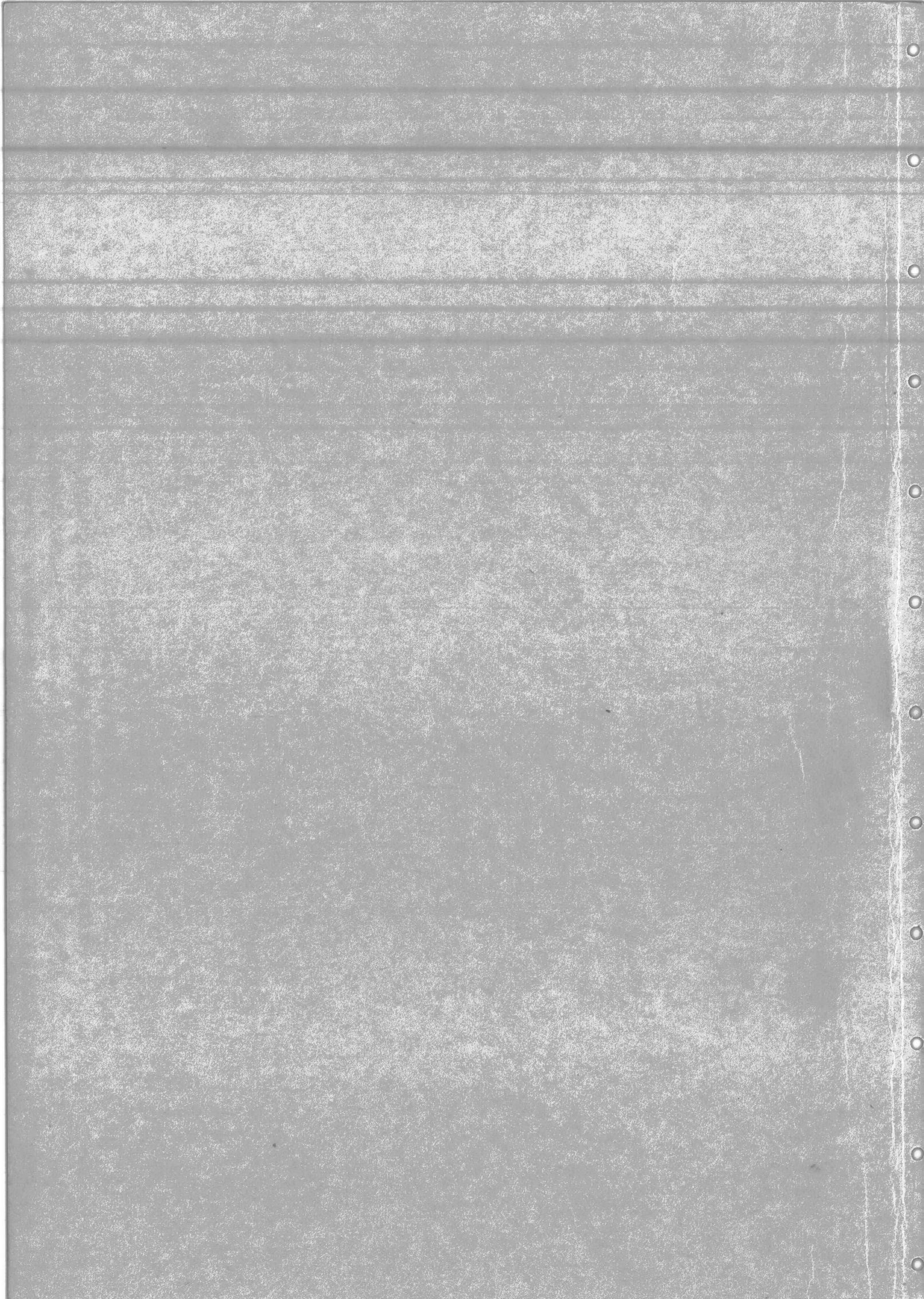
onderwerp:

NO_x-verwijdering uit HNO₃-afgas m.b.v.

H₂SO₄-fabriek.

adres: Molenstraat 22, Delft
Roland Holstlaan 545, Delft

opdrachtdatum: oktober 1975
verslagdatum: januari 1976



NO_x-VERWIJDERING UIT DE AFGASSTROOM VAN EEN HNO₃-FABRIEK

M.B.V. EEN H₂SO₄-FABRIEK.

W. Mulder
Molenstraat 22
Delft

J. Ockhuysen
Roland Holstlaan 545
Delft

INHOUDSOPGAVE

=====

| | blz. |
|--|------|
| I : Samenvatting | 1 |
| II : Discussie | 2 |
| III: Inleiding | |
| A: NO _x en het milieu | 3 |
| B: Overzicht van methoden ter verwijdering van NO _x uit afgassen | 4 |
| C: Niet-selektieve reductie van NO _x met SO ₂ gas | 5 |
| IV : Uitgangspunten voor het ontwerp | |
| A: Externe gegevens | 7 |
| B: Interne gegevens | 8 |
| V : Beschouwing van het proces | |
| A: Procesbeschrijving | 10 |
| B: In bedrijfstelling | 11 |
| C: Opmerkingen | 11 |
| VI : Procescondities | |
| A: Verbrandingssectie | 12 |
| B: Stoomcircuit | 13 |
| C: Reactorsectie | 13 |
| D: Absorptiesectie | 16 |
| VII: Keuze Apparatuur en berekening | |
| A: Verbrandingssectie | 17 |
| 1: Fornuis | 17 |
| a: Inleiding | 17 |
| b: Keuze van oven | 17 |
| c: Temperatuurberekening | 17 |
| d: Constructie van fornuis | 19 |
| e: Naverbranding | 19 |
| B: Reactorsectie | 19 |
| 1: Reactor | 19 |
| a: Inleiding | 19 |
| b: Temperatuurberekening | 20 |
| c: Dimensies | 20 |

| | blz. |
|--|------|
| 2: Konvertor | 22 |
| a: Ontwerpcondities | 22 |
| b: Constructie van Apparaat | 23 |
| c: Berekening van katalysatorhoeveel- heid | 23 |
| d: Temperatuurberekening | 27 |
| C: Stoomcircuit | 28 |
| 1: Inleiding | 28 |
| 2: Stoomketel | 28 |
| a: Keuze van stoomketel | 28 |
| b: Ontwerp van stoomketel | 28 |
| c: dimensies van stoomketel | 35 |
| d: Stoomproductie | 35 |
| e: Drukval | 36 |
| 3: Turbine | 37 |
| 4: Waterpompen | 38 |
| D: Absorptiesectie | 39 |
| 1: Inleiding | 39 |
| 2: Ontwerpcondities | 39 |
| 3: Constructie van de absorptiekolom | 40 |
| 4: Berekening van de absorptietorens | 40 |
| 5: Koppeling van de absorptietorens | 45 |
| 6: Apparatuur behorend bij de absorptietorens | 45 |
| a: Opslagvaten | 45 |
| b: Zuurpompen | 45 |
| 7: Eventuele NO _x absorptie in zwavelzuur | 48 |
| E: Warmtewisselaars | 51 |
| VIII: Massa- en Warmtebalans | 53 |
| IX : Investerings en kostprijs | 53 |
| X : Symbolenlijst | 56 |
| XI : Literatuur | 58 |
| XII : Appendices | 60 |
| Appendix I | 60 |
| Appendix II | 62 |
| Flowsheet | |
| Massa- en Warmtebalans | |

I: SAMENVATTING:

=====
Dit fabrieksvoorontwerp beschrijft de verwijdering van NO_x uit de afgassen van een salpeterzuurfabriek met behulp van een zwavelzuurfabriek. Deze verwijdering geschiedt met SO_2 , dat ontstaat bij verbranding van vloeibaar zwavel met droge lucht. De omzetting van NO_x naar N_2 geschiedt met behulp van een $\text{Pd}/\text{Al}_2\text{O}_3$ katalysator.

Globaal gezien bestaat een zwavelzuurfabriek uit de volgende secties; een verbrandingssectie, een reactorsectie, een absorptiesectie en een stoomcircuit. Om aan het doel, de NO_x verwijdering tegemoet te komen, worden deze secties aangepast. De veranderingen vergeleken met een normale zwavelzuurfabriek liggen op het gebied van de apparatuurgrootte, omdat we te maken hebben met grote hoeveelheden inert gas en verder op het gebied van het materiaal voor diverse apparaten. Hierbij moeten hoge eisen gesteld worden aan het materiaal van de stoomketel, die de gasstroom komend van het fornuis in temperatuur moet verlagen van 1653°C . tot 700°C .

De capaciteit van de salpeterzuurfabriek is 500 ton/dag en de afgasstroom is $68750 \text{ Nm}^3/\text{u}$. De capaciteit van de zwavelzuurfabriek is 575 ton/dag. Het rendement van de zwavelzuurfabriek is 99,4 % en we gaan er van uit, dat het NO_x volledig in N_2 wordt omgezet.

De investeringen voor deze fabriek worden ruw geschat ($\$ 9,8 \cdot 10^6$) en vergeleken met de investeringen van een conventionele zwavelzuurfabriek ($\$ 8,6 \cdot 10^6$), die op dezelfde manier geschat zijn. Verder wordt de kostprijs van het zwavelzuur berekend ($\$ 28$ per ton).

Witpunt $\text{SO}_2 \rightarrow \frac{1}{2}(\text{O}_2 + \text{NO}_x)$

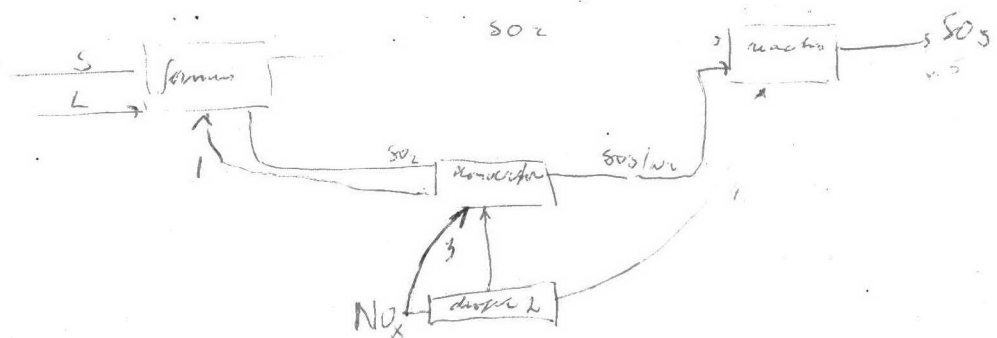
Witpunt NO_x verwijdering

II: DISCUSSIE:

Het moet mogelijk zijn, de uitvoering van dit proces te verbeteren. Daarbij is het van belang, dat onderzoek verricht wordt op verschillende gebieden, zodat de eventuele verbeteringen met experimentele gegevens gestaafd kunnen worden. Hieronder worden enkele aanbevelingen tot onderzoek gedaan:

- 1) Onderzoek naar de kinetiek van de zwavelverbranding. Uit dit onderzoek moet blijken of het mogelijk is de NO_x afgasstroom rechtstreeks in het fornuis te voeren, waarna het zwavel reageert met het NO_x . Misschien is het dan zelfs mogelijk de absorptiesectie van de salpeterzuurfabriek economisch aantrekkelijker te maken. De NO_x concentratie in het afgas neemt dan wel toe, maar dat is geen probleem als alle NO_x reageert in het fornuis. Een voordeel hierbij is, dat de uitgangstemperatuur van het gas lager zal zijn, omdat de zuurstof + NO_x concentratie lager is dan de zuurstofconcentratie in lucht. Het nadeel is echter, dat de afmetingen van het fornuis toe zullen nemen vanwege het grotere debiet.
- 2) Andere mogelijkheden om het NO_x afgas te drogen moeten onderzocht worden. In combinatie hiermee is het van belang te onderzoeken in welke mate NO_x absorbeert in zwavelzuuroplossingen van ca. 98 % en op welke wijze een bevredigende NO_x verwijdering uit zwavelzuur toegepast kan worden.
- 3) Verder zou naar katalysatoren voor de reactie van NO_x met SO_2 gezocht moeten worden, die tegen water bestand zijn, waardoor een NO_x droging overbodig zou worden. Opgemerkt dient te worden, dat nog niet vaststaat of de $\text{Pd}/\text{Al}_2\text{O}_3$ katalysator wel of niet tegen water bestand is.
- 4) Bovendien moet onderzocht worden of het mogelijk is, reactor en converter te combineren tot één. Het is dan noodzakelijk, dat er één katalysator gebruikt wordt, zodat ook op dit terrein nog onderzoeken verricht kunnen worden.
- 5) Indien de NO_x conversie niet voor 100 % verloopt is het mogelijk het gas na de reactor door een "black box" volgens Ketjen te leiden, waardoor sporen NO_x uit het SO_3 gas verwijderd worden.

3. Lok schema



III: INLEIDING:

=====

A: NO_x en het milieu: (lit. 1)

Stikstofoxiden (NO en NO₂) worden beschouwd als milieuvervuilende bestanddelen, omdat:

- Stikstofoxiden een negatieve uitwerking hebben op de volksgezondheid. Hierbij wordt NO₂ als de meest toxische component gezien.
- Stikstofoxiden onder invloed van zonlicht reageren met andere stoffen in de atmosfeer, zoals zuurstof en vele koolwaterstoffen. Op deze wijze gevormde aldehyden en peroxyacylnitraten veroorzaken reeds bij lage concentraties oogirritaties. Ozon, gevormd uit zuurstof en NO_x is schadelijk voor de luchtwegen. Een combinatie van de bruinrode kleur van NO₂ met aërosolen van organische en anorganische nitraten veroorzaakt smogvorming. Hierdoor wordt het zicht verminderd en er ontstaan ademhalingsstoornissen bij mens en dier.
- Stikstofoxiden en smogverbindingen schadelijk zijn voor de plantenwereld en corroderend werken op allerlei materialen (bijv. rubber).

De afgelopen jaren is gebleken, dat in het Rijnmondgebied op bepaalde dagen tussen half maart en half oktober, de ozonconcentratie tot zodanige hoogte reikt ($\geq 200 \mu\text{g}/\text{m}^3$), dat van smog en irritatie gesproken kan worden. Bovendien is gebleken, dat de NO_x en koolwaterstofconcentraties (uitgezonderd methaan), die tussen 6 en 9 uur 's ochtends gemeten worden in hoge mate de maximaal haalbare ozonconcentratie bepalen. Of dit maximum al dan niet bereikt wordt, hangt af van het weer. Blijkbaar bestaat er een relatie tussen ozon-, NO_x- en koolwaterstofconcentraties, zodat bij een verlaging van de NO_x concentratie of de koolwaterstofconcentratie of beide een vermindering in de ozonconcentratie bereikt kan worden. We zullen ons nu beperken tot een beschouwing van de NO_x emissie.

In onderstaande tabel wordt een overzicht gegeven van de NO_x emissie in Nederland in 1972.

Tabel 1:

| Bron | ton/jaar | % |
|-----------------------------|----------|------|
| land- en tuinbouw | 9.000 | 2,6 |
| industrie (verbranding) | 43.000 | 12,4 |
| industrie (chem. processen) | 50.000 | 14,4 |
| raffinaderijen | 24.000 | 6,9 |
| algemene diensten | 61.000 | 17,5 |
| verkeer | 125.000 | 35,9 |
| diversen | 36.000 | 10,3 |
| totaal | 348.000 | 100 |

Hierbij wordt de verwachting uitgesproken, dat de NO_x emissie in het jaar 1985 verdubbeld zal zijn. De emissiedichtheid van NO_x ligt in de Randstad boven 20.000 kg/km^2 .jaar.

De NO_x emissie ten gevolge van chemische processen bedraagt ongeveer 50.000 ton/jaar , waarvan het grootste deel voor rekening komt van salpeterzuurfabrieken. Er zou een wezenlijke bijdrage in de vermindering van de NO_x emissie geleverd kunnen worden, wanneer er een aantrekkelijke verwijderingsmethode van NO_x uit afgassen van een salpeterzuurfabriek aangedragen wordt. Tevens zou dan de image van de chemische industrie verbeterd worden, omdat een einde zou komen aan de bruine pluim uit de schoorsteen van een salpeterzuurfabriek.

B: Overzicht van methoden ter verwijdering van NO_x uit afgassen: (lit. 2)
Mogelijke zuiveringsmethoden van NO_x afgassen kunnen ruwweg in drie groepen onderverdeeld worden.

- Absorptie
- Adsorptie
- Katalytische ontleding
- Katalytische reductie

Absorptie:

Een absorptie van NO_x in waterig zure oplossingen is weinig zinvol, omdat de NO_x afgassen een op deze manier optimaal werkende absorptie-sectie verlaten. Een verdere verbetering van de absorptie zou een onevenredige toename van het aantal absorptietorens veroorzaken, wat

economisch gezien onaantrekkelijk is. Absorptie in alkalische oplossingen is wel onderzocht, maar in het algemeen kan ten aanzien van absorptie gezegd worden, dat bij lage concentraties de absorptie moeilijk is. Bovendien zijn de absorptiemogelijkheden meestal specifiek voor NO , NO_2 of N_2O_3 (uit $\text{NO}/\text{NO}_2 = 1$) en is regeneratie van het absorptiemiddel veelal kostbaar.

Adsorptie:

Hierbij is vooral gekeken naar adsorptie van NO_x aan moleculaire zeven. Ook hier geldt, dat een selectieve adsorptie van 100 % moeilijk te benaderen is, terwijl regeneratie niet eenvoudig is.

Katalytische ontleding:

Volgens lit. 2 zijn er ten aanzien van de katalytische ontleding wel enkele onderzoeken verricht, maar de resultaten zijn niet erg bemoedigend te noemen. Verder onderzoek naar een geschikte katalysator (koperoxide op drager) is vereist, alvorens van een technische toepassing sprake kan zijn.

Katalytische reductie:

De katalytische reductie blijkt tot nu toe de meest hoopgevende zuiveringsmethode te zijn. Hierbij wordt onderscheid gemaakt tussen selectieve reductie en een reductie, waarbij eerst alle aanwezige zuurstof reageert. Vanzelfsprekend verdient een selectieve reductie de voorkeur, omdat de hoeveelheid zuurstof in afgassen altijd vele malen groter is dan de hoeveelheid NO_x . Het probleem hierbij is, het vinden van een katalysator, die in staat is NO_x te chemisorberen en zuurstof ongemoeid te laten. De niet selectieve reductie is om bovenstaande summiere redenatie gekozen als uitgangspunt voor dit fabrieksvoorontwerp.

C: Niet selectieve reductie van NO_x met SO_2 gas:

Daar salpeterzuurfabrieken in de industrie veelal in de buurt staan van zwavelzuurfabrieken (kunstmestindustrie) werd gedacht aan een reductie van NO_x met SO_2 . Het meest aantrekkelijk is, om het op zich al tot milieuvervuiling aanleiding gevende SO_2 afgas van een zwavelzuurfabriek als reductiemiddel te gebruiken. Vooralsnog is er echter nog geen katalysator gevonden, die een hiervoor benodigde selectieve reductie van NO_x met SO_2 mogelijk maakt. Wel is op laboratoriumschaal aangetoond, dat oxidatie van SO_2 met NO_x een rendement van 100 % levert, wanneer de SO_2 concentratie groter is dan de som van de zuurstof- en NO_x concentratie.

De laboratoriumproeven zijn onder atmosferische druk bij een temperatuur van 475 °C. met een Pd/Al₂O₃ katalysator uitgevoerd. Nu kan besloten worden om de NO_x afgassen uit een salpeterzuurfabriek na de zwavelverbranding in te voeren in de SO₂ houdende gasstroom van een zwavelzuurfabriek. In een reactor met de Pd/Al₂O₃ katalysator, wordt NO_x gereduceerd door SO₂, terwijl het overblijvende niet gereageerde SO₂ in de konvertor op de gebruikelijke wijze tot SO₃ omgezet kan worden. Problemen, die tijdens het maken van het ontwerp naar voren komen, zullen in de discussie besproken worden, waarbij tevens suggesties voor verder onderzoek gedaan zullen worden.

Handwritten note: Katalysator Pd/Al₂O₃ gebonden

IV: UITGANGSPUNTEN VOOR HET ONTWERP:

A: Externe gegevens:

Het afgas van een salpeterzuurfabriek wordt gebruikt in een zwavelzuurfabriek teneinde NO_x met SO₂ te reduceren. Hierbij wordt uitgegaan van de volgende capaciteiten.

- Salpeterzuurfabriek: 500 ton/dag
- Zwavelzuurfabriek : 575 ton/dag
- Afgasproduktie van
- Salpeterzuurfabriek: 3300 Nm³/ton HNO₃.u. oftewel
- 68750 Nm³/u. *net?*

De grondstof in de zwavelzuurfabriek is zwavel. Hierbij kan uitgegaan worden van verschillende kwaliteiten van zwavel.

- a) "dark sulphur"
- b) "bright yellow sulphur"

Dit laatste wordt gebruikt, omdat het minder bitumen bevat dan "dark sulphur". Het voordeel hiervan is, dat er minder CO₂ en H₂O als verbrandingsprodukten van het bitumen in de gasstroom komen.

Als hulpstoffen in het zwavelzuurproces gebruiken we lucht van 25 °C., die gedroogd wordt met zwavelzuur en de afgasstroom van de salpeterzuurfabriek. De samenstelling van deze afgasstroom is als volgt.

- 1,3 % H₂O
- 3,0 % O₂
- 0,2 % NO_x (2000 ppm)
- 95,3 % N₂

De NO_x fraktie bestaat voor 60 % uit NO en voor 40 % uit NO₂. De temperatuur van deze stroom is 30 °C. Het water wordt verwijderd met zwavelzuur in een droogtoren.

De hoeveelheid benodigde lucht is: 65857 Nm³/u.
 Na droging : 64721 Nm³/u.

nm zwavelzuur? normaal gewicht of uit van gewicht

Het eindprodukt is 98,4 % zwavelzuur met een temperatuur van 40 °C.
 De geproduceerde hoeveelheid is 580 ton/dag 98,4 % zwavelzuur.
 De produktie aan 100 % zwavelzuur is dus 571,3 ton/dag.
 Het rendement is 99,4 %.

*op basis van
 100% afgang?*

Het rendement van de SO₂ conversie is : 99,5 %

Het rendement van de SO₃ absorptie is : 99,9 %

Het totaal rendement is dus : (0,995 x 0,999) x 100 % = 99,4 %.

De samenstelling van het afgas van de zwavelzuurfabriek is:

93,9 % N₂

6,1 % O₂ ← *waarschijnlijk berekend?*

0,02 % SO₂ + SO₃

De afgasproduktie is 156,8 ton/u. = 124308 Nm³/u.

De SO₂ + SO₃ hoeveelheid in het afgas is:

$$2(33,28 + 10,40) = 87 \text{ kg/u. oftewel } 0,7 \text{ g/Nm}^3.$$

Om aan de eisen ten aanzien van de milieuvervuiling te voldoen moet een schoorsteen van ongeveer 50 meter gebruikt worden. De temperatuur van het afgas is 60 °C.

Utilities:

Koelwaterbehoefte = 368,1 kg/sec.

Ketelvoedingwater = 4,6 kg/sec.

Proceswater = 0,84 kg/sec.

De temperatuur van het water is 20 °C.

B: Interne gegevens:

Fysische constanten

De soortelijke warmte bij constante druk van de verschillende componenten kan men uitdrukken in de volgende vormen. (lit 3)

$$C_p = a + b \times 10^{-3}T + c \times 10^{-6}T^2 \quad (1)$$

$$C_p = a + b \times 10^{-3}T + d \times 10^5/T^2 \quad (2)$$

In onderstaande tabel zijn de waarden voor a, b, c en d gegeven.

(C_p in Kcal/kmol · °C.)

Tabel 2:

| C_p 's (kcal/kmol. $^{\circ}$ C) | a | b | c | d |
|---------------------------------------|-------|--------|--------|--------|
| $C_p(N_2)$ | 6,457 | 1,389 | -0,069 | |
| $C_p(O_2)$ | 6,117 | 3,167 | -1,005 | |
| $C_p(S)$ | 3,58 | 6,24 | | |
| $C_p(S)$ | 3,56 | 6,95 | | |
| $C_p(S_1)$ | 5,4 | 5,0 | | |
| $C_p(S_g)$ | 4,25 | 0,15 | | -1 |
| $C_p(SO_2)$ | 11,4 | 1,414 | | -2,045 |
| $C_p(NO)$ | 6,440 | 2,069 | -0,421 | |
| $C_p(NO_2)$ | 5,480 | 13,650 | -8,410 | |

(lit.4)

idem

$C_p(SO_3)$ bij diverse temperaturen. (lit. 5)

| | | | | | | |
|-------------|------|-------|-------|-------|-------|-------|
| | 298 | 400 | 500 | 748 | 800 | 900 |
| $C_p(SO_3)$ | 12,1 | 14,06 | 15,66 | 18,26 | 18,61 | 19,23 |

Voor de berekening van de dichtheid bij diverse temperaturen gebruikten we:

$$\rho(T) = \rho(298) \times 298/T \quad (3)$$

Voor de berekening van de viscositeit bij verschillende temperaturen gebruikten we:

$$\mu_2 = \mu_1 \times T_2/T_1 \quad (4)$$

V: BESCHOUWING VAN HET PROCES:

=====

A: Procesbeschrijving:

Schubbe?
waars?
In het fornuis (F 8) wordt vloeibaar zwavel verbrand met ondermaat zuurstof uit de lucht. Hiervoor gebruiken we met zwavelzuur gedroogde lucht (T 4), teneinde zwavelzuurmistvorming in het verdere proces zoveel mogelijk te vermijden. Het gasmengsel, dat met zeer hoge temperatuur de verbrandingsoven verlaat, wordt gekoeld alvorens de naverbrandingsoven (F 12) binnen te gaan. Deze koeling geschiedt met water, dat in hoge druk stoom wordt omgezet (H 9). De overgebleven zwavel wordt stoechiometrisch verbrand met droge lucht. Vervolgens wordt de gasstroom gemengd met de, via diverse warmtewisselaars, opgewarmde NO_x -stroom en daarna vindt reactie plaats in de reactor (R 15). De gasstroom wordt gekoeld en met behulp van twee parallel staande absorptietorens (T 28 en T 33) ontdaan van SO_3 . Hierna wordt de gasstroom gemengd met droge lucht en in temperatuur verhoogd. In de convertor (R 39 en R 40) wordt een hoeveelheid SO_2 in SO_3 omgezet. Dit gebeurt in twee bedden met tussenkoeling. In de tweede absorptiesectie (T 42 en T 45) wordt de gevormde SO_3 onttrokken en de gasstroom gaat naar de schoorsteen.

Waarom?
In de absorptiesectie wordt 98 % zwavelzuur opgesterkt, wat warmte levert. Deze warmte wordt afgevoerd met behulp van zuurkoelers. (regenkoelers) Het opgesterkte zwavelzuur wordt gedeeltelijk gebruikt in de twee droogtorens (T 4 en T 27), die dienen om afgas en lucht te drogen. Een ander gedeelte dient als recirculatiestroom, waarvoor eerst de concentratie verlaagd dient te worden, hetgeen gebeurt in V 34 en V 43. Het resterende gedeelte wordt als produkt afgelopen. In de droogtorens wordt het in de absorptietorens opgesterkte zwavelzuur verdund. Het verdunde zwavelzuur wordt gedeeltelijk gerecirculeerd en teruggelopen naar de absorptietorens.

De, in de stoomketel gevormde stoom wordt oververhit (H 25) en gebruikt om, via een turbine energie op te wekken, waarmee de diverse pompen en de blower aangedreven worden. De overblijvende stoom wordt gedeeltelijk gebruikt om de te suppleren hoeveelheid ketelvoedingwater te verwarmen en om de zwavelleiding te verwarmen. De rest van de stoom gaat naar het stoomnet.

B: In bedrijfstelling: (lit. 6)

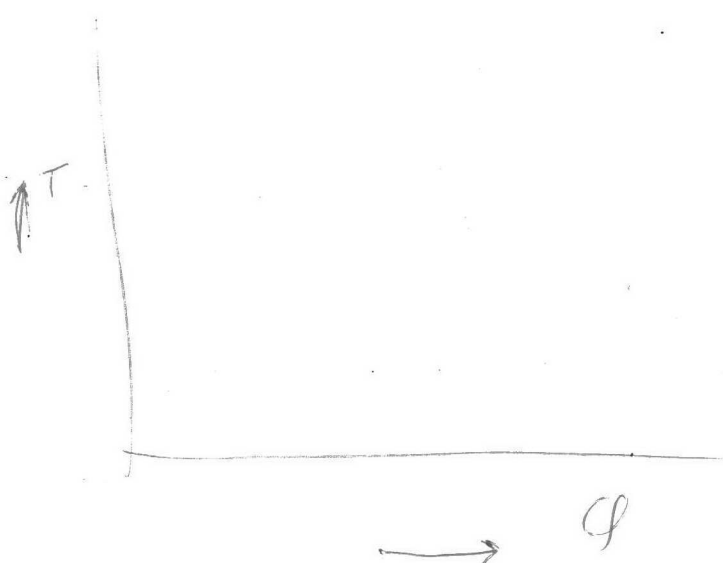
Voor het opstarten gebruiken we drie parallelle luchtvoorverwarmers, waarin we lucht opwarmen tot 550°C . De preheater is een stalen cilinder met daaromheen een mantel, waardoor lucht stroomt. In de cilinder bevindt zich een olie brander, wat veiliger is dan een gasbrander. Wanneer gas gebruikt wordt, moet de preheater bij ieder opstarten getest worden. Een grote preheater geeft problemen met de rondheid van de cilinder, zodat er drie preheaters parallel gebruikt worden.

De lucht blaast door de hele fabriek om de verschillende apparaten voor te verwarmen en te drogen.

C: Opmerkingen:

Bij het down gaan van de salpeterzuurfabriek kunnen we in plaats van afgas lucht als zuurstofleverancier gebruiken in de reactor. Deze lucht kan in een preheater op de juiste temperatuur gebracht worden. Gezien het veel hogere zuurstofpercentage van lucht zal er een veel lager volumedebiet nodig zijn met als gevolg problemen in de diverse warmtewisselaars. Het warmteoverschot kan bijvoorbeeld gebruikt worden voor stoomopwekking of overhitting.

In het algemeen kan opgemerkt worden, dat de flexibiliteit van de fabriek ten aanzien van de warmtewisselaars ver te zoeken is. Met betrekking tot de verbrandingssectie en reactorsectie is alleen een lagere capaciteit mogelijk. De absorptiesectie kan, indien nodig ook een grotere capaciteit verwerken. Door middel van verschillende "by-passes" kan de flexibiliteit van de warmtewisselaars wellicht vergroot worden.



V1: PROCESCONDITIES.

=====

Het proces is onder te verdelen in 4 secties:

A: Verbrandingssectie.

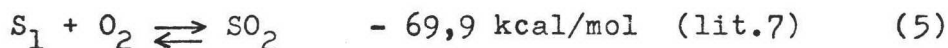
B: Stoomcircuit.

C: Reactorsectie.

D: Absorptiesectie.

V1A: Verbrandingssectie.

In het fornuis wordt vloeibare zwavel verbrand met zuurstof uit de lucht. De hierbij optredende reactie luidt:



*H₂O mist
actieve mist*
We gebruiken "bright yellow sulfur" en droge lucht met als reden het storend zijn van water in het verdere proces. Er ontstaat namelijk zwavelzuurmist, wat corrosief is en daarnaast ook moeilijk is te absorberen, wat tenslotte een zwavelzuurmistpluim zal veroorzaken.

Droge lucht gebruiken we om geen water te introduceren en "bright yellow sulfur" om geen water te laten ontstaan. Deze zwavelsoort bevat namelijk erg weinig bitumen (< 0,003 % (lit.6)), wat inhoudt dat bij de verbranding zeer weinig water wordt gevormd.

*in kluis
T?*
We verbranden met ondermaat lucht teneinde NO_x vorming zoveel mogelijk te vermijden (lit.8). Het doel van het ontwerp is immers NO_x verwijdering.

Zwavel komt met 145°C het fornuis binnen en deze temperatuur is gekozen omdat zwavel dan de laagste viscositeit heeft. De zwavelleiding heeft een dubbele wand, zodat stoom gebruikt kan worden om de zwavel goed vloeibaar te houden. De luchttemperatuur is 40°C.

In de naverbrandingsoven wordt de overgebleven zwavel stoechiometrisch verbrand bij 700°C.

We kiezen deze temperatuur om twee redenen. Ten eerste willen we geen NO_x vorming en ten tweede is het zaak dat alle zwavel verbrand. Over de kinetiek van de verbranding is echter niets bekend. In zowel het fornuis als in de naverbrandingsoven is

de druk 1 atmosfeer.

VIB: Stoomcircuit.

De gasstroom komend van het fornuis moet gekoeld worden van 1653°C tot 700°C en dat gebeurt onder opwekking van HD stoom van 40 atm. en 250°C. Als ketelvoedingwater gebruiken we gedemineraliseerd en ontlucht water van 185°C en 40 atm. en deze hoge temperatuur om zwavelzuurmistvorming aan de binnenkant van de pijpen te vermijden (lit.6).

We gebruiken gedemineraliseerd en ontlucht water i.v.m. ketelsteenvorming en corrosie.

We zorgen ervoor dat 10 % van het binnenkomende ketelvoedingwater in stoom wordt omgezet teneinde te vermijden dat de pijpen droog komen te staan, met als gevolg een hoge warmteweerstand aan de ketelvoedingwaterzijde, waarbij gezien de hoge gastemperatuur het smelten der pijpen ook niet ondenkbaar is. Een gevolg van het verbranden met ondermaat lucht in het fornuis is dat zwaveldamp aanwezig is en de vraag is of dit zal condenseren aan de binnenkant van de pijpen.

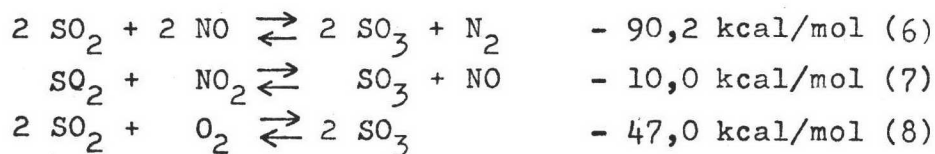
Volgens (lit.9) is bij 250°C een dampdruk van 34 Torr toelaatbaar en in ons geval is de dampdruk slechts 8 Torr, waaruit blijkt dat zwavelcondensatie niet op zal treden.

VIC: Reactorsectie.

In de reactor wordt SO₂ in SO₃ omgezet bij 475°C en de katalysator is Pd/Al₂O₃.

De hiervoor benodigde zuurstof is afkomstig van NO_x en O₂ uit de afgasstroom van een HNO₃-fabriek.

De optredende reacties zijn:



Chromiumdioxide

Experimenteel is gebleken dat bij de volgende space velocities de omzetting 100 % is.

$$\text{s.v.} = 56,3 \cdot 10^3 \text{ Nm}^3/\text{m}^3 \text{ kat.u.}$$

$$\text{s.v.} = 68,2 \cdot 10^3 \text{ Nm}^3/\text{m}^3 \text{ kat.u.}$$

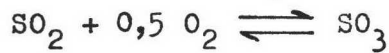
De temperatuur stijgt tot 613°C wanneer geen tussenkoeling wordt gebruikt. In hoeverre deze temperatuur van invloed is op de reactie is niet te zeggen aangezien er te weinig bekend is over de kinetiek van de reactie.

De druk is 1 atmosfeer.

C2: Konvertor: (lit. 10)

Reaktie:

De in de konvertor optredende reactie is:



Hierbij ligt het evenwicht uiterst rechts.

De vrijkomende warmte $\Delta H_r = -22,6$ Kcal/mol omgezet SO_2 .

Voor de evenwichtsconstante geldt:

$$\ln K_p = 22600/RT - 10,68 \quad (9)$$

$\Delta H_r = 22,6 = E_2 - E_1$, waarbij

$E_1 =$ aktiveringsenergie van $\text{SO}_2 + 0,5 \text{O}_2 \rightarrow \text{SO}_3$

$E_1 = 31,0$ Kcal/mol

$E_2 =$ aktiveringsenergie van $\text{SO}_3 \rightarrow \text{SO}_2 + 0,5 \text{O}_2$

$$E_2 = 22,6 + 31,0 = 53,6 \text{ kcal/mol}$$

$$\ln k_1 - \ln k_2 = \ln K_p \quad (10)$$

$$\ln k_1 = -31000/RT + 12,07 \quad (11)$$

$$\ln k_2 = -53600/RT + 22,75 \quad (12)$$

$$r = k_1 \cdot p_{\text{O}_2} \cdot p_{\text{SO}_2}^{0,5} - k_2 \cdot p_{\text{SO}_3} \cdot p_{\text{O}_2}^{0,5} \cdot p_{\text{SO}_2}^{-0,5} \quad (13)$$

$$r = \left[\text{mol omgezet SO}_2 / \text{sec.g.kat} \right]$$

$$r = (k_1 \cdot p_{\text{O}_2} \cdot p_{\text{SO}_2}^{0,5} - k_2 \cdot p_{\text{SO}_3} \cdot p_{\text{O}_2}^{0,5} \cdot p_{\text{SO}_2}^{-0,5}) \times 8,46 \cdot 10^6 \quad (14)$$

$$r = \left[\text{ton H}_2\text{SO}_4 / 24 \text{ u. tonkat} \right]$$

Maximale omzettingssnelheid:

$$dr/dT = 0 = k_1 (E_1/RT^2) \cdot p_{\text{O}_2} \cdot p_{\text{SO}_2}^{0,5} - k_2 (E_2/RT^2) \cdot p_{\text{SO}_3} \cdot p_{\text{O}_2}^{0,5} \cdot p_{\text{SO}_2}^{-0,5} \quad (15)$$

K_p bij maximale omzettingssnelheid:

$$K_p = 1,73 (=E_2/E_1) p_{\text{SO}_3} \cdot p_{\text{SO}_2}^{-1} \cdot p_{\text{O}_2}^{-0,5} \quad (16)$$

Uit de evenwichtsconstante, die berekend is uit (16) kan met behulp van (9) de optimale temperatuur uitgerekend worden.

T kleiner dan T_{opt} : De reactiesnelheid wordt op thermische gronder kleiner.

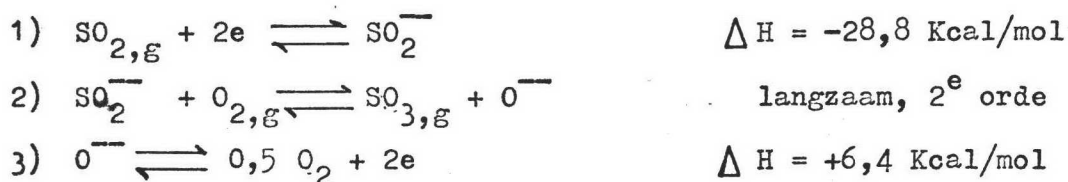
T groter dan T_{opt} : De reactiesnelheid wordt kleiner ten gevolge van de nadering van het evenwicht.

K_p moet dus te berekenen & steeds groter worden plus T ↓

Kinetiek van de reactie:

De reactie van zuurstof in de gasfase met, door middel van chemisorptie aan het katalysatoroppervlak geadsorbeerde SO_2 bepaalt de reactiesnelheid.

De adsorptieisothermen van Langmuir tonen aan, dat er ten minste twee verschillende aktieve plaatsen op de katalysator aanwezig zijn. Zowel O_2 als SO_2 molekulen worden door middel van chemisorptie reversibel geadsorbeerd. De adsorptie van O_2 is echter langzamer dan de reactiesnelheid behorend bij die temperatuur en druk. Daar de adsorptiesnelheid van SO_2 hoog is vergeleken met de reactiesnelheid mag aangenomen worden, dat het SO_2 adsorptieevenwicht bereikt wordt. Mede doordat de O_2 adsorptie langzamer is dan de reactiesnelheid kan bovendien worden aangenomen, dat de zuurstof overwegend vanuit de gasfase met geadsorbeerd SO_2 reageert. De adsorptiesnelheid van O_2 is evenredig met de partiële zuurstofdruk en neemt toe bij stijgende temperatuur. Het volgende reactiemechanisme wordt voorgesteld.



e = aktieve plaats

D: Absorptiesectie:

In de absorptiesectie vindt absorptie plaats van SO_3 en van H_2O . De absorptie van SO_3 gaat gepaard met een chemische reactie in de vloeistoffase. Bij deze reactie komt 21,2 Kcal/mol vrij bij 18°C . De SO_3 absorptie vindt plaats bij temperaturen variërend van 60°C tot 90°C . Hiermee wordt bedoeld, dat de temperatuur van het ingaande zuur 60°C is en dat de temperatuur van het uitgaande zuur ten gevolge van vrijkomende warmte kan stijgen tot ongeveer 90°C . De absorptie van H_2O vindt plaats bij een temperatuur rond de 40°C . De drijvende kracht bij beide absorpties is de partiële druk van de te absorberen component, daar de dampspanning van SO_3 en H_2O boven zwavelzuuroplossingen bij bovenstaande temperaturen en concentraties van ca. 98 % verwaarloosbaar is. De verdunning of opsterking van het zuur tijdens de absorptie wordt bepaald door de gewenste gassnelheid.

VII: KEUZE APPARATUUR EN BEREKENING.

=====

VIIA: Verbrandingssectie.

VIIA1: Fornuis.

-a- Inleiding.

We gaan uit van een zwavelzuurproduktie van 575 t/d en dit betekent dat er 187,8 t/d zwavel verbrand moet worden. Dit gebeurt met zuurstof uit de lucht. In het fornuis wordt 95 % van de zwavel verbrand en de hiervoor benodigde lucht is 24822 Nm³/u. De optredende reactie luidt:



-b- Keuze oven (lit.6).

We hebben de keus uit twee soorten ovens en wel een verticale en een horizontale.

Op het eerste gezicht lijkt een verticale oven geschikter aangezien deze een betere warmteopslag heeft tijdens "shut-downs", wat betekent gemakkelijk opstarten zelfs na een stop van 12 uur. Verder heeft deze oven ook een betere flexibiliteit en neemt daarnaast minder ruimte in. Nadelig is echter dat de investering bij hogere capaciteiten (boven 400 t/d) twee keer zo hoog is vergeleken met horizontale branders en bovendien moet om de 4 à 5 jaar het inwendige van de brander worden vervangen dus naast hogere investeringen ook hogere onderhoudskosten. Deze nadelen maken een verticale oven toch onaantrekkelijk zodat we een horizontale oven verkiezen.

-c- Temperatuurberekening.

Voor het berekenen van de temperatuur, waarmee de verbrandingsgassen het fornuis verlaten gaan we uit van het volgende gedachtenexperiment.

Zwavel komt binnen met een temperatuur van 145°C en lucht bij 40°C. We verwarmen de lucht tot 145°C en laten bij deze temperatuur de reactie verlopen. De ontstane warmte is nodig voor de opwarming van lucht en verder wordt verondersteld dat 4 % verdwijnt door straling. Het overblijvende gedeelte dient om

het produktenmengsel op te warmen tot de uitgangstemperatuur.

Voor de berekeningsmethode voor ΔH 's en c_p 's zie Appendix 1.

Totale vrijkomende warmte:

$$\phi_{\text{mol S}} \cdot \Delta H(418) = 16654103 \text{ kcal/u.} \quad (18)$$

$$\phi_{\text{mol S}} = 232,2 \text{ kmol/u. ; } \Delta H(418) = -71,723 \text{ kcal/mol.}$$

Opwarming lucht kost aan warmte:

$$\phi_{\text{mol l}} \cdot \bar{c}_{p(l)}(313-418) \cdot \Delta T = 814171 \text{ kcal/u} \quad (19)$$

$$\phi_{\text{mol l}} = 1108,1 \text{ kmol/u. ; } \bar{c}_{p(l)}(313-418) = 7,00 \text{ kcal/kmol.}^\circ\text{C.}$$

$$\Delta T = 105.$$

Er blijft over $16654103 - 814171 = 15839932 \text{ kcal/u.}$

We hebben nu een produktenmengsel van 145°C met een warmte-inhoud van:

| | |
|----------|--|
| | $\phi_{\text{mol N}_2} \cdot \bar{c}_{p(\text{N}_2)}(273-418) \cdot \Delta T = 880249 \text{ kcal/u} \quad (20)$ |
| analoog: | $\Delta H(\text{S})(273-418) = 15305 \quad "$ |
| " | $\Delta H(\text{SO}_2) \quad " = 339911 \quad "$ |
| | $1235465 \quad "$ |

$$(20) \phi_{\text{mol}(\text{N}_2)} = 876 \text{ kmol/u. ; } \bar{c}_{p(\text{N}_2)}(273-418) = 6,93 \text{ kcal/kmol.}^\circ\text{C}$$

$$\Delta T = 145^\circ\text{C}$$

De totale warmte inhoud is:

| | |
|----------------|---|
| | $15839932 + 1235465 = 17075397 \text{ kcal/u.}$ |
| - 4 % straling | $= \quad 683015 \quad "$ |
| | $16392382 \quad "$ |

De warmte beschikbaar om het produkt op te warmen van 145°C tot T_{uit} is:

$$16392382 - 1235465 = 15156917 \text{ kcal/u.}$$

We maken nu een schatting van de uittree temperatuur, we kiezen $T_{\text{uit}} = 1800 \text{ K.}$

Voor de berekening van ΔH maken we steeds gebruik van de volgende formule:

$$\Delta H = \phi_{\text{mol}} \cdot \bar{c}_p \cdot \Delta T \quad (21)$$

Handwritten notes:
 Is berekening uit
 $(H_{T_{\text{uit}}} - H_{T_{25}})_{\text{mol}}$
 met de waarde
 Geen \bar{c}_p nodig meer (want
 constant)

| | | | |
|----------------------------------|---|----------------|---------|
| $\Delta H(N_2)$ (418-1800) | = | 9563993 | kcal/u. |
| $\Delta H(S_1)$ (418- 718) | = | 30158 | " |
| $\Delta H(\text{verd. S})$ (718) | = | 30500 | " |
| $\Delta H(S_g)$ (718-1800) | = | 57554 | " |
| $\Delta H(SO_2)$ (418-1800) | = | <u>4075435</u> | " |
| | | | + |
| Totaal | | 13757640 | " |

Het verschil met de hoeveelheid beschikbare warmte is te groot, wat betekent dat we een te lage temperatuur hebben gekozen. We verhogen nu de temperatuur net zo lang tot het verschil verwaarloosbaar klein is. We komen dan uit op 1653°C.

-d- Constructie fornuis.

Het fornuis bestaat uit een stalen omhulsel met aan de binnenkant één laag isolatie steen en één of twee lagen vuurvaste steen. Voor goede menging tussen zwaveldamp en lucht bevat het fornuis twee of drie muren, waar binnen stenen en open ruimtes elkaar afwisselen.

Per dag komt 187,8 ton zwavel binnen en hiervoor is 25 ft³ per ton zwavel per dag aan ruimte nodig. (lit.6).

Totale inhoud is 133 m³. We kiezen $D_i = 3,5$ m en $l = 13,8$ m

In de naverbrandingsoven gaan de berekeningen analoog en dit levert op dat de uitgangstemperatuur 770°C is.

Voor het stralingsverlies hebben we 1 % (= 87 kW) genomen.

V11B Reactorsectie.

V11B1 Reactor.

-a- Inleiding

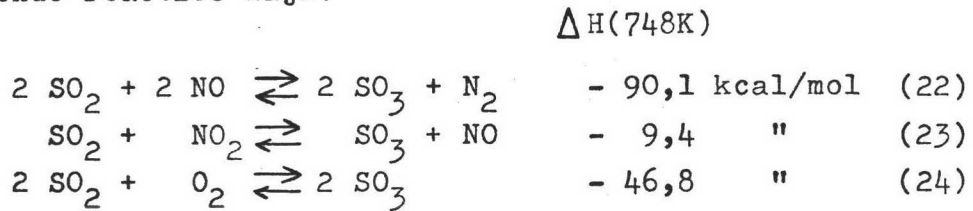
In de reactor wordt een NO_x stroom van 67718,7 Nm³/u met een temperatuur van 342°C gemengd met een SO_2 stroom van 26128 Nm³/u met een temperatuur van 770°C. De mengtemperatuur wordt 475°C en bij deze temperatuur vindt reactie plaats en als katalysator wordt Pd/Al₂O₃ gebruikt. De temperatuur stijgt tot 613°C en de benodigde hoeveelheid kat. is 1,67 m³.

Per uur wordt 192,7 kmol SO_2 in SO_3 omgezet m.b.v. 92,1 kmol O_2

Handwritten notes and arrows in the bottom right corner, including the number 902 and some illegible scribbles.

en 6,1 kmol NO_x.

De optredende reacties zijn:



-b- Temperatuurberekening.

De hoeveelheid vrijkomende warmte bij de diverse reacties.

bij (22) $\Delta H(748K) \cdot \phi_{mol} = - 276484 \text{ kcal/u}$ (25)

bij (23) $= - 23149 \text{ "}$ (26)

bij (24) $= - 4308438 \text{ "}$ (27)

Totaal $\overline{\hspace{1cm}} +$
4608071 "

Voor de berekening van de temperatuurstijging doen we een schatting voor \bar{c}_p en we kiezen hiervoor 8,0 kcal/kmol.^oC.

$\phi_{mol} = 4094,4 \text{ kmol/u.}$

$$\Delta T = \frac{4608071}{8,0 \cdot 4094,4} = 141^{\circ}C$$

We gaan nu \bar{c}_p berekenen en doen hierbij de aanname dat $\Delta T = 135^{\circ}C$, omdat we vermoeden dat 8,0 te laag is gekozen.

$\bar{c}_p(748-883) = 8,13$ en hieruit volgt: $\Delta T = 138,4$.

$T_{uit} = 138 + 475 = 613^{\circ}C$.

-c- Reactordimensies.

Aan de hand van lab. proeven, waarbij is gebleken dat bij een space velocity van $56,3 \cdot 10^3 \text{ Nm}^3/\text{m}^3 \text{ kat.u.}$ een 100 % omzetting wordt bereikt, berekenen we de hoeveelheid katalysator.

We hebben een volumedebiet van $93847 \text{ Nm}^3/\text{u}$, wat betekent dat $1,67 \text{ m}^3$ kat. nodig is.

Volgens de Ergun relatie (lit.12) is de drukval, bij een superficiële gassnelheid van 6 m/s, een buisdiameter van 3,9 m en een bedhoogte van 14 cm, 2,4 %

Ergun relatie:
$$\frac{\Delta p}{1} = \frac{150 \cdot (1-\epsilon)^2 \cdot \eta \cdot v_g}{\epsilon^3 \cdot d_p^2 \cdot \rho_g} + 1,75 \cdot \frac{(1-\epsilon) \cdot v_g^2 \cdot \rho_g}{\epsilon^3 d_p} \quad (28)$$

*phosphor?
kin. of diff. beïnvloed?*

*Maar is de
SO₂ → SO₃
omzetting*

aanwijzing!

Δp = drukval in N/m^2 ; ϵ = bedporositeit.
 l = bedhoogte in m.; η = dynamische viscositeit in Ns/m^2 .
 v_g = superficiële gassnelheid in m/s ;
 d_p = deeltjesdiameter in m ; ρ_g = gasdichtheid in kg/m^3 .

Een hogere gassnelheid geeft een hogere drukval en meer corrosie maar de l/D verhouding wordt gunstiger.

Voor de hoogte van de reactor kiezen we 4 m en de inwendige diameter is 3,9 m.

B2: Konvertor:

a) Ontwerpcondities:

Bij het ontwerp van de konvertor moet naar een optimum tussen de gasweerstand en het gewicht van het apparaat gestreefd worden. Bij een lage weerstand (v_g is klein) hoort een relatief groot apparaat. Hierbij moet rekening worden gehouden met het feit, dat de gassnelheid de katalysatorwerking beïnvloedt. Bij een grote gassnelheid, zal de stofoverdrachtsconstante (k_g) eveneens groter zijn, omdat de diffusie beter is. Dit is relevant als de reactie aan het katalysatoroppervlak zo snel verloopt, dat de diffusie snelheidsbepalend is, wat het geval is als de gassamenstelling nog ver van de evenwichtssamenstelling af ligt en de temperatuur hoog is ($> 450^\circ\text{C}$). In de buurt van het evenwicht bij 400°C . en lager is de totaalsnelheid onafhankelijk van de gassnelheid.

Het begrip, dat de reactie voor iedere omzettingsgraad bij een bepaalde temperatuur met een maximale snelheid verloopt heeft geleid tot berekening van de katalysatorhoeveelheid. Daarvoor werd de hoeveelheid katalysator empirisch bepaald. De hoeveelheid katalysator hangt vanzelfsprekend ook af van de eigenschappen van de betreffende katalysator, zoals de aktiviteit. Hierbij zijn de aktiveringsenergie en K_∞ van belang. De hier gebruikte waarden gelden voor een vanadiumkatalysator. Door bij twee verschillende temperaturen de reactiesnelheid te meten, kunnen K_∞ en E berekend worden.

De uit de absorbers (T 28 en T 33) tredende gasstroom kan als volgt gespecificeerd worden:

$$\begin{aligned} \text{inert: } & 86253 \text{ Nm}^3/\text{u.} \\ \text{SO}_2: & 1155 \text{ Nm}^3/\text{u.} \\ \text{SO}_3: & \frac{43 \text{ Nm}^3/\text{u.}}{87451 \text{ Nm}^3/\text{u.}} + \end{aligned}$$

We gaan uit van een O_2/SO_2 verhouding van 7, zodat $38592 \text{ Nm}^3/\text{u.}$ lucht toegevoegd moet worden. De voeding van de konvertor is dan $126043 \text{ Nm}^3/\text{u.}$

De partiaaldruk van de belangrijkste componenten is:

$$\begin{aligned} p_{\text{SO}_3} &= 3,4 \times 10^{-4} \text{ atm.} \\ p_{\text{SO}_2} &= 9,2 \times 10^{-3} \text{ atm.} \\ p_{\text{O}_2} &= 6,44 \times 10^{-2} \text{ atm.} \end{aligned}$$

Handwritten notes:
 1) L/D #1
 2) Re klein → waarde klein

Handwritten note:
 De weerstand →

Handwritten mark:
 f.w.

Handwritten note:
 We gaan uit van

Na invullen van de conversie (=x) krijgen we:

$$p_{SO_3} = 0,0092 \cdot x / (1 - 0,0046 \cdot x) + 0,00034$$

$$p_{SO_2} = 0,0092 \cdot (1 - x) / (1 - 0,0046 \cdot x)$$

$$p_{O_2} = 0,0644 - 0,0046 \cdot x / (1 - 0,0046 \cdot x)$$

Bij een omzetting van 0,98 in de konvertor wordt een totaalconversie van 0,995 verkregen. De vrijkomende warmte zou een temperatuurstijging van ca. 30 graden veroorzaken. Teneinde een zo optimaal mogelijke werking te krijgen wordt een 2-trapskonvertor gebruikt.

*De 0,98
bevalt behoorlijk
Zie blz 24*

1^e bed: omzetting tot 0,9

2^e bed: omzetting tot 0,98

*maximale snelheid wordt bereikt
toestand = optimaal*

Het gas wordt in het eerste bed ingevoerd bij de optimumtemperatuur behorend bij een conversie van 0,9 (=492°C.), in het tweede bed komt het gas met een optimumtemperatuur, die behoort bij een conversie van 0,98 (=413°C.).

b) Constructie van het apparaat: (lit.6)

De wand van het apparaat is van staal bekleed met 2 lagen vuurvaste steen. De scheidingswand tussen beide bedden is ook van steen. De diameter is acht meter om de gassnelheid en dus de drukval klein te houden. Daar binnen het apparaat een druk van ruim één atmosfeer heerst, zal de constructie wat dit betreft geen probleem zijn. Een goede gasverdeling is bij dergelijke grote diameters echter wel een moeilijkheid.

c) Berekening van de katalysatorhoeveelheid:

Uit de vergelijkingen (16) en (9) volgt na invullen van de drukken behorend bij een conversie van 0,9:

$$T_{opt} = 492^{\circ}C.$$

Invullen van (11) en (12) geeft:

$$k_1 = 2839 \cdot 10^{-7} \text{ mol omgezet } SO_2/\text{sec. gkat. (atm)}^{1,5}$$

$$k_2 = 42,7 \cdot 10^{-7} \text{ mol omgezet } SO_2/\text{sec. gkat. (atm)}$$

Nu kan (14) ingevuld worden, waardoor de omzettingssnelheid bekend is. De omzettingssnelheid wordt uitgerekend bij verschillende conversies en dezelfde temperatuur. De resultaten zijn als volgt.

W. H. H. H. H.

Tabel 3:

| x | r (ton H ₂ SO ₄ / 24 u. tonkat) | 10 ² /r | p _{O₂} · 10 ² (atm.) | p _{SO₂} · 10 ³ (atm.) | p _{SO₃} · 10 ³ (atm.) |
|--------------|---|--------------------|--|---|---|
| 0,0 | 14,80 | 6,75 | 6,44 | 9,20 | 0,34 |
| 0,2 | 12,86 | 7,78 | 6,35 | 7,37 | 2,18 |
| 0,4 | 10,71 | 9,34 | 6,27 | 5,53 | 4,03 |
| 0,6 | 8,15 | 12,27 | 6,18 | 3,69 | 5,88 |
| 0,7 | 6,60 | 15,15 | 6,14 | 2,77 | 6,80 |
| 0,8 | 4,69 | 21,32 | 6,09 | 1,85 | 7,73 |
| 0,85 | 3,48 | 28,74 | 6,07 | 1,39 | 8,19 |
| 0,90 0,91 | 1,87 | 53,48 2200 | 6,05 | 0,92 | 8,65 |

Na tussenkoeling krijgen we voor het tweede bed op identieke wijze:

$$T_{\text{opt}} = 413^{\circ}\text{C.}$$

$$k_1 = 277 \cdot 10^{-7} \text{ mol omgezet SO}_2/\text{sec. gkat. (atm)}^{1,5}$$

$$k_2 = 0,75 \cdot 10^{-7} \text{ mol omgezet SO}_2/\text{sec. gkat. (atm)}$$

Tabel 4:

| x | r (ton H ₂ SO ₄ / 24 u. tonkat) | 10 ² /r | p _{O₂} · 10 ² (atm.) | p _{SO₂} · 10 ³ (atm.) | p _{SO₃} · 10 ³ (atm.) |
|-------|---|--------------------|--|---|---|
| 0,90 | 0,39 | 256 | 6,05 | 0,92 | 8,65 |
| 0,92 | 0,33 | 303 | 6,04 | 0,74 | 8,84 |
| 0,94 | 0,27 | 370 | 6,03 | 0,55 | 9,03 |
| 0,955 | 0,22 | 455 | 6,03 | 0,42 | 9,16 |
| 0,97 | 0,15 | 667 | 6,02 | 0,28 | 9,30 |
| 0,98 | 0,08 | 1250 | 6,02 | 0,18 | 9,40 |

Bovenstaande resultaten zijn verwerkt in de grafieken 1 en 2. Het oppervlak, dat ingesloten wordt door $10^2/r = 1$ en $x = 0,1$, komt overeen met een katalysatorhoeveelheid van 1 kg.

$10^2/r$
↑
[ton H_2SO_4 / 24 u. 10 kg. kat.]

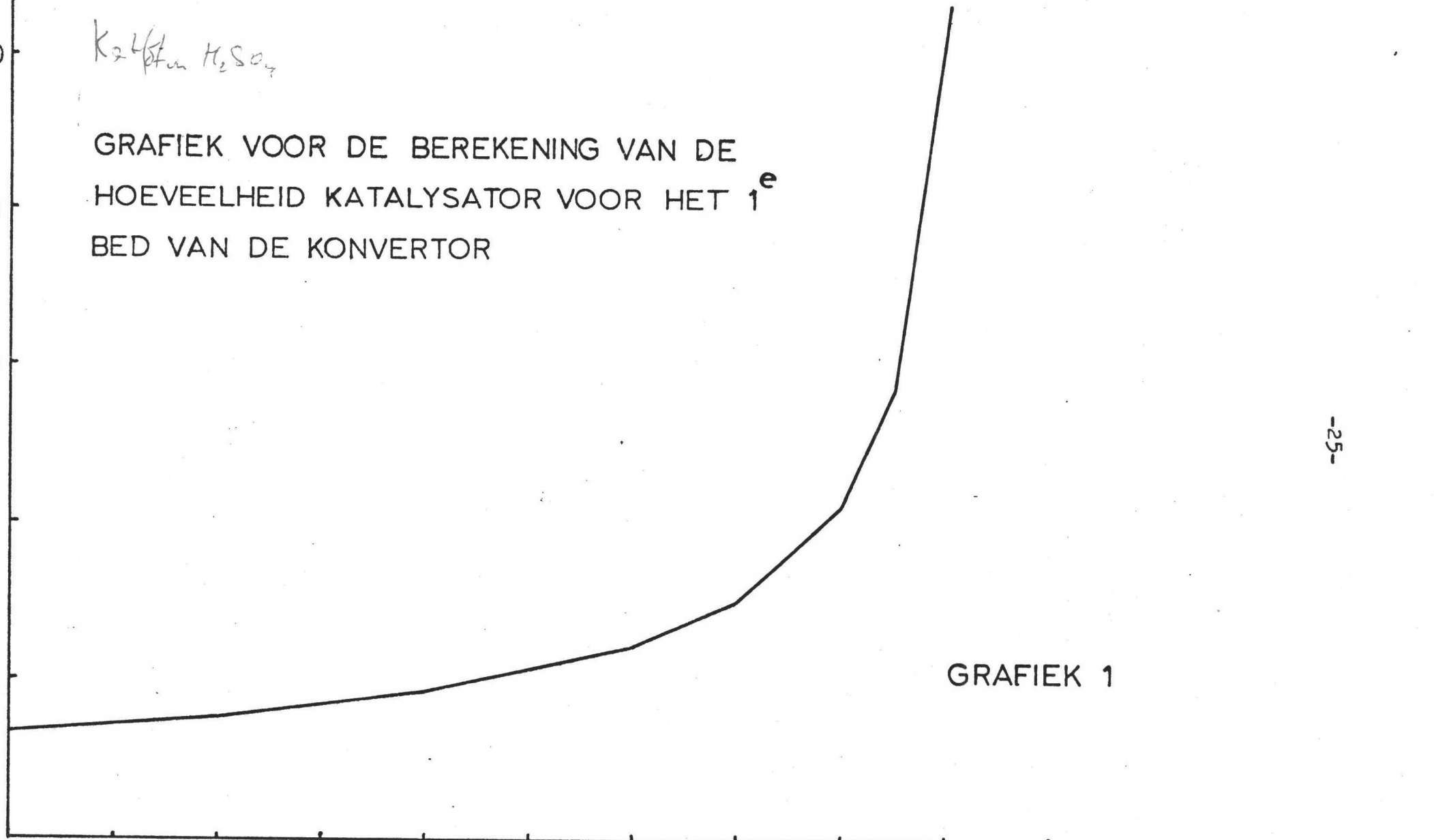
K_2 $\frac{1}{r}$ H_2SO_4

GRAFIEK VOOR DE BEREKENING VAN DE
HOEVEELHEID KATALYSATOR VOOR HET 1^e
BED VAN DE KONVERTOR

50
40
30
20
10

0,1 0,2 0,3 0,4 0,5 0,6 0,7 0,8 0,9 1,0 → x [ton H_2SO_4 / 24 u.]

GRAFIEK 1



$10^2/r$
↑

[ton H_2SO_4 /24u.10kg.kat.]

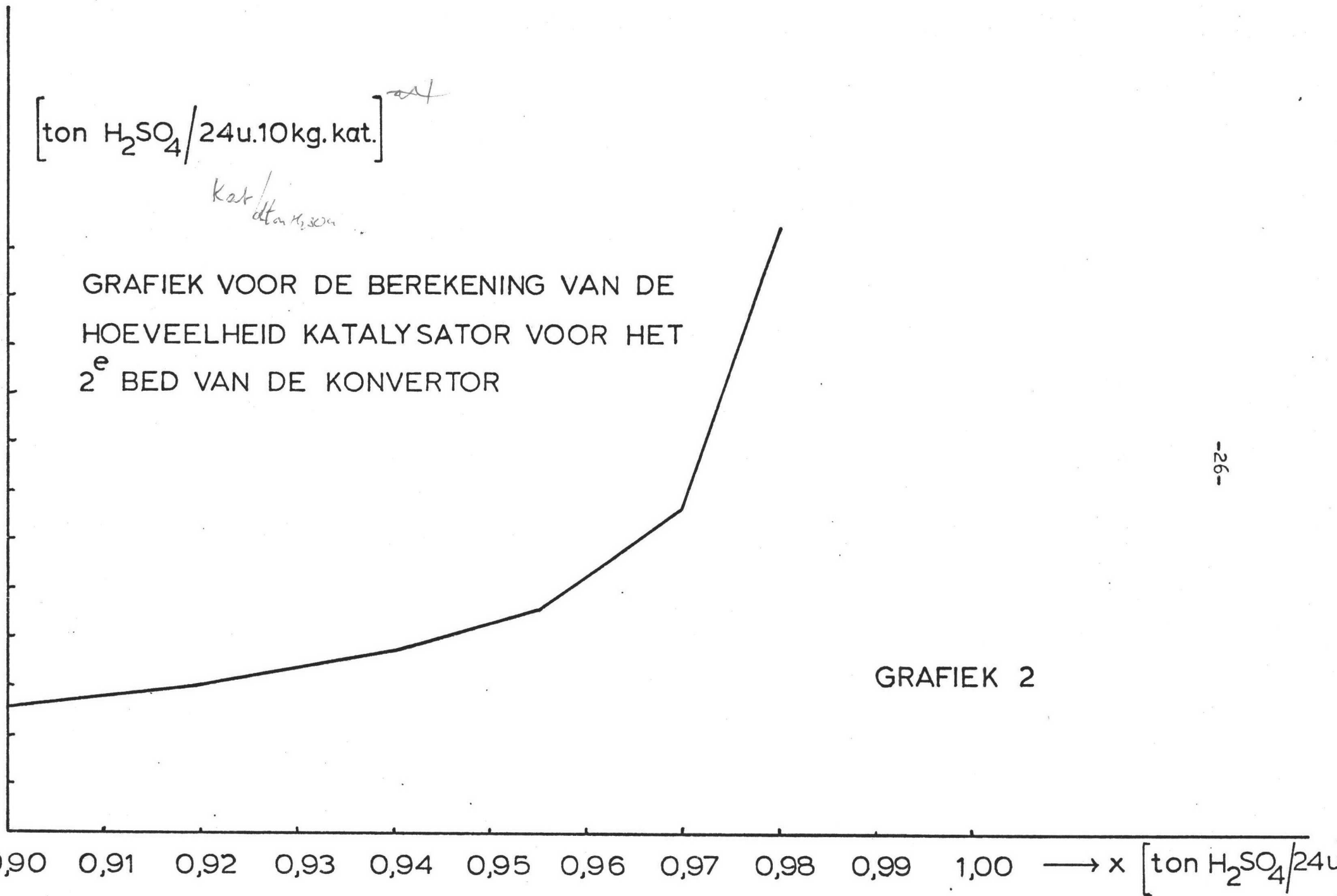
*Kat/
dtan H_2SO_4*

GRAFIEK VOOR DE BEREKENING VAN DE
HOEVEELHEID KATALYSATOR VOOR HET
2^e BED VAN DE KONVERTOR

1200
1100
1000
900
800
700
600
500
400
300
200
100

0,90 0,91 0,92 0,93 0,94 0,95 0,96 0,97 0,98 0,99 1,00 → x [ton H_2SO_4 /24u.]

GRAFIEK 2



1^e bed: 117 kg kat/ton H₂SO₄.24 u.

2^e bed: 369 kg kat/ton H₂SO₄.24 u.

totaal: 486 kg kat/ton H₂SO₄. 24u.

Stortgewicht van katalysator is ca. 0,5 kg/l., dus
ca. 970 liter kat/ton H₂SO₄.24 u.

H₂SO₄ produktie door middel van konvertorstap = 121,3 ton/24 u.
Benodigde hoeveelheid katalysator = ca. 120 m³.

Hoogte van bedden:

1^e bed: 0,57 m.

2^e bed: 1,78 m.

totaal: 2,35 m.

diam? 8 mtr.

De totale hoogte van het bed wordt op 5 meter gesteld.

Gassnelheid:

1^e bed: $v_g = T \cdot \phi_v / 298 \cdot S \cdot 3600 = 765 \cdot 126043 / 298 \cdot 50,24 \cdot 3600 =$

$v_g = 1,80$ m/sec.

2^e bed: $v_g = 686 \cdot (126043 - 520) / 298 \cdot 50,24 \cdot 3600 =$

$v_g = 1,60$ m/sec.

Bij deze tamelijk hoge gassnelheden is de diffusie naar en van het katalysatoroppervlak snel, zodat de reactie als snelheidsbepalend beschouwd mag worden.

d) Berekening van vrijkomende warmten en temperaturen:

Reactiewarmte: $\Delta H_r = 22,6$ Kcal/mol omgezet SO₂

1^e bed: Er wordt $0,9 \cdot 1155 / 22,4 = 46,41$ Kmol SO₂ omgezet per uur.

Vrijkomende warmte = $\Delta H = 1048866$ Kcal/u.

$$\bar{c}_p = \% N_2 \cdot c_{p_{N_2}} (773) + \% O_2 \cdot c_{p_{O_2}} (773) + \% SO_3 \cdot c_{p_{SO_3}} (773) + \% SO_2 \cdot c_{p_{SO_2}} (773)$$

$$\bar{c}_p = 7,62 \text{ cal/mol. } ^\circ\text{C.}$$

$$\Delta T = \Delta H / \phi_{\text{mol}} \cdot \bar{c}_p = 24,56 \text{ } ^\circ\text{C.}$$

Evenzo 2^e bed: $\Delta T = 2,2$ °C.

V11C: Stoomcircuit.

V11C1: Inleiding.

Het stoomcircuit bestaat uit een stoomketel, turbine en een ketelvoedingwateropwarmgedeelte.

In de stoomketel H9 wordt 11569,9 kW onttrokken aan de gasstroom komend uit het fornuis. Hierbij daalt de gasstroom in temperatuur van 1653°C tot 700°C en wordt 5,74 kg/s HD stoom van 40 atm. en 250°C opgewekt.

In warmtewisselaar H25 wordt de stoom oververhit en vervolgens in een tweetraps turbine geëxpandeerd. Een gedeelte van de MD stoom komend van de eerste trap wordt gebruikt om ketelvoedingwater voor te verwarmen en de rest gaat naar het stoomnet en zo ook de lage druk stoom komend uit de tweede trap. Bij elkaar opgeteld verdwijnt naar het stoomnet 4,6 kg/s, wat automatisch inhoudt, dat de hoeveelheid gedemineraliseerd water, die gesuppleerd moet worden ook 4,6 kg/s moet zijn. Deze hoeveelheid brengen we met pomp (P13) op 3 atm. en m.b.v. stoom in H16 van 20 op 130°C. Hierna vindt ontluchting plaats in V18 en de druk wordt met pomp (P19) verhoogd tot 10 atm. Via H20 en H17 wordt de temperatuur op 185°C gebracht en het geheel wordt met 1,14 kg gecondenseerde stoom gemengd en op 40 atm. gebracht met pomp (P14). Vervolgens wordt het naar de stoomketel gevoerd.

V11C2: Stoomketel.

-a- Keuze stoomketel.(lit.6)

We hebben de keus uit twee soorten stoomketels en wel een vlampijp- en een waterpijpketel.

Het verschil is, dat in het eerste geval het water om de pijpen en in het tweede geval door de pijpen stroomt en gezien het feit dat we te maken hebben met een corrosief medium geeft de vlampijpketel dan ook de voorkeur. Bovendien is deze laatste veel eenvoudiger van constructie vergeleken met de waterpijpketel.

ook van 40 atm?

-b- Ontwerp stoomketel.

We hebben te maken met gassen van zeer hoge temperatuur en

daarom zal de warmte overdracht niet alleen door convectie maar ook door straling plaatsvinden. Om na te gaan, welke rol de warmte overdracht door straling speelt moeten we aannamen doen wat betreft de afmetingen van de buizen alsmede de gassnelheid. Deze aannamen baseren we op de eis dat voor een goede convectieve warmte overdracht het Reynolds getal groter dan 10^4 moet zijn.

We kiezen een gassnelheid van 10 m/s en een inwendige pijpdiameter van 20 mm.

$$Re = \frac{\bar{\rho} \cdot \bar{v}_g \cdot D_i}{\bar{\eta}} = \frac{0,321 \cdot 10 \cdot 20 \cdot 10^{-3}}{45,6 \cdot 10^{-6}} = 1408 \quad (29)$$

Verklaring formule: $\bar{\rho}$ = gemiddelde dichtheid in kg/m^3 ;
 \bar{v}_g = gemiddelde gassnelheid in m/s;
 D_i = inwendige diameter in m;
 $\bar{\eta}$ = dynamische viscositeit in Ns/m^2 ;

Deze waarde is veel te laag voor een goede warmte overdracht door convectie en we verhogen de diameter alsmede de gassnelheid respectievelijk tot 46 mm (inwendig) en 30 m/s.

$$Re = 9714$$

Deze waarde wijkt nauwelijks af van 10^4 en is daarom ook reëel voor goede convectieve warmte overdracht.

We berekenen nu de warmte overdracht door straling onder voornoemde condities en hiervoor gebruiken we de formule:

$$\dot{Q}_s'' = \sigma \cdot (e_g \cdot T_g^4 - a_g \cdot T_w^4) \quad (\text{lit.12}) \quad (30)$$

Verklaring formule:

Door het gas wordt warmte uitgestraald naar de wand en deze warmte is gelijk aan (30).

Hierbij is σ = stralingsconstante in $\text{W/m}^2\text{K}^4$ ($=5,75 \cdot 10^{-8}$);
 T_g = gemiddelde gastemperatuur in K.;
 T_w = gemiddelde wandtemperatuur in K.;
 e_g = emissiecoëfficiënt van het gas;
 a_g = absorptiecoëfficiënt van het gas;

Formule (30) geeft de hoeveelheid straling (in W/m^2) aan, welke door het gas wordt uitgezonden en deze hoeveelheid is gelijk aan de hoeveelheid welke door de pijp wordt geabsorbeerd als we te maken hebben met een "black-body", maar dit laatste is niet van toepassing en de absorptie is geen 100 % maar 80 % (lit.13), wat betekent dat 20 % wordt gereflecteerd, waarmee ook rekening gehouden moet worden. Dit doen we m.b.v. de factor e' waarbij:

$$e' = \left(\frac{e_s + 1}{2} \right) \quad (31)$$

e_s = surface emission.

We voeren e' in in formule (30) en dit geeft:

$$\phi_s'' = e' \cdot \sigma \cdot (e_g \cdot T_g^4 - a_g \cdot T_w^4) \quad (32)$$

Hoe groot is nu de straling door het gas?

Hiervoor moeten we ons afvragen, waar het gas uit bestaat.

Het gas bestaat voor 80 % uit N_2 en de rest is SO_2 en S.

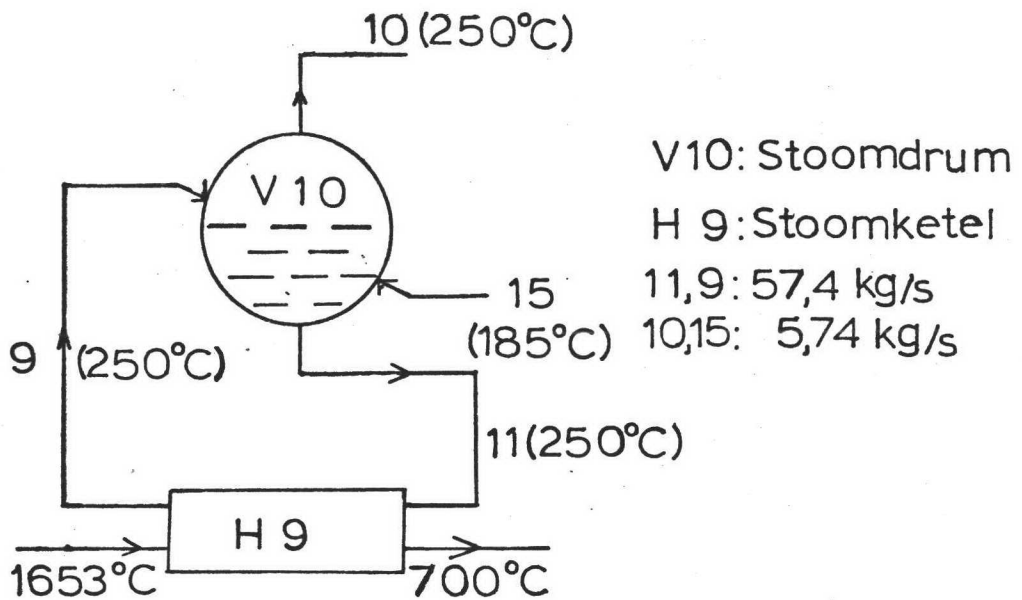
Voor N_2 geldt: $e = a = 1$ (lit.12).

Om $e(SO_2)$ te weten te komen moeten we echter eerst T_g weten en hiervoor gebruiken we een benaderingsformule (lit.14).

$$T_g = T_w + \Delta T_{log} \quad (33)$$

ΔT_{log} = logaritmisches gemiddelde temperatuurverschil.

Voor de berekening van ΔT_{log} moeten we de ketelvoedingwater-temperatuur weten. Deze temperatuur moet zo hoog zijn dat aan de binnenkant van de pijpen geen condensatie van zwavelzuur, met het gevolg corrosie, optreedt. We gaan er vanuit dat het ketelvoedingwater een ingangstemperatuur heeft van $185^\circ C$ en voegen zoveel toe dat 10 % van de inkomende stroom in stoom wordt omgezet (zie principeschets)



We kunnen nu ΔT_{\log} berekenen.

$$\Delta T_{\log} = \frac{(1653 - 250) - (700 - 250)}{\ln \frac{(1653 - 250)}{(700 - 250)}} = 838,1$$

We weten nu ΔT_{\log} en om T_g te weten te komen moeten we ook T_w weten. Deze waarde volgt uit:

$$\phi_w/A = \frac{\lambda}{d} \cdot \Delta T \quad (34)$$

λ = warmtegeleidingscoëfficiënt in $W/m^{\circ}C$;

A = warmtewisselend oppervlak in m^2 ;

d = wanddikte in m ($=2,5 \cdot 10^{-3}m$);

ΔT = temperatuurverschil over de wand;

Vanwege het corrosieve medium kiezen we RVS 316 (Cr 18 %; Ni 11 %; Mo 25 %; C max. 0,1; Fe) als pijpmateriaal.

$$\lambda_{RVS\ 316} = 16\ W/m^{\circ}C \quad (\text{lit.15})$$

Verder houden we er rekening mee dat het ketelvoedingwater ook een weerstand heeft en voor deze weerstand inclusief vervuiling nemen we $5 \cdot 10^{-4}\ m^2^{\circ}C/W$ (lit.16).

De totale weerstand wordt:

$$d/\lambda + 5 \cdot 10^{-4} = 6,6 \cdot 10^{-4}\ m^2^{\circ}C/W \quad (35)$$

De enige onbekende in formule (34) is nog A en hiervoor maken we een schatting, welke we baseren op de volgende for-

mule:

$$\phi_w = U \cdot A \cdot \Delta T_{\log} \quad (36)$$

U = warmtedoorgangscoefficient in $W/m^2 \cdot ^\circ C$ = $U_c + U_s$.

U_c = $U_{\text{convectie}}$; U_s = U_{straling} ;

Volgens (lit.17) kan U_c een waarde aannemen van 15-50 $W/m^2 \cdot ^\circ C$,
We nemen hiervoor 30 en we kiezen voor U_s 100 $W/m^2 \cdot ^\circ C$.

Uit formule (36) volgt nu :

$$A = \frac{11569,9 \cdot 10^3}{130,838,1} = 100 \text{ m}^2$$

volgens (34) is nu $\Delta T = 72^\circ C$. en dit betekent dat de binnenkant van de pijp een temperatuur heeft van ongeveer $320^\circ C$.

We kunnen nu met formule (33) T_g berekenen.

$$T_g = 320 + \frac{(1653 - 320) - (700 - 320)}{\ln \frac{(1653 - 320)}{(700 - 320)}} = 1079^\circ C = 1352K$$

Voor het berekenen van $a(SO_2)$ en $e(SO_2)$ bij T_g en T_w gebruiken we (lit.18).

Hiervoor moeten we de gemiddelde stralingslengte (L_M), de partiële druk alsmede de gastemperatuur (in graden Rankine) weten.

$$L_M = 0,94 \cdot 20 \cdot 10^{-3} \cdot 3,281 = 0,062 \text{ ft.}$$

$$P_{SO_2} = 0,2 \text{ atm.}$$

$$P_{SO_2} \cdot L_M = 0,012 \text{ atm.ft.}$$

$$T_R = 2434$$

Uit de tabel in lit.13 volgt e_{SO_2} is kleiner dan 0,008 en hieruit volgt dat de emissie door SO_2 wel verwaarloosd mag worden t.o.v. de emissie van N_2 .

De hoeveelheid warmte welke wordt geëmitteerd is nu na in-

vullen van de vergelijking (32)

$$\phi_s'' = 0,9 \cdot \sigma (0,8 \cdot 1352^4 - 0,8 \cdot 593^4) = 133207,7 \text{ W/m}^2.$$

De warmte overdracht door convectie is:

$$\phi_c/A = U_c \cdot \Delta T_{\log} = 30 \cdot 838,1 = 25143 \text{ W/m}^2$$

en we zien dat de warmte overdracht door straling wel degelijk een grote rol speelt.

De totale warmtedoorgangscoefficient kan nu bepaald worden. U_c hebben we gekozen (=30) en U_s volgt uit ϕ_s'' en is $159 \text{ W/m}^2\text{ }^\circ\text{C}$. Bij elkaar opgeteld geeft dit 189, wat afwijkt van de waarde waar we vanuit zijn gegaan. Maar voordat we de berekening opnieuw uit gaan voeren zullen we eerst nagaan wat de warmteoverdrachtscoefficient wordt volgens de formule voor het Nusselt getal.

$$Nu = \frac{\alpha \cdot D_i}{\lambda} = 0,027 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,33} \quad (37)$$

α = warmtedoorgangscoefficient in $\text{W/m}^2\text{ }^\circ\text{C}$;
 $Pr = \eta/a \cdot \rho$ en a is temperatuurvereffeningscoefficient in m^2/s
(37) geldt als Re groter is dan 10^4 en Pr groter dan 0,7
De hieruit volgende α moet gelijk zijn aan de geschatte waarde voor U .

$$\alpha = 0,027 \cdot (9714)^{0,8} \cdot 0,72^{0,33} \cdot 752 \cdot 10^{-4} / 46 \cdot 10^{-3}$$

hieruit volgt $\alpha = 61,3 \text{ W/m}^2\text{ }^\circ\text{C}$, wat veel te laag is vergeleken met de geschatte waarde en dit betekent dat we de diameter moeten verlagen en de gassnelheid verhogen. We nemen $v = 60 \text{ m/s}$; $D_i = 20 \cdot 10^{-3} \text{ m}$; Dit geeft voor α 127, wat nog te laag is. We verhogen de gassnelheid tot 80 m/s en we vinden $\alpha = 160 \text{ W/m}^2\text{ }^\circ\text{C}$. In verband met drukval en corrosie kunnen we de gassnelheid niet te hoog nemen. *water te hoog da mel?*
De geschatte α was 189, maar hierbij is voor U_c een waarde van 30 genomen. Als we hiervoor 15 nemen dan krijgen we

$$\alpha = 174.$$

Uit formule (36) volgt dan: $A = 79 \text{ m}^2$ en uit (34) volgt $\Delta T = 96^\circ\text{C}$ en dit geeft voor $T_w = 346^\circ\text{C}$. Uit (33) volgt $T_g = 1076^\circ\text{C}$. We berekenen nu de straling bij deze nieuwe wand- en gastemperatuur.

$$\phi_s'' = 130,9 \text{ kW/m}^2 \quad \therefore U_s = 156 \text{ W/m}^2 \quad \therefore U_{\text{totaal}} = 171$$

en dit komt goed overéén met de α volgens het Nusselt getal.

We berekenen nu de pijplengte en het aantal pijpen.

Het warmtewisselend oppervlak is:

$$A = \pi \cdot \bar{D} \cdot l = 79 \text{ m}^2 \quad (38)$$

\bar{D} is gemiddelde dikte ($= 22,5 \cdot 10^{-3} \text{ m}$);

$$\therefore l = 1118 \text{ m}$$

We berekenen nu het aantal pijpen nodig voor het stoftransport.

Hiervoor moeten we de volumestroom bij de gemiddelde gastemperatuur weten. Deze volgt uit :

$$\phi_v(\bar{T}) \cdot T^\circ = \phi_v^\circ \cdot \bar{T} \quad (39)$$

$\phi_v(\bar{T})$ is volumestroom bij de gemiddelde gastemperatuur;

ϕ_v° is volumestroom onder standaardomstandigheden;

T° is 298°C ;

$$\therefore \phi_v(\bar{T}) = 122027 \text{ m}^3/\text{u} = 33,9 \text{ m}^3/\text{s}.$$

$$\phi_v(1 \text{ pijp}) = v_g \cdot S = 0,025 \text{ m}^3/\text{s} \quad (40)$$

$S =$ doorsnede pijp in m^2

\therefore er zijn 1356 pijpen nodig voor het stoftransport. Voor het warmtetransport is 1118 m nodig, waar we bijvoorbeeld voor kunnen kiezen 1118 pijpen van 1 m, maar dit betekent dat we geen overcapaciteit hebben en gezien het corrosieve medium lijkt dit wel nodig. We kiezen daarom 1356 pijpen van 1 m, wat betekent een overcapaciteit van ongeveer 25 %.

Doorgaans wordt de stoomketel rechtstreeks aan het fornuis gebouwd (lit.6), wat moeilijkheden met toe- en afvoerleidingen vermijdt. Maar aangezien we met een uitzonderlijk hoge temperatuur te maken hebben worden moeilijkheden verwacht met de pijpplaat en om dit probleem op te lossen wordt gedacht om de pijpplaat alsmede een gedeelte van de pijpenbundel van keramisch materiaal te maken en de rest van RVS₃₁₆, wat inhoudt dat de lengte van de pijpen ook groter genomen moet worden. Moeilijk is het echter om te bepalen welke overcapaciteit nodig is. Hierbij moeten we ook bedenken dat bij het in bedrijf nemen deze overcapaciteit een te lage uitgangstemperatuur geeft. Om dit probleem op te lossen wordt gedacht aan een by-pass vanaf het fornuis naar de naverbrandingsoven. Enorm hoge eisen moeten echter gesteld worden aan het materiaal voor deze leiding alsmede voor de bijbehorende kleppen.

40 atm!

-c- Dimensies stoomketel.

De inwendige diameter van de stoomketel bepalen we met de volgende formule: (lit.19)

$$D_i = D' + d_u + 2 \cdot u \quad (41)$$

D_i is inwendige diameter;

D' is de diameter van de cirkel, die door de buitenste pijpen gaat;

d_u is uitwendige pijp diameter;

u is de afstand van de buitenste buis tot de mantel;

$D' = m \cdot t$ en t is steek (=32 mm) en m volgt uit (lit.19)
 $m = 38,575 \therefore D' = 1234,4$ mm; $d_u = 5$ mm; Voor u kiezen we 11 mm $\therefore D_i = 1261$ mm en we kiezen 1,3 m.

Stoomvermogen

-d- Stoomproduktie.

De hoeveelheid af te voeren warmte is 11569,9 kW. Deze warmte brengt x kg water van 185°C op 250°C en maakt er stoom van 40 atm. van. Met de volgende vergelijking bepalen we hoeveel kg stoom per seconde gemaakt wordt.

$$x \cdot c_{p(\text{H}_2\text{O})}(185-250) \cdot \Delta T + x \cdot \Delta H_v(250^\circ\text{C}, 40 \text{ atm.}) = 11569,9$$

$7,16 \text{ kg/s} \approx 3 + 2,16 = 6,5 \text{ kg/s}$

$$\therefore x = 5,74 \text{ kg/s}$$

-e- Drukval.

Deze berekenen we met de Fanning vergelijking:

$$\Delta p = 4f \cdot l/D \cdot 0,5 \cdot v^2 \quad (42)$$

$$4f = 0,316 \text{Re}^{-0,25} \quad 10^3 < \text{Re} < 10^5$$

$$\therefore \Delta p = 1575,4 \text{ N/m}^2 = 0,016 \text{ atm.}$$

De drukval is dus 1,6 %.

Voor een indruk van de warmtewisselaars, welke in het stoomcircuit zijn opgenomen zie Tabel g

G3: Turbine: (lit.20)

Stoom van 455 °C. en 40 atmosfeer wordt geëxpandeerd tot 10 atmosfeer. De massastroom is 5,74 kg/sec. Uit fig 5.1.11 in het diktaat van van Berkel (lit.20) blijkt, dat bij isentropische expansie de temperatuur van de uitgaande stoom 260 °C. is en de enthalpiedaling gelijk is aan 3350 - 2960 = 390 KJ/kg. Isentropische expansie is echter het ideale geval. Voor het niet ideale geval wordt gecorrigeerd met het thermodynamisch rendement.

$$P_{as} = \dot{\phi}_m \cdot \Delta H = 2238 \text{ KW.} \quad (43)$$

$$P_{eff} = P_{as} \cdot \eta_{\text{therm. dyn.}} \cdot \eta_{\text{mech.}} \cdot \eta_{\text{electr.}} \quad (44)$$

$$\text{Stel: } \eta_{\text{therm. dyn.}} = 0,8$$

$$\eta_{\text{mech}} = \eta_{\text{electr.}} = 0,95$$

$$P_{eff} = 1616 \text{ KW.}$$

$$\eta_{\text{therm. dyn.}} = 0,8 = \frac{\Delta H_{\text{werkelijk}}}{\Delta H_{\text{ideaal}}} = \frac{h_1 - h_2'}{h_1 - h_2} = \frac{3350 - h_2'}{3350 - 2960} \quad (45)$$

$$h_2' = 3038 \text{ KJ/kg., dus } T_{\text{stoom, uit}} = 290 \text{ °C.}$$

Het geleverde vermogen is niet voldoende voor de aandrijving van alle pompen en de luchtblower, zodat besloten wordt de reststoom in te voeren in een tweede trap, waar expansie plaats vindt tot 3 atmosfeer. Een gedeelte van de stoom van 10 atmosfeer kan echter afgetapt worden na de eerste trap. Het totaal benodigde vermogen is ruim 2100 KW., zodat de tweede trap een effectief vermogen van 520 KW. moet leveren. Het asvermogen is dan 725 KW.

$$P_{as} = 725 \text{ KW.}$$

$$\Delta H = 263 \text{ KJ/kg. (isentropisch)}$$

Hieruit volgt, dat de stoomstroom door de tweede trap 2,8 kg/sec. moet zijn. De turbine levert dus het volgende.

$$2,94 \text{ kg/sec. M.D. stoom (10 atm.) } T = 290 \text{ °C.}$$

$$2,80 \text{ kg/sec. L.D. stoom (3 atm.) } T = 180 \text{ °C.}$$

$$P_{eff} = 520 + 1616 = 2136 \text{ KW.}$$

Als turbine kan men een gecombineerde Curtis- en Parsons turbine nemen, waarbij de Curtis turbine voorop staat. (lit. 20)

G4: Waterpompen:

In het stoomcircuit zijn drie pompen nodig. Deze worden berekend met:

$$P_{\text{eff}} = \phi_m \cdot \Delta P / \rho \quad (46)$$

$$\eta_{\text{totaal}} = \eta_{\text{hydr.}} \cdot \eta_{\text{vol.}} \cdot \eta_{\text{mech.}} = 0,8 \cdot 0,8 \cdot 0,8 = 0,51$$

Hieronder worden de pompen gespecificeerd:

Tabel 5:

| Pomp | ϕ_m (kg/sec.) | ρ (kg/m ³) | ΔP (atm.) | P_{eff} (KW) | P_{as} (KW) |
|------|-----------------------|--------------------------------|----------------------|--------------------------|-------------------------|
| P 13 | 4,60 | 980 | 2 | 1,4 | 2,8 |
| P 19 | 4,60 | 930 | 7i | 3,5 | 6,9 |
| P 14 | 5,74 | 887 | 30 | 19,4 | 38,1 |

Voor een stabiele werking van de pompen zijn vaten tussen de pompen aangebracht. Aanzuigen van lucht wordt hiermee voorkomen.

D: Absorptiesectie:

D1: Inleiding:

In dit procesvoorontwerp zijn zes absorptiekolommen opgenomen. De kolommen T 4 en T 27 dienen respectievelijk voor het drogen van lucht en de NO_x houdende afgassen van de salpeterzuurfabriek. De absorptie van SO_3 in de kolommen T 28 en T 33 is vergelijkbaar met een tussenabsorptie bij een conventionele zwavelzuurfabriek. De eindabsorptie vindt plaats in T 42 en T 45. Vanwege de grote hoeveelheid inert en het dientengevolge grote gasstroomdebiet zijn er twee absorptiekolommen parallel geplaatst.

Mogelijk?
Daar de SO_3 dampspanning in het gas vrij laag is, is het niet mogelijk oleum te maken met meer dan 25 à 30 % vrije SO_3 bij temperaturen van 50 à 60 °C. Om deze temperaturen aan de uitgang van de oleumtoren niet te overtreffen is het noodzakelijk, dat een zeer grote oleumstroom gecirculeerd wordt. Meerdere oleumtorens zijn dan vereist. Daar bovendien een koppeling van een salpeterzuurfabriek met een zwavelzuurfabriek vooral van belang is in de kunstmestindustrie, waar geen behoefte bestaat aan een oleumproduktie, is besloten de oleumfabricage niet op te nemen.

D2: Ontwerprichties: (lit. 21)

De maximumcapaciteit van de kolom is die conditie, waarbij nog net geen flooding optreedt. Daar in de buurt van het "flooding-point" de kolom instabiel werkt, wordt bij het ontwerpen uitgegaan van 70 % van de maximumbelasting. Uit deze eis volgt bij de berekening van een bepaalde L/G verhouding een totale kolomdoorsnede. L is afhankelijk van de gekozen verdunning of opsterking van het zuur. G is een gegeven, zodat de L/G verhouding vastligt bij een bepaalde verdunning of opsterking. Bij een kleine L, kan ingezien worden, dat G" groot kan zijn, voordat "flooding" optreedt. De gassnelheid wordt dus vastgelegd door de L/G verhouding. Bij de vaststelling van een bepaalde L/G verhouding wordt uitgegaan van gassnelheden, die niet groter zijn dan ca. 1,5 m/sec. om een te grote drukval te vermijden. Een problematische gasverdeling en kolomconstructie wordt vermeden door de kolomdiameter kleiner dan 5 meter te houden. Dit laatste wordt bewerkstelligd met de keuze van het aantal parallelle kolommen.

Daar de drukval van de hoofdgasstroom over de hele fabriek op ca. 0,3 atmosfeer wordt geschat, zijn T 4 en T 27, die beide aan het begin van het proces staan, ontworpen op 1,3 atmosfeer. Alle andere kolommen zijn ontworpen op 1 atmosfeer, omdat de druk in die kolommen niet nauwkeurig bekend is en in ieder geval niet veel groter dan 1 atmosfeer is. Bij de berekeningen zal blijken, dat hiermede een verwaarloosbare fout gemaakt wordt.

D3: Constructie van de absorptiekolom: (lit.22,6)

De absorptiekolommen bevatten een gepakt bed bestaande uit 1 inch Raschig ringen van keramisch materiaal. De ondersteuning van het bed is van keramisch materiaal met hoge hardheid en dichtheid. De sproei-inrichting kan van keramisch materiaal of van gietijzer zijn. Boven in de kolom bevindt zich een Brink demister (lit.6) De wand van de kolom is van staal bekleed met 2 lagen zuurvaste steen. De stenen overlappen elkaar half, zodat het niet waarschijnlijk is, dat bij een scheurtje in een steen corrosie optreedt aan de kolomwand.

D4: Berekening van de absorptietorens: (T 28 en T 33) (lit. 21,22)

Gekozen: 1) Opsterking van 98,0 % naar 98,4 % H_2SO_4 oplossing.

2) efficiency van SO_3 absorptie is 0,99.

3) 2 absorptiekolommen parallel.

De hoeveelheid te absorberen SO_3 is $0,99 \cdot 15400 = 15246$ kg/u.

Er wordt $98/80 \cdot 15246 = 18676$ kg 100 % H_2SO_4 per uur gevormd.

Stel: $L_t = 1000$ kg/u. 98 % H_2SO_4 oplossing.

Er verdwijnt x kg H_2O .

$$L_b = 980 + x \cdot 98/18 + 20 - x = 1000 + 4,44 x$$

$$\text{Er geldt } (980 + 5,44 x)/(1000 + 4,44 x) = 0,984$$

$$x = 3,73 \text{ kg.}$$

$$L_b = 1000 + 4,44 \cdot 3,73 = 1016,56 \text{ kg/u. } 98,4 \% H_2SO_4 \text{ oplossing.}$$

$$L_t = (18676/5,44 x) \cdot 1000 = 920453 \text{ kg/u. } 98,0 \% H_2SO_4 \text{ oplossing.}$$

$$L_b = 920453 + 15246 = 935699 \text{ kg/u. } 98,4 \% H_2SO_4 \text{ oplossing.}$$

Per kolom krijgen we nu het volgende:

Berekening van de diameter:

$$L_t = 460227 \text{ kg/u.} \quad G_t = 55670 \text{ kg/u.}$$

$$L_b = 467849 \text{ kg/u.} \quad G_b = 63292 \text{ kg/u.}$$

De volgende empirische relatie wordt gebruikt voor het "flooding" criterium. (lit. 21)

$$\frac{L \sqrt{\rho_g}}{G \sqrt{\rho_l}} \quad (47)$$

wordt berekend, waarna

$$\frac{G_f^2 \cdot F_p \cdot (\eta_l)^{0,2} \cdot \psi}{\varepsilon \cdot \rho_g \cdot \rho_l} \quad (48)$$

grafisch wordt bepaald.

Hierin is: G_f = de dampstroomsnelheid, waarbij flooding optreedt ($\text{kg/m}^2 \cdot \text{sec.}$)

L = vloeistofstroom (kg/u.)

G = gasstroom (kg/u.)

F_p = Pakking faktor = 475 m^{-1} voor 1,0 inch Raschig ringen.

ρ_l = viskositeit van de vloeistof (CP)

$\psi = \rho_{\text{water}} / \rho_l$

ρ_g = dichtheid damp (kg/m^3)

η_l = dichtheid vloeistof (kg/m^3)

g = versnelling van de zwaartekracht (m/sec^2)

Bovenstaande kan zowel voor onder- als bovenkant van de kolom worden ingevuld. We zijn uitgegaan van 70 % van de dampstroomsnelheid, waarbij flooding optreedt aan de onderkant van de kolom.

$$G_f = 0,70 \cdot 8028 = 5620 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{u.}$$

$$S = G_b / G_f = 63292 / 5620 = 11,25 \text{ m}^2$$

$$D = 3,79 \text{ m.}$$

Berekening van hoogte van het gepakte bed: (lit 23)

Uit de verschillende handboeken blijkt, dat bij deze vloeistof- en dampbelastingen voor het effectieve uitwisselende oppervlak voor de stofoverdracht, het totale oppervlak van de Raschig ringen genomen mag worden.

$$a = 184 \text{ m}^{-1}.$$

De drijvende kracht bij de absorptie volgt uit:

$$-\phi_{\text{mol},b}^g \cdot dy = k_p \cdot a \cdot S \cdot (p_g - p_i) \cdot dl \quad (\text{lit. 23}) \quad (49)$$

- waarbij: $\phi_{\text{mol,b}}^g$ = kmol inert gas per seconde
 y = kmol oplosbare component/kmol inert in de gasfase.
 k_p = stofoverdrachtscoëfficiënt voor de gasfase (kmol/m².u.Torr)
 a = uitwisselend oppervlak per m³ (m⁻¹)
 S = doorsnede van het apparaat (m²)
 p_g = dampspanning van de te absorberen component in de gasfase
 p_i = dampspanning van de te absorberen component aan het grensvlak.

Na invullen van de wet van Dalton krijgen we:

$$-\phi_{\text{mol,b}}^g \cdot dy = k_p \cdot a \cdot P \cdot S \cdot ((y - y_i)/(1 + y)(1 + y_i)) \cdot dl \quad (50)$$

Het aantal transporteenheden is dus gelijk aan:

$$N_{t_y} = - \int_{y_b}^{y_t} ((1 + y)(1 + y_i)/(y - y_i)) \cdot dy = \int_0^H (k_p \cdot a \cdot P \cdot S / \phi_{\text{mol,b}}^g) \cdot dl$$

De SO₃- (en H₂O) dampspanning van de H₂SO₄ oplossing is verwaarloosbaar. Verder vindt in de vloeistoffase reactie plaats, zodat k_1 eveneens verwaarloosbaar is, dus $y_i = 0$

We krijgen dan:

$$N_{t_y} = - \int_{y_b}^{y_t} ((1 + y)/y) \cdot dy = (k_p \cdot a \cdot P \cdot S / \phi_{\text{mol,b}}^g) \cdot H \quad (51)$$

$$y_b = 0,0493$$

$$y_t = 0,000493, \text{ zodat } N_{t_y} = 4,654$$

Voor de berekening van k_p kan uitgegaan worden van:

$$k_p = A \cdot v_g^{0,8} \quad \left[\text{kg/m}^2 \cdot \text{u.Torr} \right] \quad (\text{lit.24}) \quad (52)$$

waarbij A een constante is.

$$v_{g,b} = G_b/S = 453 \cdot 45864/298 \cdot 11,25 \cdot 3600 = 1,72 \text{ m/sec.}$$

$$v_{g,t} = 1,13 \text{ m/sec.}$$

$$\bar{v}_g = 1,43 \text{ m/sec.}$$

$$\bar{A} = 0,165, \text{ dus } \bar{k}_p = 0,22 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{u.Torr} = 2,75 \cdot 10^{-3} \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{u.Torr}$$

$$H = N_{t_y} \cdot (\phi_{\text{mol,b}}^g / k_p \cdot a \cdot P \cdot S)$$

$$H = 4,654 \cdot (1951/2,75 \cdot 10^{-3} \cdot 184 \cdot 760 \cdot 11,25) = 2,1 \text{ m.}$$

Bij een druk van 1,2 atmosfeer wordt k_p via v_g , $(1,2)^{0,8}$ maal kleiner, waardoor volgens bovenstaande k_p , H , $(1,2)^{0,2}$ maal groter wordt. De gemaakte fout is dus kleiner dan 4 %.

Warmte overdracht in de absorptietoren:

Berekening van $T_{\text{zuur, uit}}$:

$$L_t = 460227 \text{ kg/u.} \quad T_{\text{zuur, t}} = 60 \text{ }^\circ\text{C.}$$

$$L_b = 467849 \text{ kg/u.}$$

$$G_b = 63292 \text{ kg/u.} \quad T_{\text{gas, b}} = 180 \text{ }^\circ\text{C.}$$

$$G_t = 55670 \text{ kg/u.} \quad T_{\text{gas, t}} = 60 \text{ }^\circ\text{C.}$$

$$G_b: \begin{array}{l} 96,15 \text{ kmol/u. SO}_3 \\ 26,55 \text{ kmol/u. SO}_2 \\ 1924,70 \text{ kmol/u. inert} \end{array}$$

$$G_t: \begin{array}{l} 0,96 \text{ kmol/u. SO}_3 \\ 26,55 \text{ kmol/u. SO}_2 \\ 1924,70 \text{ kmol/u. inert.} \end{array}$$

Voor de berekening van de temperatuur van de 98,4 % H_2SO_4 oplossing wordt de tabel in lit. 25 gebruikt. Zie hiervoor ook Appendix II. Het volgende gedachtenexperiment wordt voorgesteld.

Vrijkomende warmten:

| | Kcal/u. |
|---|------------|
| Afkoeling van het gas: | |
| inert: $\frac{G}{\text{mol}} \cdot \bar{c}_p (333-453) \cdot \Delta T = 1924,7 \cdot 7,00 \cdot 120 =$ | 1616706 |
| SO ₃ : $96,15 \cdot 13,33 \cdot 120 =$ | 153801 |
| SO ₂ : $26,55 \cdot 10,60 \cdot 120 =$ | 33771 |
| kondensatie van SO ₃ bij 60 °C.: $G_{\text{SO}_3} \cdot \Delta H_v = 95,19 \cdot 80 \cdot 114 =$ | 868119 |
| Afkoeling vloeibaar SO ₃ van 60 °C. naar 0 °C.: $7615 \cdot 46 =$ | 350292 |
| Vorming van 98,4 % zuur bij 0 °C.: $(98/18) \cdot 7615 \cdot 211,4 =$ | 2003755 |
| Inkomend zuur van 60 °C. naar 0 °C.: $460227 (212,5 - 191,8) =$ | 9526698 |
| | 14553142 + |

Benodigde warmten:

| | |
|---|------------|
| Opwarmen 98,4 % zuur van 0 °C. naar 60 °C.: $9480 (211,4 - 190,8) =$ | 193392 |
| Uitgaand zuur (98,4 %) van 0 °C. naar 60 °C.: $(98/98,4) \cdot 460227 \cdot (211,4 - 190,8) =$ | 9258590 |
| Opsterking van 98 % zuur tot 98,4 % zuur bij 0 °C.: $460227 \cdot 212,5 - 458301 \cdot 211,4 =$ | 903894 |
| | 10355876 + |

De warmte, die beschikbaar is voor het opwarmen van de H_2SO_4 oplossing is: $14553142 - 10355876 = 4197266$ kcal/u.

Enthalpie van uitgaande stroom = x

$$L_b(190,8 - x) = 4197266$$

$$x = -181,83 \text{ Kcal/kg.}$$

$$T_{\text{zuur,b}} = 84,8 \text{ }^\circ\text{C.}$$

Berekening van de drukval:

Hierbij wordt de volgende relatie gebruikt:

$$\Delta P = c_2 \cdot 10^3 \cdot v_1 \cdot \rho_g \cdot v_g^2 \quad (\text{lit. 21}) \quad (53)$$

$$c_2 = 0,80$$

$$c_3 = 0,0348$$

Voor ρ_g , v_g en v_1 worden gemiddelden over de kolom genomen.

$$\Delta P = \text{ca. } 0,02 \text{ atm.}$$

Voor de drukval over de Brink-demister kan 0,025 atm. gerekend worden.

$$\Delta P_{\text{toren}} = \text{ca. } 0,045 \text{ atm.}$$

In onderstaande tabel worden de resultaten van de berekeningen voor alle absorptiekolommen vermeld.

Tabel 6:

| Toren | Compo- nent | rende- ment % | D_i (m) | H_{bed} (m) | $T_{\text{zuur,t}}$ ($^\circ\text{C.}$) | $T_{\text{zuur,b}}$ ($^\circ\text{C.}$) | $T_{\text{g,b}}$ ($^\circ\text{C}$) | $T_{\text{g,t}}$ ($^\circ\text{C}$) | ΔP (atm.) |
|----------|----------------|------------------|--------------|-------------------------|--|--|--|--|----------------------|
| T 4 | H_2O | 99,5 | 4,12 | 2,66 | 40 | 44,0 | 25 | 40 | 0,050 |
| T 27 | H_2O | 99,0 | 3,85 | 2,45 | 40 | 47,0 | 30 | 40 | 0,060 |
| T 28, 33 | SO_3 | 99,0 | 3,79 | 2,10 | 60 | 84,8 | 180 | 60 | 0,045 |
| T 42, 45 | SO_3 | 99,5 | 4,67 | 2,36 | 60 | 68,4 | 180 | 60 | 0,045 |

De hoogte van iedere kolom is op 7 meter gesteld.

De bekleding is 2 . 3 inch dik, dus 15,25 cm.

$$D_u = D_i + 30,5 \text{ cm.}$$

Het totale rendement van de SO_3 absorptie is 99,9 %.

D5: Koppeling van de absorptietorens:

Debiet, temperatuur en zwavelzuurpercentage van de stromen, die de absorptietorens binnengaan moeten vastliggen, voordat met het berekenen van de torens begonnen kan worden. Iedere ingaande stroom is opgebouwd uit twee recirculatiestromen, waarvan één een hoger en de ander een lager zwavelzuurpercentage heeft dan het gewenste percentage. Berekening van de debieten van de beide recirculatiestromen is geen probleem, temeer daar de percentages zo weinig variëren, dat met een constante dichtheid gerekend mag worden. Nu via het percentage, het debiet van de recirculatiestroom vast ligt, moet de temperatuur van één recirculatiestroom ook bepaald zijn. De temperatuur van de voeding van de absorptie kolom wordt verkregen door optelling van de warmteinhouden van de beide recirculatiestromen. De temperatuur van één recirculatiestroom kan gekozen worden. De andere temperatuur ligt dan vast. Door middel van regenkoelers worden de overtollige warmtes afgevoerd. De uitgaande stroom van een kolom wordt gesplitst in een recirculatiestroom naar dezelfde toren en een stroom naar een toren, waarvan de werking tegengesteld is. Dit laatste wil zeggen, dat de toren verdunnend werkt in plaats van opsterkend, of andersom. Bij de SO_3 absorptietorens wordt tevens een gedeelte als produktstroom afgelopen.

D6: Apparatuur behorend bij de absorptietorens:

a) Opslagvaten:

De inhoud van de opslagvaten moet zodanig zijn, dat bij een "shut-down", het zich in de torens bevindende zuur kan worden afgelopen naar de voorraadvaten. De berekening hiervan wordt achterwege gelaten, daar niet exact bekend is, hoeveel zuur zich op een bepaald tijdstip in het systeem bevindt. De vaten zijn van staal met een bekleding van twee lagen zuurvaste steen.

b) Zuurpompen: (lit. 26, 6)

Hierbij kunnen alleen pompen gebruikt worden, waarbij geen pakking nodig is. In Europa wordt veelal een pomp gebruikt, waarbij de rotor in het te verpompen zuur draait. Het zuur doet dienst als koel- en smeermiddel. In Amerika wordt over het algemeen de dompelpomp gebruikt. Tegenwoordig krijgt de dompelpomp ook in Europa steeds meer de voorkeur. De vitale delen van de pomp worden vervaardigd uit speciale legeringen. (lit. 6) Daarnaast wordt siliciumgietijzer gebruikt.

De pompen kunnen berekend worden met behulp van de volgende formules:

$$P_{\text{eff}} = \phi_m \cdot (\Delta p / \rho) \quad (54)$$

$$\Delta p / \rho = (p_2 - p_1) / \rho + g(z_2 - z_1) + w_{\text{wr. leiding}} \quad (55)$$

$$P_{\text{as}} = P_{\text{eff}} / \eta_{\text{totaal}} \quad (56)$$

$$\eta_{\text{totaal}} = \eta_{\text{hydr.}} \cdot \eta_{\text{vol.}} \cdot \eta_{\text{mech.}} \quad (57)$$

Hierin is:

P_{eff} = effectief vermogen (Watt)

ϕ_m = massadebiet van de te verpompen vloeistof (kg/sec.)

Δp = drukverschil tussen pers- en zuigzijde van de pomp (N/m²)

ρ = dichtheid van de vloeistof (kg/m³)

$p_2 - p_1$ = gewenste drukverhoging (N/m²)

g = versnelling van de zwaartekracht (m/sec²)

$z_2 - z_1$ = opvoerhoogte (m)

w_{wr} = energieverlies t.g.v. wrijving in de leidingen (m²/sec²)

η_{totaal} = totale rendement

$\eta_{\text{hydr.}}$ = hydraulisch rendement

$\eta_{\text{vol.}}$ = volumetrisch rendement

$\eta_{\text{mech.}}$ = mechanisch rendement

De volgende aannamen worden gemaakt:

$z_2 - z_1 = 10$ meter

$w_{\text{wr.}} = 10$ m²/sec²

Bovendien geldt: $p_2 - p_1 = 0$, zodat $\Delta p / \rho = 110$ m²/sec²

Tevens wordt aangenomen, dat $\eta_{\text{hydr.}} = \eta_{\text{vol.}} = \eta_{\text{mech.}} = 0,8$

We krijgen nu de volgende resultaten:

Tabel 7:

| Pomp | P_{eff} (kW) | P_{as} (kW) | Pomp | P_{eff} (kW) | P_{as} (kW) |
|------|--------------------------|-------------------------|------|--------------------------|-------------------------|
| P 41 | 6,8 | 13,3 | P 48 | 4,7 | 9,2 |
| P 35 | 21,9 | 42,9 | P 46 | 56,5 | 110,7 |
| P 31 | 8,3 | 16,3 | P 7 | 13,6 | 26,7 |

Het totaal benodigde vermogen is: $P = 219,1$ kW.

Luchtblower:

$$\phi_m = 84230 \text{ kg/u.} = 23,4 \text{ kg/sec.}$$

$$\rho = 1,28 \text{ kg/m}^3$$

$$\Delta p = 0,3 \text{ atm}$$

$$\text{Stel: } \eta_{\text{hydr.}} = 0,6; \eta_{\text{vol.}} = 0,5; \eta_{\text{mech.}} = 0,98$$

$$P_{\text{eff}} = 548,4 \text{ kW.}$$

$$P_{\text{as}} = 1865,2 \text{ kW.}$$

c) Zuurkoelers:

Als zuurkoeler kan helaas niets anders gebruikt worden dan een regenkoeler. De temperaturen van het zuur zijn te laag om de daarmee samenhangende energie effectief te kunnen benutten. Bovendien is een andere koelerconstructie te kostbaar, omdat het zuur te corrosief is, terwijl men ook altijd het risico loopt, dat er een lek optreedt, waardoor het koelmedium zuur wordt. Het is dus niet mogelijk ketelvoedingwater voor te warmen door middel van zuurkoeling.

De temperatuur van het koelwater mag niet boven 40°C . uitstijgen, daar anders te veel afzetting van ketelsteen optreedt. Tevens zou bij hogere temperaturen de lokale thermische vervuiling te groot worden. De temperatuur van het ingaande koelwater is 20°C .

Voor de berekening wordt gebruikt:

$$\Delta T_{\text{log}} = (\Delta T_{\text{uit}} - \Delta T_{\text{in}}) / \ln (\Delta T_{\text{uit}} / \Delta T_{\text{in}})$$

$$\phi_w = A \cdot U \cdot \Delta T_{\text{log}}$$

Aanname: $U = 600 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$.

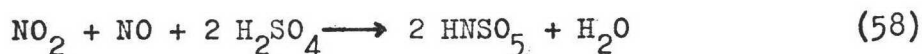
Daar bekend is tot welke temperatuur het zuur gekoeld moet worden, kunnen de uitwisselende oppervlakken berekend worden. Bij de berekening wordt voor de enthalpie van zwavelzuur weer de eerder vermelde tabel gebruikt. (lit. 25 en Appendix II)

Tabel 8:

| Koeler | T _{Z,in} (°C.) | T _{Z,uit} (°C.) | T _{W,uit} (°C.) | ϕ _W (kJ/s) | A (m ²) | ΔT _{log} (°C.) | ϕ _{m,w} (kg/sec) |
|--------|----------------------------|-----------------------------|-----------------------------|--------------------------|------------------------|----------------------------|------------------------------|
| H 37 | 84,8 | 40 | 40 | 4178 | 629 | 11,1 | 50,0 |
| H 32 | 89,7 | 66 | 40 | 7273 | 252 | 48,1 | 87,0 |
| H 29 | 47,0 | 40 | 28 | 750 | 64 | 19,5 | 22,4 |
| H 47 | 68,4 | 40 | 40 | 1804 | 125 | 24,0 | 21,1 |
| H 44 | 68,4 | 61,7 | 30 | 5082 | 212 | 40,0 | 121,7 |
| H 5 | 44,0 | 40 | 25 | 750 | 64 | 19,5 | 35,9 |
| Totaal | | | | 19837 | 1346 | | 368,1 |

D7: Eventuele NO_x absorptie in zwavelzuur:

Volgens lit, 27 zijn NO en NO₂ afzonderlijk niet oplosbaar in zwavelzuur. Samen, als N₂O₃, reageren ze met zwavelzuur tot nitrosylzwavelzuur.



Verder wordt in lit. 27 geconstateerd, dat de NO_x dampspanning boven zwavelzuuroplossingen afneemt met toenemend zwavelzuurpercentage. Wanneer het percentage echter boven 84 % komt neemt de NO_x dampspanning weer toe ten gevolge van dissociatie van nitrosylzwavelzuur. Dit verschijnsel is onvoldoende onderzocht, zodat hierover geen uitspraak gedaan kan worden. Hooguit kan opgemerkt worden, dat de N₂O₃ absorptie afneemt boven een percentage van 84 %. In hoeverre is echter niet bekend.

Het is waarschijnlijk, dat de NO_x absorptie boven de norm van 10 ppm in zwavelzuur voor handelsdoeleinden zal uitkomen. (Ketjen) Er zijn verschillende methoden om NO_x uit zwavelzuur te verwijderen, die niet in het voorontwerp zijn opgenomen, omdat nog niet bekend is in welke mate een verwijderingssektie noodzakelijk is. Bovendien zitten er enkele technische problemen vast aan deze verwijdering, die ons insziens niet opgelost behoeven te worden voordat beslist is of een NO_x verwijdering noodzakelijk is en welke verwijderingsmethode eventueel toegepast wordt.

De mogelijke verwijderingsmethoden kunnen als volgt worden samengevat:

a) met ureum (lit. 28)

Reactieproducten hierbij zijn: CO_2 , H_2O , N_2

Reactieomstandigheden: $T = 140 \text{ à } 160 \text{ }^\circ\text{C}$.

$\tau = 30 \text{ min}$.

Resultaat na reiniging: ca. 0,002 % NO_x in zwavelzuur.

b) met 40 % formaline oplossing (lit.29)

Reactieproducten: CO_2 , H_2O , N_2

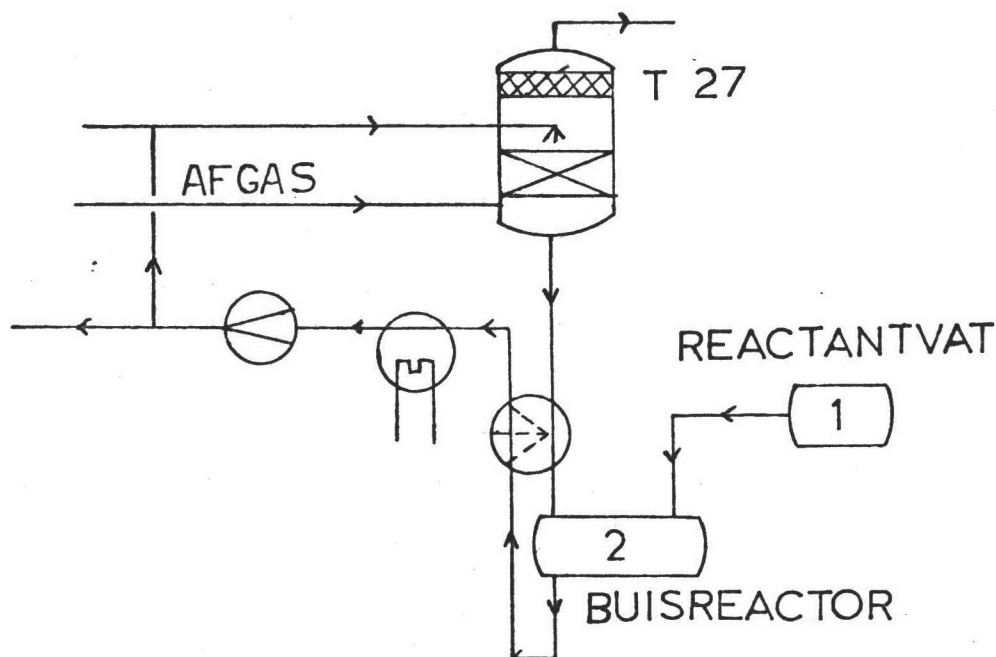
Reactieomstandigheden: $T = 110 \text{ }^\circ\text{C}$.

$\tau = 120 \text{ min}$.

Resultaat na reiniging: $< 1 \cdot 10^{-4}$ % NO_x in zwavelzuur.

Verder kan NO_x uit zwavelzuur verwijderd worden met amidosulfonzuur en ammoniumsulfaat. Deze beide stoffen werden reeds gebruikt ten tijde van het loden-kamer proces.

De NO_x verwijdering kan als volgt worden voorgesteld:



De hoeveelheid reactant uit 1 moet aangepast worden aan de hoeveelheid NO_x in zwavelzuur. Problemen zijn:

- 1) hoge temperatuur, waarbij de reactie plaats vindt. Dit stelt hoge eisen aan het constructiemateriaal.
- 2) De lange verblijftijd houdt in, dat een zeer grote buisreactor 2 nodig is.

Geconcludeerd kan worden, dat, indien na analytische bepaling van de hoeveelheid NO_x in zwavelzuur, blijkt, dat een NO_x verwijdering noodzakelijk is, dit toch wel gerealiseerd zal kunnen worden. Een NO_x verwijdering uit zwavelzuur, zoals hierboven beschreven wordt, brengt een aanzienlijke investering met zich mee. Wanneer dit niet aanvaardbaar is, zal gezocht moeten worden naar een andere methode om het afgas te drogen. Een ander meer selectief absorptiemiddel, een adsorptiemethode of condensatie van water door adiabatische expansie zijn enkele mogelijkheden. Bij dit laatste krijgt men dan weer te maken met condensatie van NO_2 . Verder is het mogelijk om het NO_x afgas niet te drogen en de droogtoren na de reactor te plaatsen. Dan is het echter van belang, dat de $\text{Pd}/\text{Al}_2\text{O}_3$ katalysator bestendig is tegen water, of dat een andere waterbestendige geschikte katalysator voor handen is.

VII E: Warmtewisselaars.

Op te warmen stromen:

| | | |
|---|-----------|------------|
| NO _x stroom, komend van droogtoren T27 | 40 → 342 | (7436kW) |
| Gasmengsel, komend van T28 en T33 | 54 → 492 | (20886kW) |
| Stoom oververhitten | 250 → 455 | (3654kW) |
| Ketelvoedingwater voorverwarmen | 20 → 185 | (3250 kW) |

Af te koelen stromen:

| | | |
|----------------------------|-----------|-----------|
| Stroom, komend van R15 | 613 → 180 | (16255kW) |
| Gasmengsel, komend uit R39 | 517 → 413 | (5144kW) |
| Gasmengsel, komend uit R40 | 415 → 180 | (11251kW) |

Er is naar gestreefd het warmtewisselend oppervlak zo klein mogelijk te maken en dit met hulp van een zo groot mogelijk logaritmisches temperatuurverschil in de diverse warmtewisselaars. Daarnaast is er ook naar gestreefd in de warmtewisselaars die de stroom komend vanuit de reactor in temperatuur doen verlagen, de wandtemperatuur niet te laag te kiezen teneinde geen zwavelzuurmist te doen ontstaan voor de eerste absorptiekolom.

Een lage wandtemperatuur was in de warmtewisselaars, die de stroom uit de convertorsectie in temperatuur verlagen, niet te vermijden.

Voor een indruk van de berekende warmtewisselaars zie Tabel 9

Tabel 9: Warmtewisselaars.

| | T_{in} C | T_{uit} C | $\frac{kmol}{u}$ | U $\frac{W}{m^2 C}$ | Q kW | T_{in} C | T_{uit} C | $\frac{kmol}{u}$ | A m^2 |
|-----|---------------|----------------|------------------|--------------------------|-----------|---------------|----------------|------------------|--------------|
| H 5 | 44 | 40 | | 600 | 750 | | | | 64 |
| H16 | 290 | 185 | 228 | 70 | 2070 | 20 | 130 | 920 | 174 |
| H17 | 415 | 401 | 5602 | 70 | 674 | 155 | 185 | 920 | 40 |
| H20 | 185 | 185 | 228 | 70 | 507 | 130 | 155 | 920 | 176 |
| H22 | 613 | 531 | 4094 | 35 | 3212 | 427 | 492 | 5627 | 817 |
| H23 | 401 | 276 | 5602 | 35 | 6031 | 40 | 287 | 3023 | 1028 |
| H24 | 442 | 413 | 5604 | 35 | 1405 | 287 | 342 | 3023 | 357 |
| H25 | 531 | 435 | 4094 | 35 | 3654 | 250 | 455 | 1148 | 852 |
| H26 | 435 | 180 | 4094 | 35 | 9389 | 152 | 350 | 5627 | 5226 |
| H29 | 47 | 40 | | 600 | 750 | | | | 64 |
| H32 | 89,7 | 66 | | 600 | 7273 | | | | 252 |
| H36 | 276 | 180 | 5602 | 35 | 4547 | 54 | 152 | 5627 | 1039 |
| H37 | 84,8 | 40 | | 600 | 4178 | | | | 629 |
| H38 | 517 | 442 | 5604 | 35 | 3738 | 350 | 427 | 5627 | 1174 |
| H44 | 68,4 | 61,7 | | 600 | 5082 | | | | 212 |
| H47 | 68,4 | 40 | | 600 | 1804 | | | | 125 |

VIII: MASSA- EN WARMTEBALANS:

=====

De resultaten van de berekening van de massastromen en warmteinhouden zijn weergegeven in de bijgevoegde blokschema's.

IX: INVESTERINGEN EN KOSTPRIJS:

=====

Voor de berekening van de investeringen is gebruik gemaakt van lit. 30.. Het voordeel hiervan is, dat een goede vergelijking gemaakt kan worden tussen deze zwavelzuurfabriek en een conventionele zwavelzuurfabriek, omdat van dezelfde gegevens uitgegaan wordt. Het nadeel is, dat de investeringen volgens Amerikaanse prijzen berekend worden.

Met behulp van hoofdstuk 5 in lit. 30 kunnen we de basiskosten per apparaat berekenen, waarbij in het algemeen reeds rekening gehouden wordt met constructiemateriaal, apparaatvorm en ontwerpdruk. Er worden factoren gegeven, waarmee deze basiskosten gecorrigeerd worden voor de utilities van het apparaat zoals leidingen, verf, fundering, isolering e.d. en voor de benodigde arbeid. Met deze factoren verkrijgt men de totale directe kosten, die geïnvesteerd moeten worden. Vervolgens wordt nog met een factor vermenigvuldigd om de indirecte kosten (engineering- en overhead costs) in rekening te brengen. Hieronder volgt een overzicht van de kosten. De kosten voor pakkingen en bekledingen worden als directe kosten bepaald. Opgemerkt moet worden, dat onderstaande berekening slechts als een zeer globale schatting van de investeringen beschouwd mag worden.

Tabel 10:

| Apparatuur | Basiskosten (\$) | Totale directe kosten (\$) | Totale investering (\$) |
|-----------------------|---------------------|-------------------------------|----------------------------|
| Fornuis | 350.000 | 570.000 | 776.000 |
| Bekleding | | 23.000 | |
| Stoomketel | 36.500 | 84.000 | 115.000 |
| Naverbranding | 3.000 | 4.800 | 8.300 |
| Bekleding | | 1.530 | |
| Reactor | 15.000 | 45.000 | 66.000 |
| Bekleding | | 1.100 | |
| Absorptie- torens | 132.000 | 396.000 | 656.000 |
| Bekleding | | 26.500 | |
| Pakking | | 50.000 | 110.000 |
| Konvertor | 25.000 | 75.000 | 110.000 |
| Bekleding | | 4.100 | |
| Voorraad- vaten | 40.000 | 88.000 | 137.000 |
| Bekleding | | 11.255 | |
| Pompen | 21.100 | | 70.000 |
| Blower | 180.000 | | 390.000 |
| Turbine | 80.000 | | 170.000 |
| Regenkoelers | 65.000 | | 160.000 |
| Warmtewisse- laars | 1.200.000 | | 3.750.000 |
| Opstartovens | 150.000 | | 330.000 |

Totale investering: \$ 6.738.000

Conventionele zwavelzuurfabriek:

Totale investering: \$ 5.850.000

Deze cijfers zijn gebaseerd op de economische situatie van 1970. Om een beeld van de hedendaagse toestand te verkrijgen moet met 1,46 vermenigvuldigd worden. We krijgen dan:

Totale kapitaalinvestering: \$ 9,8 · 10⁶

Totale kapitaalinvestering conventionele H₂SO₄-fabriek: \$ 8,6 · 10⁶

Kostprijsberekening:

Jaarlijkse kosten:

afschrijving : 10 %
belasting +
verzekering : 3 %
rente : 4 %
onderhoud : 3 %

20 % =

\$ 1,96 . 10⁶

Levensduur katalysator is 10 jaar.

Hoeveelheid katalysator ca. 60.000 kilo à \$ 6 per kilo:

Jaarlijkse katalysatorkosten:

\$ 0,04 . 10⁶

Zwavel: 68.500 ton/jaar à \$ 30 per ton:

\$ 2,10 . 10⁶

Lonen :

\$ 1,50 . 10⁶

Benodigd water:

\$ 0,30 . 10⁶

Totale jaarlijkse kosten:

\$ 5,90 . 10⁶

De kostprijs van het zwavelzuur (100 %) is dan ca. \$ 28 per ton.

X: SYMBOLENLIJST:

=====

| Symbol | Omschrijving | Dimensie |
|--------|--|-----------------------------|
| a | absorptiecoëfficiënt | |
| a | oppervlak per volume-eenheid | m^{-1} |
| A | uitwisselend oppervlak | m^2 |
| C_p | soortelijke warmte bij constante druk | Kcal/Kmol ^o C |
| d, D | wanddikte, diameter | m |
| e | emissiecoëfficiënt, actieve plaats op katalysatoroppervlak | |
| E | aktiveringsenergie | Kcal/mol |
| f | friktiefactor | |
| F_p | Pakking faktor | |
| g | zwaartekrachtsversnelling | m/sec ² |
| G | gasbelasting | kg/sec. |
| H | enthalpie | kJ/kg |
| | hoogte | m |
| k | reactiesnelheidsconstante | |
| k_p | stofoverdrachtscoëfficiënt | kmol/m ² .u.Torr |
| l | lengte | m |
| L | vloeistofbelasting | kg/sec |
| p | druk | N/m ² |
| P | vermogen | kW |
| r | omzettingssnelheid | mol/sec.gkat |
| S | oppervlak van een doorsnede | m ² |
| T | temperatuur | K |
| U | warmtedoorgangscoefficiënt | W/m ² . °C. |
| v | snelheid | m/sec |
| y | kmol oplosbare component/kmol inert in de gasfase | |
| α | warmtedoorgangscoefficiënt | W/m ² . °C. |
| ε | bedporositeit | |
| ρ | dichtheid | kg/m ³ |
| η | viskositeit | Nsec/m ² |
| σ | stralingsconstante | |

| Symbool | Omschrijving | dimensie |
|----------|----------------|----------|
| τ | contacttijd | sec |
| ϕ'' | warmteflux | W/m^2 |
| ϕ | debiet, stroom | |
| Nu | Nusselt getal | |
| Re | Reynolds getal | |
| Pr | Prandl getal | |

Indices:

| | |
|-----|------------------------------|
| b | bodem |
| c | convectie |
| eff | effektief |
| f | flooding |
| g | gasfase |
| i | inwendig |
| L | vloeistoffase |
| m | massa |
| mol | molair |
| p | bij constante druk, partikel |
| r | reactie |
| s | straling |
| t | top |
| u | uitwendig |
| v | volume, verdamping |
| - | gemiddeld |
| " | per oppervlakte-eenheid |

XI:LITERATUUR:

=====

- 1) J. Doelman, A.J. Elshout, R. Guicherit, J.van der Kooy, de Ingenieur, 45, (1975), blz 894-901.
- 2) P. Rieff, C.A.W.A. Huisman, fabrieksvoorontwerp (1971), blz 8-19.
- 3) Handbook of Chemistry and Physics, 54th ed., 1973-1974, D-35.
- 4) L.L.E.M. de Vleesschauwer, H.R.P.N. Visser, fabrieksvoorontwerp,(1971), Appendix 1, blz 4.
- 5) H.Zeise, Thermodynamik Tabellen, (1954), Band III/1, blz. 231.
- 6) G.T. Ketjen, Modern Sulfuric Acid Practice, (1974),
- 7) Handbook of Chemistry and Physics, 54th ed., 1973-1974, D-49.
- 8) Metallgesellschaft, Aktiengesellschaft Frankfurt (Main), Ger. Patent 1.984.754, 6 mei 1971.
- 9) J D'ans, E. Lax, Taschenbuch für Chemiker und Physiker, blz 864.
- 10) B. Waeser, Die Schwefelsäurefabrikation, (1961), blz. 232-233.
- 11) Prof. drs. P.J. van der Berg, Prof. ir. W.A. de Jong, Chemische Reaktorkunde, (1970), blz. IX-3.
- 12) J.F. Richardson, J.M. Coulson, Chemical Engineering, 2nd ed.,(1964), blz. 229.
- 13) R.H. Perry, Chemical Engineers Handbook, 5th ed., 10-46.
- 14) ibid, 10-61.
- 15) Rapport, Apparatuur voor warmteoverdracht, Laboratorium voor chemische werktuigen, deel 2, tabel 16.
- 16) ibid, tabel 15.
- 17) VDI-Wärme Atlas, (1975), Cb-4.
- 18) R.H. Perry, Chemical Engineers Handbook, 5th ed., 10-59.
- 19) VDI-Wärme Atlas, (1953), Pa-6,7.
- 20) F.C.A.A. van Berkel, Chemische Werktuigen, deel I, (1965), fig 5.1.11.
- 21) R.H. Perry, Chemical Engineers Handbook, 5th ed. 18-21 e.v.
- 22) B.Waeser, die Schwefelsäurefabrikation, (1961), blz. 278-279.
- 23) G.J. Kok, P.L. Zuideveld, Fysisch-technische Scheidingsmethoden naar de colleges van Prof, dr. ir. P.M. Heertjes, 5^e druk, (1971), blz 70
- 24) B. Waeser, die Schwefelsäurefabrikation, (1961), blz
- 25) ibid, blz. 282.
- 26) F.C.A.A. van Berkel, Chemische Werktuigen, dee

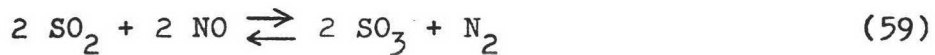
- 27) A. Gruber, A. Walitt, Development of the Catalytic Chamber Process (1970), blz. 77-79.
- 28) Japan, Kokau, 73, 50.993, 18 juli 1973, Appl. 71, 85.943, 30 oktober 1971.
- 29) A.I. Baranova, N.M. Antonova, U.S.S.R. patent, 149.405, 28 augustus 1962.
- 30) K.M. Guthrie, Process Plant Estimating Evaluation and Control, (1974), hoofdstuk 5.
- 31) Ullman, deel 15, (1964), blz. 429.

XII: APPENDICES.

-1- Berekening reactiewarmte.

De standaard reactiewarmte wordt berekend uit de standaard vormingswarmten van de aan de reactie deelnemende componenten.

We kiezen als voorbeeld de volgende reactie:



| | | | | | |
|--------------------------------|---------------|-------------|---------------|--------------|-----------|
| | SO_2 | NO | SO_3 | N_2 | |
| $\Delta H_f(25^\circ\text{C})$ | -70,96 | 21,60 | -94,45 | 0 | kcal./mol |

$$\Delta H_r(25^\circ\text{C}) = -2 \cdot 94,45 + 2 \cdot 70,96 - 2 \cdot 21,6 = -90,2 \text{ kcal}$$

$$= -45,1 \text{ kcal./mol omgezet SO}_2$$

De berekening van de reactiewarmte bij andere temperatuur gaat als volgt:

$$\Delta H_r(475^\circ\text{C}) = \Delta H_r(25^\circ\text{C}) + \int_{298}^{748} \text{prod. } n_i \cdot c_{p(i)}(T) dT - \int_{298}^{748} \text{reac. } n_i \cdot c_{p(i)}(T) dT \quad (60)$$

$$\text{en } c_p = a + b \cdot 10^{-3} \cdot T + c \cdot 10^{-6} \cdot T^2 \quad (61)$$

$$\text{of } c_p = a + b \cdot 10^{-3} \cdot T + d \cdot 10^5 / T^2 \quad (62)$$

Voor de berekening van de integralen in het rechterlid voeren we gemiddelde c_p -waarden in het beschouwde temperatuurtraject in.

$$\bar{c}_p(T_a - T_b) = \int_{T_a}^{T_b} c_p(T) / (T_b - T_a) dT =$$

$$= \int_{T_a}^{T_b} \frac{(a + b \cdot 10^{-3} \cdot T + c \cdot 10^{-6} \cdot T^2)}{(T_b - T_a)} dT$$

$$\therefore \bar{c}_p(T_a - T_b) = a + b \cdot 10^{-3} \cdot (T_a + T_b)/2 + c \cdot 10^{-6} \cdot (T_a^2 + T_a \cdot T_b + T_b^2)/3 \quad (63)$$

$$\text{dus } \Delta H_r(475^\circ\text{C}) = \Delta H_r(25^\circ\text{C}) + \Delta T \cdot \left(\begin{array}{l} \text{prod.} \cdot n_i \cdot \bar{c}_{p(i)} - \\ \text{react.} \cdot n_i \cdot \bar{c}_{p(i)} \end{array} \right)$$

We hebben nu (61) gekozen om \bar{c}_p te berekenen. Als we (62) kiezen, dan levert dit op analoge wijze op:

$$\bar{c}_p = a + b \cdot 10^{-3} \cdot (T_a + T_b)/2 + d \cdot 10^5 / T_a \cdot T_b \quad (64)$$

We gaan nu $\Delta H_r(475)$ van reactie (59) berekenen.

$$\begin{aligned} \bar{c}_p(\text{SO}_2)(298-748) &= 11,22 \\ \bar{c}_p(\text{NO})(298-748) &= 7,40 \\ \bar{c}_p(\text{SO}_3)(298-748) &= 15,18 \\ \bar{c}_p(\text{N}_2)(298-748) &= 7,16 \end{aligned}$$

$$\therefore \Delta H_r(475^\circ\text{C}) = -90,2 + 450 \cdot (0,28) \cdot 10^{-3} = -90,07$$

is $-45,04$ kcal/mol SO_2 omgezet.

Appendix II

Fysische constanten van zwavelzuuroplossingen (lit. 25,30):

Voor de dichtheid is overal $\rho = 1841 \text{ kg/m}^3$ genomen. De dichtheid is weliswaar afhankelijk van de zwavelzuurconcentratie, maar de verandering in het concentratiegebied 97,8 % - 98,4 % is zo klein, dat deze verwaarloosd mag worden.

Enkele waarden van de viskositeit (mP) worden in onderstaande tabel vermeld (lit. 30).

Tabel 11:

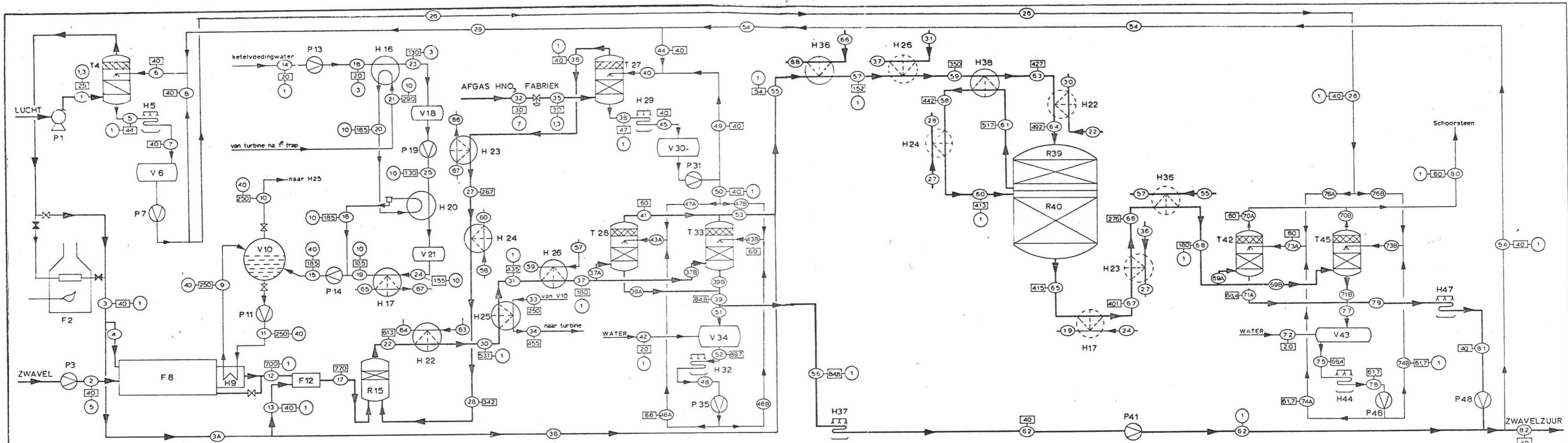
| % H ₂ SO ₄ | 30 °C. | 50 °C. | 80 °C | 100 °C. |
|----------------------------------|--------|--------|-------|---------|
| 96 | 161,6 | 93,8 | 50,0 | 35,7 |
| 98 | 173,2 | 98,3 | 51,1 | 36,2 |
| 99 | 188,2 | 103,7 | 52,3 | 36,5 |

Enthalpiewaarden: (lit. 25)

Tabel 12:

| Temperatuur (°C.) | 95 % H ₂ SO ₄ opl. | 100 % H ₂ SO ₄ |
|-------------------|--|--------------------------------------|
| 0 | -220,1 | -207,5 |
| 20 | -213,2 | -201,1 |
| 40 | -206,0 | -194,3 |
| 60 | -199,0 | -187,0 |
| 80 | -191,0 | -180,0 |
| 100 | -184,0 | -173,0 |

De, voor de berekeningen van belang zijnde waarden, zijn door middel van interpolatie uit bovenstaande tabellen verkregen.



P 1 BLOWER
 F 2 OPSTARTOVEN
 P 3 POMP
 T 4 ABSORPTIEKOLOM
 H 5 REGENKOELER
 V 6 OPSLAGTANK

P 7 ZUURPOMP
 F 8 VERBRANDINGSOVEN
 H 9 STOOMKETEL
 V 10 STOOMDRUM
 P 11 POMP
 F 12 NAVEBRANDINGSOVEN

P 13 POMP
 P 14 POMP
 R 15 REACTOR
 H 16 VOORVERWARMER
 H 17 WARMTEWISSELAAR
 V 18 POMPVAT

P 19 POMP
 H 20 VOORVERWARMER
 V 21 POMPVAT
 H 22 WARMTEWISSELAAR
 H 23 WARMTEWISSELAAR
 H 24 WARMTEWISSELAAR

H 25 STOOMOVERVERHITTER
 H 26 WARMTEWISSELAAR
 T 27 ABSORPTIEKOLOM
 T 28 ABSORPTIEKOLOM
 H 29 REGENKOELER
 V 30 OPSLAGTANK

P 31 ZUURPOMP
 H 32 REGENKOELER
 T 33 ABSORPTIEKOLOM
 V 34 OPSLAGTANK
 P 35 ZUURPOMP
 H 36 WARMTEWISSELAAR

H 37 REGENKOELER
 H 38 WARMTEWISSELAAR
 R 39 CONVERTOR
 R 40 CONVERTOR
 P 41 ZUURPOMP
 T 42 ABSORPTIEKOLOM

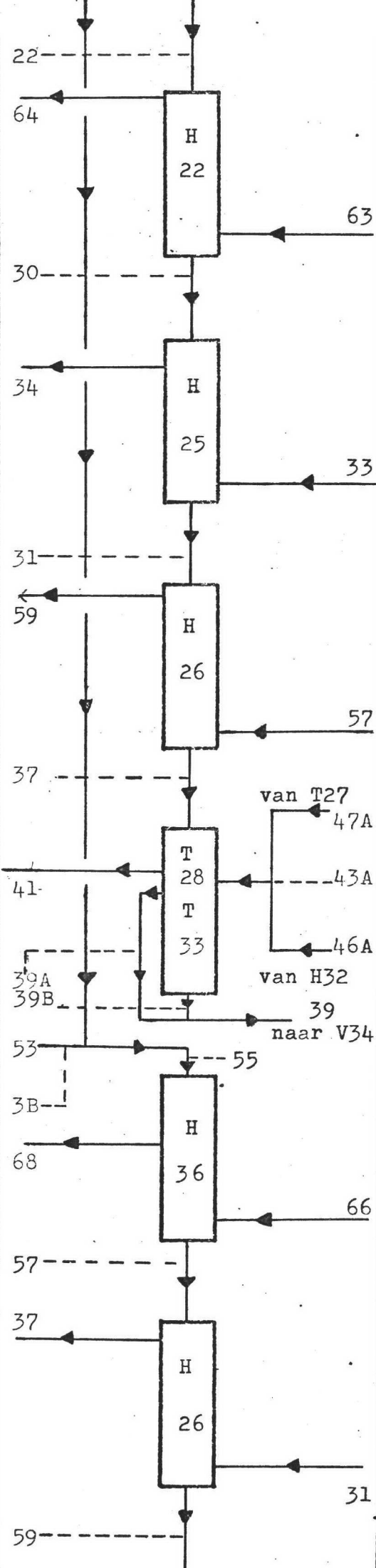
V 43 OPSLAGTANK
 H 44 REGENKOELER
 T 45 ABSORPTIEKOLOM
 P 46 ZUURPOMP
 H 47 REGENKOELER
 P 48 ZUURPOMP

NOx VERWIJDERING uit AFGAS HNO₃-FABRIEK
 m.b.v. H₂SO₄-fabriek

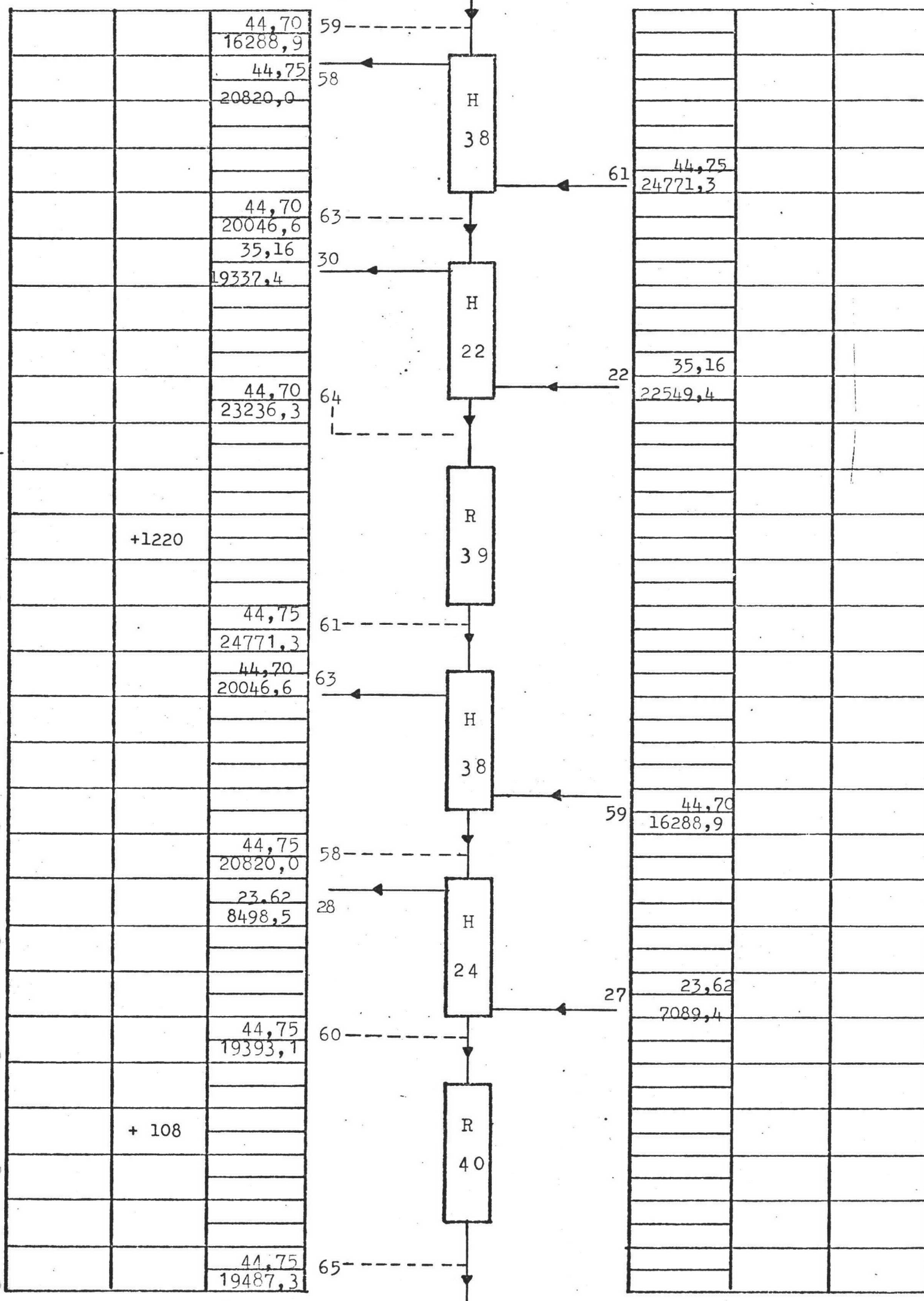
W. Mulder en J. Ockhuijsen
 december 1975

○ stroomnummer T temp in °C P druk in ata

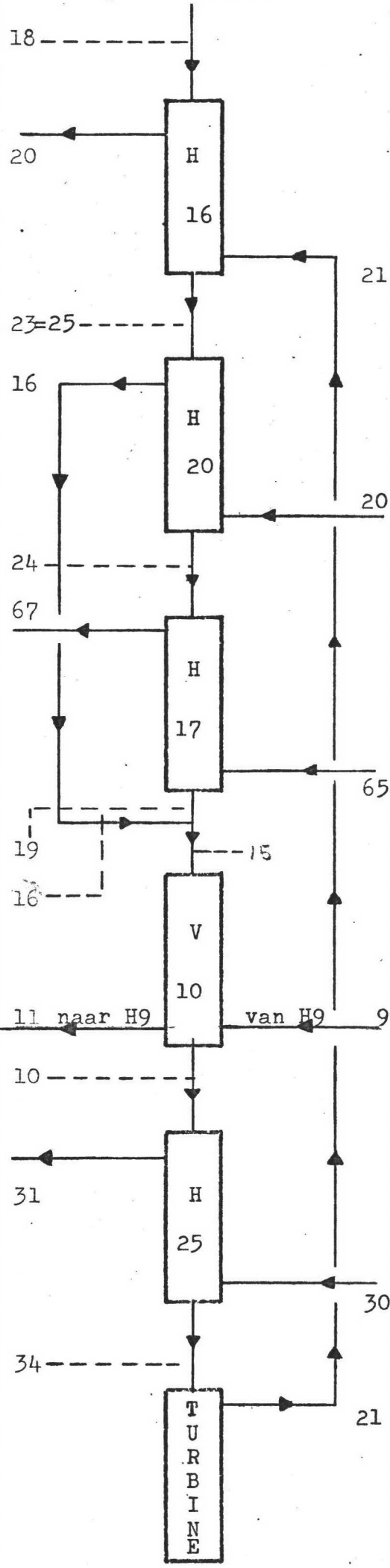
| | | |
|--|---------|--------------------------------------|
| | | 35,16 22549,4 |
| | | 44,70 23236,3 |
| | | 35,16 19337,4 |
| | | 5,74 19797,3 |
| | | 35,16 15668,3 44,70 16288,9 |
| | | 35,16 6249,0 |
| | + 1541 | 15,45 940,9 |
| | + 1541 | |
| | | 129,96 -98916,3 |
| | 53=2x41 | 30,90 1881,8 |
| | | 13,80 551,4 |
| | | 44,75 8235,7 |
| | | 44,70 6940,5 35,16 6249,0 |
| | | 44,70 16288,9 |



| | | |
|--|--|---------------------|
| | | 44,70 20046,6 |
| | | 5,74 16143,3 |
| | | 44,70 6940,5 |
| | | 28,32 -23587,8 |
| | | 127,84 -102105,0 |
| | | 99,52 -79053,6 |
| | | 44,75 12773,6 |
| | | 35,16 15668,3 |



| | | |
|------|---------|---------|
| 4,60 | + 385,1 | |
| | | |
| | | 1,14 |
| | | 1415,3 |
| | | |
| | | 4,60 |
| | | 2455,1 |
| | | 1,14 |
| | | 908,3 |
| | | |
| | | 4,60 |
| | | 2962,1 |
| | | 44,75 |
| | | 18801,2 |
| | | |
| | | 4,60 |
| | | 3665,1 |
| | | 1,14 |
| | | 908,3 |
| | | |
| | | 57,4 |
| | | 61705,0 |
| | | |
| | | 5,74 |
| | | 16143,3 |
| | | |
| | | 35,16 |
| | | 16668,3 |
| | | |
| | | 5,74 |
| | | 19797,3 |



| | | | |
|--|--|---------|----------|
| | | | |
| | | | |
| | | 1,14 | |
| | | 3485,3 | |
| | | | |
| | | 1,14 | |
| | | 1415,3 | |
| | | | |
| | | | |
| | | 44,75 | |
| | | 19487,3 | |
| | | | |
| | | 57,4 | |
| | | 73274,9 | |
| | | | |
| | | 35,16 | |
| | | 19337,4 | |
| | | | |
| | | 1,14 | |
| | | 3485,3 | 1,80 |
| | | | + 5401,8 |
| | | | |
| | | | 2,80 |
| | | | + 7915,2 |
| | | | |
| | | | energie |
| | | | + 2990 |

| Apparaatstroom | 25 1 | | 145 2 | | 40 3 | | 40 3A | | 40 3B | |
|----------------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| ↓ Componenten | M | Q | M | Q | M | Q | M | Q | M | Q |
| N2 | 17,76 | 454,8 | | | 17,76 | 728,6 | 10,74 | 441,8 | 10,38 | 427,1 |
| O2 | 5,38 | 122,1 | | | 5,38 | 195,9 | 3,53 | 128,1 | 3,42 | 124,1 |
| S | | | 2,17 | 355,9 | | | | | | |
| H2SO4 | | | | | | | | | | |
| H2O | 0,25 | 26,5 | | | | | | | | |
| Totaal: | 23,40 | 603,4 | 2,17 | 355,9 | 23,15 | 924,5 | 14,27 | 569,9 | 13,80 | 551,2 |

-71-

| Apparaatstroom | 40 4 | | 44 5 | | 40 6 | | 40 7 | | 40 8 | |
|----------------|------|-------|--------|-----------|--------|-----------|--------|-----------|-------|----------|
| ↓ Componenten | M | Q | M | Q | M | Q | M | Q | M | Q |
| N2 | 7,02 | 286,8 | | | | | | | | |
| O2 | 1,86 | 67,8 | | | | | | | | |
| H2SO4 | | | 123,89 | -102684,4 | 123,61 | -102982,6 | 123,89 | -103436,1 | 82,43 | -68817,1 |
| Totaal: | 8,88 | 354,6 | 123,89 | -102684,4 | 123,61 | -102982,6 | 123,89 | -103436,1 | 82,43 | -68817,1 |

M in kg/s

Q in kW

| Apparaatstroom | 250 9 | | 250 10 | | 250 11 | | 700 12 | | 40 13 | |
|----------------|-------|---------|--------|---------|--------|---------|--------|--------|-------|------|
| ↓ Componenten | M | Q | M | Q | M | Q | M | Q | M | Q |
| N2 | | | | | | | 6,81 | 5199,8 | 0,36 | 14,7 |
| O2 | | | | | | | | | 0,11 | 4,0 |
| SO2 | | | | | | | 4,13 | 2175,6 | | |
| H2O | 57,4 | 73274,9 | 5,74 | 16143,3 | 57,4 | 61705,0 | | | | |
| S | | | | | | | 0,11 | 103,6 | | |
| Totaal: | | | | | | | 11,05 | 7479,0 | 0,47 | 18,7 |

| Apparaatstroom | 20 14 | | 185 15 | | 185 16 | | 770 17 | | 20 (18=14) | |
|----------------|-------|-------|--------|--------|--------|-------|--------|--------|------------|---|
| ↓ Componenten | M | Q | M | Q | M | Q | M | Q | M | Q |
| N2 | | | | | | | 7,17 | 6059,8 | | |
| SO2 | | | | | | | 4,35 | 2542,7 | | |
| H2O | 4,60 | 385,1 | 5,74 | 4573,4 | 1,14 | 908,3 | | | | |
| Totaal: | | | | | | | 11,52 | 8602,5 | | |

M in kg/s

Q in kW

| Apparaatstroom | 185 19 | | 185 20 | | 290 21 | | 613 22 | | 130 23 | |
|----------------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|---------|--------|--------|
| ↓ Componenten | M | Q | M | Q | M | Q | M | Q | M | Q |
| N2 | | | | | | | 29,93 | 19861,6 | | |
| S02 | | | | | | | 0,95 | 431,4 | | |
| S03 | | | | | | | 4,28 | 2256,4 | | |
| H2O | 4,60 | 3665,1 | 1,14 | 1415,3 | 1,14 | 3485,3 | | | 4,60 | 2455,1 |
| | | | | | | | | | | |
| | | | | | | | | | | |
| | | | | | | | | | | |
| | | | | | | | | | | |
| Totaal: | | | | | | | 35,16 | 22549,4 | | |

| Apparaatstroom | 155 24 | | 130 (25=23) | | 40 (26=76A+76B) | | 287 27 | | 342 28 | |
|----------------|--------|--------|-------------|---|-----------------|---------|--------|--------|--------|--------|
| ↓ Componenten | M | Q | M | Q | M | Q | M | Q | M | Q |
| N2 | | | | | | | 22,81 | 6870,0 | 22,81 | 8233,2 |
| O2 | | | | | | | 0,81 | 219,4 | 0,81 | 265,3 |
| H2SO4 | | | | | 41,46 | 34619,0 | | | | |
| H2O | 4,60 | 2962,1 | | | | | | | | |
| | | | | | | | | | | |
| | | | | | | | | | | |
| | | | | | | | | | | |
| | | | | | | | | | | |
| Totaal: | | | | | | | 23,62 | 7089,4 | 23,62 | 8498,5 |

M in kg/s
Q in kW

| Apparaatstroom | 40 | 29 | 531 | 30 | 435 | 31 | 30 | 32 | 250 | 33 |
|----------------|-------|---------|-------|---------|-------|---------|-------|-------|------|---------|
| ↓ Componenten: | M | Q | M | Q | M | Q | M | Q | M | Q |
| N2 | | | 29,93 | 17059,5 | 29,93 | 13858,5 | 22,75 | 698,9 | | |
| O2 | | | | | | | 0,82 | 22,3 | | |
| SO2 | | | 0,95 | 370,5 | 0,95 | 297,9 | | | | |
| SO3 | | | 4,28 | 1907,4 | 4,28 | 1511,9 | | | | |
| H2SO4 | 41,21 | 34167,2 | | | | | | | | |
| NOx | | | | | | | 0,06 | | | |
| H2O | | | | | | | 0,23 | 28,9 | 5,74 | 16143,3 |
| Totaal: | | | 35,16 | 19337,4 | 35,16 | 15668,3 | 23,86 | 750,1 | | |

| Apparaatstroom | 455 | 34 | 30 (35=32) | 40 | 36 | 180 | 37 | 47 | 38 | |
|----------------|------|---------|------------|----|-------|-------|-------|--------|-------|---------|
| ↓ Componenten | M | Q | M | Q | M | Q | M | Q | M | Q |
| N2 | | | | | 22,81 | 935,7 | 29,93 | 5597,6 | | |
| O2 | | | | | 0,81 | 29,4 | | | | |
| SO2 | | | | | | | 0,95 | 114,8 | | |
| SO3 | | | | | | | 4,28 | 536,5 | | |
| H2SO4 | | | | | | | | | 75,44 | 62083,8 |
| H2O | 5,74 | 19797,3 | | | | | | | | |
| Totaal: | | | | | 23,62 | 965,1 | 35,16 | 6249,0 | | |

M in kg/s
Q in kW

| Apparaatstroom | 84,8 (39A=39B) | | 40 40 | | 60 | 41 | 20 42 | | 60 (43A=43B) | |
|----------------|----------------|-----------|-------|-----------|-------|-------|-------|------|--------------|-----------|
| ↓ Componenten | M | Q | M | Q | M | Q | M | Q | M | Q |
| N2 | | | | | 14,97 | 922,8 | | | | |
| SO2 | | | | | 0,46 | 17,3 | | | | |
| SO3 | | | | | 0,02 | 0,8 | | | | |
| H2SO4 | 129,96 | - 98916,3 | 75,21 | - 62423,4 | | | | | 127,84 | -102105,0 |
| H2O | | | | | | | 0,81 | 67,7 | | |
| Totaal: | | | | | 15,45 | 940,9 | | | | |

| Apparaatstroom | 40 44 | | 40 45 | | 66 (46A=46B) | | 40 (47A=47B) | | 66 48 | |
|----------------|-------|-----------|-------|-----------|--------------|-----------|--------------|-----------|--------|-----------|
| ↓ Componenten | M | Q | M | Q | M | Q | M | Q | M | Q |
| H2SO4 | 56,41 | - 46764,4 | 75,44 | - 62835,4 | 99,52 | - 79053,6 | 28,32 | - 23587,8 | 199,04 | -158107,2 |
| Totaal: | | | | | | | | | | |

-75-

M in kg/s

Q in kW

| Apparaatstroom | 40 | 49 | 40 | 50 | 84,8 | 51 | 89,7 | 52 | 60 | 53 |
|----------------|-------|-----------|-------|-----------|--------|-----------|--------|-----------|-------|---------|
| ↓ Componenten | M | Q | M | Q | M | Q | M | Q | M | Q |
| N2 | | | | | | | | | 29,94 | 1845,6 |
| S02 | | | | | | | | | 0,92 | 34,58 |
| S03 | | | | | | | | | 0,04 | 1,54 |
| H2SO4 | 18,80 | - 15659,8 | 56,64 | - 47175,6 | 198,23 | -150884,2 | 199,04 | -150816,9 | | |
| | | | | | | | | | | |
| | | | | | | | | | | |
| | | | | | | | | | | |
| Totaal: | | | | | | | | | 30,90 | 1881,72 |

| Apparaatstroom | 40 | 54 | 54 | 55 | 84,8 | 56 | 152 | 57 | 442 | 58 |
|----------------|-------|-----------|-------|--------|-------|-----------|-------|--------|-------|---------|
| ↓ Componenten | M | Q | M | Q | M | Q | M | Q | M | Q |
| N2 | | | 40,32 | 2272,7 | | | 40,70 | 6409,3 | 40,52 | 19090,2 |
| O2 | | | 3,42 | 124,1 | | | 3,00 | 423,7 | 2,99 | 1281,7 |
| S02 | | | 0,92 | 34,6 | | | 1,00 | 107,5 | | |
| S03 | | | 0,04 | 1,5 | | | | | 1,24 | 448,0 |
| H2SO4 | 97,62 | - 80931,6 | | | 61,68 | - 46948,0 | | | | |
| | | | | | | | | | | |
| | | | | | | | | | | |
| Totaal: | | | 44,70 | 2432,9 | | | 44,70 | 6940,5 | 44,75 | 20820,0 |

M in kg/s

Q in kW

| Apparaatstroom | 350 | 59 | 1 | 413 | 60 | 2 | 517 | 61 | 3 | 40 | 62 ^{3A} | 427 | 63 | 3B |
|----------------|-------|---------|---|-------|---------|---|-------|---------|---|-------|------------------|-------|---------|----|
| ↓ Componenten | M | Q | | M | Q | | M | Q | | M | Q | M | Q | |
| N2 | 40,70 | 15035,6 | | 40,52 | 17787,7 | | 40,52 | 22674,0 | | | | 40,70 | 18498,8 | |
| O2 | 3,00 | 1005,4 | | 2,99 | 1192,8 | | 2,99 | 1281,7 | | | | 3,00 | 1240,0 | |
| SO2 | 1,00 | 247,9 | | | | | | | | | | 1,00 | 307,8 | |
| SO3 | | | | 1,24 | 412,7 | | 1,24 | 448,0 | | | | | | |
| H2SO4 | | | | | | | | | | 61,68 | -51214,0 | | | |
| Totaal: | 44,70 | 16288,9 | | 44,75 | 19393,1 | | 44,75 | 24771,3 | | 61,68 | -51214,0 | 44,70 | 20046,6 | |

| Apparaatstroom | 492 | 64 | | 415 | 65 | | 276 | 66 | | 401 | 67 | 180 | 68 | |
|----------------|-------|---------|--|-------|---------|--|-------|---------|--|-------|---------|-------|--------|--|
| ↓ Componenten | M | Q | | M | Q | | M | Q | | M | Q | M | Q | |
| N2 | 40,70 | 21435,2 | | 40,52 | 17873,8 | | 40,52 | 11736,7 | | 40,52 | 17246,6 | 40,52 | 7578,0 | |
| O2 | 3,00 | 1442,3 | | 2,99 | 1198,6 | | 2,99 | 730,9 | | 2,99 | 1156,6 | 2,99 | 501,6 | |
| SO2 | 1,00 | 358,8 | | | | | | | | | | | | |
| SO3 | | | | 1,24 | 414,9 | | 1,24 | 256,0 | | 1,24 | 398,1 | 1,24 | 156,1 | |
| Totaal: | 44,70 | 23236,3 | | 44,75 | 19487,3 | | 44,75 | 12773,6 | | 44,75 | 18801,2 | 44,75 | 8235,7 | |

M in kg/s

Q in kW

| Apparaatstroom | 180 | 69A=69B | 60 | 70A=70B | 68,4 | 71A=71B | 20 | 72 | 60 | 73A=73B |
|----------------|--------------|---------------|--------------|---------------|---------------|------------------|-------------|-------------|---------------|------------------|
| ↓ Componenten | M | Q | M | Q | M | Q | M | Q | M | Q |
| N2 | 20,26 | 3779,0 | 20,29 | 1259,1 | | | | | | |
| O2 | 1,49 | 250,8 | 1,48 | 81,1 | | | | | | |
| SO2 | | | 0,02 | 0,30 | | | | | | |
| SO3 | 0,02 | 78,1 | | | | | | | | |
| H2SO4 | | | | | 278,03 | -218697,5 | | | 277,45 | -221783,8 |
| H2O | | | | | | | 0,03 | 2,63 | | |
| Totaal: | 22,37 | 4117,9 | 21,77 | 1331,2 | 278,03 | -218697,5 | 0,03 | 2,63 | 277,45 | -221783,8 |

| Apparaatstroom | 61,7 | 74A=74B | 68,4 | 75 | 40 | 76A=76B | 68,4 | 77 | 61,7 (78=74A+74B) | |
|----------------|---------------|------------------|---------------|------------------|--------------|-----------------|---------------|------------------|-------------------|---|
| ↓ Componenten | M | Q | M | Q | M | Q | M | Q | M | Q |
| N2 | | | | | | | | | | |
| O2 | | | | | | | | | | |
| SO2 | | | | | | | | | | |
| SO3 | | | | | | | | | | |
| H2SO4 | 256,72 | -204469,4 | 513,44 | -403845,0 | 20,73 | -17309,5 | 513,41 | -403841,9 | | |
| Totaal: | 256,72 | -204469,4 | 513,44 | -403845,0 | 20,73 | -17309,5 | 513,41 | -403841,9 | | |

M in kg/s

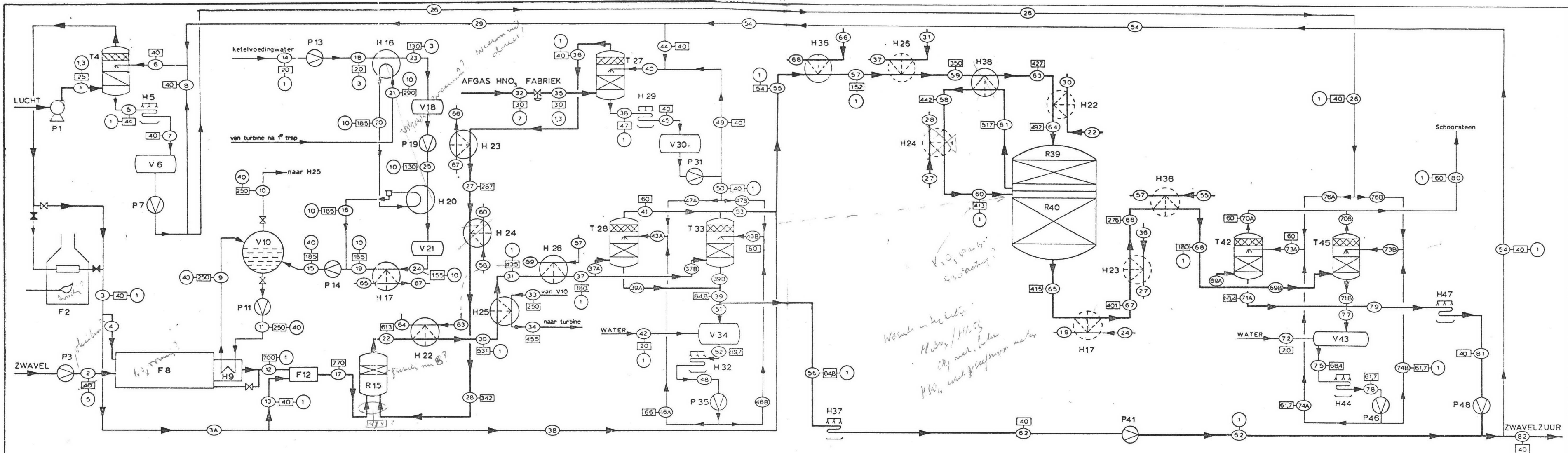
Q in kJ

| Apparaatstroom | 68,4 | 79 | 60 (80=70A+70B) | 40 | 81 | 40 | 82 | | | |
|----------------|-------|----------|-----------------|----|-------|----------|------|---------|---|---|
| ↓ Componenten | M | Q | M | Q | M | Q | M | Q | M | Q |
| | | | | | | | | | | |
| | | | | | | | | | | |
| H2SO4 | 42,66 | -33553,4 | | | 42,66 | -35349,4 | 6,72 | -5568,4 | | |
| | | | | | | | | | | |
| | | | | | | | | | | |
| | | | | | | | | | | |
| | | | | | | | | | | |
| Totaal: | | | | | | | | | | |

| Apparaatstroom | | | | | | | | | | |
|----------------|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| ↓ Componenten | M | Q | M | Q | M | Q | M | Q | M | Q |
| | | | | | | | | | | |
| | | | | | | | | | | |
| | | | | | | | | | | |
| | | | | | | | | | | |
| | | | | | | | | | | |
| | | | | | | | | | | |
| | | | | | | | | | | |
| | | | | | | | | | | |
| | | | | | | | | | | |
| Totaal: | | | | | | | | | | |

M in kg/s

Q in kW



P 1 BLOWER
 F 2 OPSTARTOVEN
 P 3 POMP
 T 4 ABSORPTIEKOLOM
 H 5 REGENKOELER
 V 6 OPSLAGTANK

P 7 ZUURPOMP
 F 8 VERBRANDINGSOVEN
 H 9 STOOMKETEL
 V 10 STOOMDRUM
 P 11 POMP
 F 12 NAVE RBRANDINGSOVEN

P 13 POMP
 P 14 POMP
 R 15 REACTOR
 H 16 VOORVERWARMER
 H 17 WARMTEWISSELAAR
 V 18 POMPVAT

P 19 POMP
 H 20 VOORVERWARMER
 V 21 POMPVAT
 H 22 WARMTEWISSELAAR
 H 23 WARMTEWISSELAAR
 H 24 WARMTEWISSELAAR

H 25 STOOMOVERVERHITTER
 H 26 WARMTEWISSELAAR
 T 27 ABSORPTIEKOLOM
 T 28 ABSORPTIEKOLOM
 H 29 REGENKOELER
 V 30 OPSLAGTANK

P 31 ZUURPOMP
 H 32 REGENKOELER
 T 33 ABSORPTIEKOLOM
 V 34 OPSLAGTANK
 P 35 ZUURPOMP
 H 36 WARMTEWISSELAAR

H 37 REGENKOELER
 H 38 WARMTEWISSELAAR
 R 39 CONVERTOR
 R 40 CONVERTOR
 P 41 ZUURPOMP
 T 42 ABSORPTIEKOLOM

V 43 OPSLAGTANK
 H 44 REGENKOELER
 T 45 ABSORPTIEKOLOM
 P 46 ZUURPOMP
 H 47 REGENKOELER
 P 48 ZUURPOMP

NOx VERWIJDERING uit AFGAS HNO₃-FABRIEK
 m.b.v. H₂SO₄-fabriek

W. Mulder
 en
 december 1975
 J. Ockhuijsen

○ stroomnummer T temp in °C P druk in ata

