

FABRIEKS SCHEMA VOOR DE BEREIDING

VAN SALPETERZUUR UIT AMMONIAK.

P.L. BLANKEN, OUDE DELFT 35

DELFT



A 6010-3



BEREIDING VAN SALPETERZUUR UIT AMMONIAK.

P.L. BLANKEN.

OUDE DELFT 35

DELFT.

FABRIEKSSHEMA VOOR DE BEREIDING VAN SALPETERZUUR UIT AMMONIAK.Inleiding.

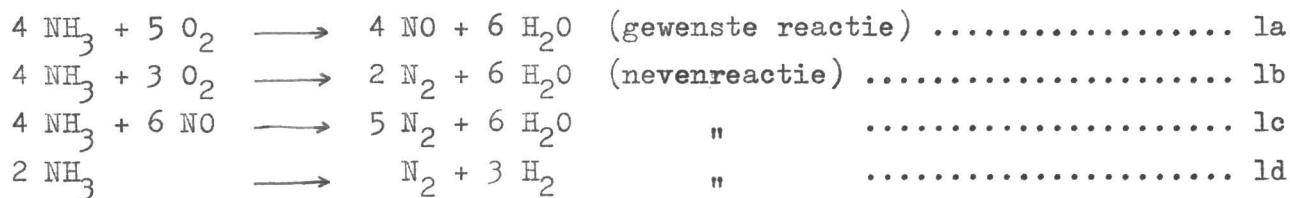
Salpeterzuur (HNO_3) is een belangrijke grondstof voor de bereiding van kunstmeststoffen (ammonium- en natriumnitraat), explosiemiddelen (nitroglycerine, trotyl) en wordt tegenwoordig ook in raketbrandstoffen gebruikt. Voor de laatste twee toepassingen wordt meestal 100 % HNO_3 gebruikt, dat verkregen wordt door oplossingen van HNO_3 in water te fractioneren onder toevoeging van geconcentreerd H_2SO_4 .

Aanvankelijk werd salpeterzuur uitsluitend gewonnen uit Chilisalpeter, door behandeling met zwavelzuur, tegenwoordig wordt het echter op grote schaal synthetisch bereid, in de eerste plaats uitgaande van ammoniak, dat door de ontwikkeling van de verschillende stikstof-bindings procédés in grote hoeveelheden beschikbaar kwam.

Verschillende methoden voor de bereiding van salpeterzuur uit ammoniak.

Voor de salpeterzuur bereiding uit ammoniak, wordt eerst NH_3 verbrand over een Pt-Rh katalysator, waarbij NO wordt gevormd; dit wordt geoxydeerd tot NO_2 en het ontstane NO_2 geabsorbeerd in water. Het proces bestaat dus uit twee trappen, nl. de verbranding van NH_3 (1) en de oxydatie en de absorptie van de gevormde N-oxyden (2).

Bij de verbranding kunnen de volgende reacties verlopen:



De gewenste reactie kan bevorderd worden door de verbranding uit te voeren bij hoge temperatuur (ca. 900 °C) en het ingevoerde gasmengsel slechts zeer kort met de katalysator in aanraking te laten komen. (contacttijd ca. $3 \cdot 10^{-4}$ sec.) Onder deze condities wordt de aanwezige ammoniak vrijwel volledig omgezet in NO; de verliezen worden hoofdzakelijk veroorzaakt door dissociatie van NH_3 volgens reactie ld. (litt. 1). De verliezen nemen iets toe, indien de druk in de reactor verhoogd wordt.

Bij de oxydatie en absorptie van de bij de verbranding gevormde N-oxyden verlopen de volgende reacties:

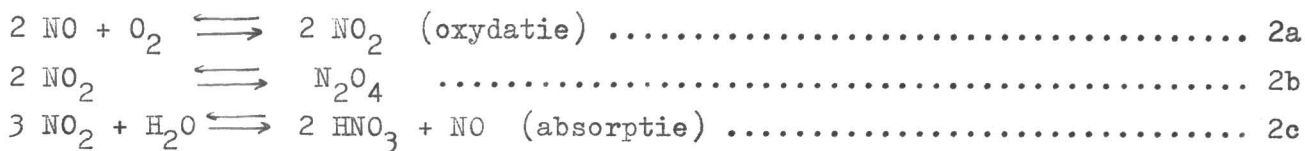
.....

.....

.....

.....

.....



Uit vergelijking 2c zien we, dat bij de absorptie van NO₂ in water NO gevormd wordt; dit wordt als zodanig niet geabsorbeerd en moet dus eerst weer tot NO₂ geoxydeerd worden.

De snelheid van reactie 2a neemt toe bij verlaging van de temperatuur en verhoging van de partiaalspanningen van NO en O₂. In dit opzicht is het dus aan te bevelen, bij lage temp. en verhoogde druk te werken.

Tot nu toe is nog niet uitgemaakt of NO₂ dan wel N₂O₄ geabsorbeerd wordt. Echter geschiedt de evenwichtsinstelling volgens reactie 2b zo snel, dat deze omzetting geen invloed heeft op de totale reactiesnelheid.

Het absorptie evenwicht verschuift naar de kant van het salpeterzuur, indien de temp. verlaagd en de druk verhoogd wordt, zodat bij lage temp. en verhoogde druk dus salpeterzuuroplossingen van hogere concentratie gevormd kunnen worden. (litt. 2).

Het in het voorafgaande beschreven proces, dus de verbranding van NH₃ en de absorptie van de gevormde N-oxyden, kan op verschillende wijzen worden uitgevoerd, zoals blijkt uit het onderstaande overzicht:

A. De ammoniak wordt verbrand met lucht.

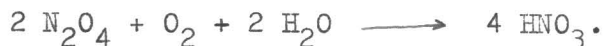
3-4
(mks)

1. Het proces wordt uitgevoerd onder atmosferische druk.
2. Het proces wordt uitgevoerd onder verhoogde druk (8 - 9 ata).
3. De verbranding geschiedt onder atmosferische, de absorptie onder verhoogde druk.

Met deze processen kan maximaal een salpeterzuuroplossing met ongeveer 60 % HNO₃ geproduceerd worden.

B. De ammoniak wordt verbrand met zuivere O₂.

Hierbij wordt de verbranding uitgevoerd onder atmosferische druk, stoom wordt toegevoegd als verdunningsmiddel om de verbrandingstemp. te regelen, het gevormde NO wordt geoxydeerd tot NO₂ en dit wordt afgekoeld en gecondenseerd, waarbij vloeibaar N₂O₄ wordt gevormd. Dit wordt gemengd met verdund HNO₃ en in een autoclaaf gepompt, waarna onder een druk van 50 ata O₂ wordt toegevoegd. Nu wordt salpeterzuur gevormd volgens de reactie:



Met dit proces kunnen 90 tot 98 % - HNO₃ oplossingen geproduceerd worden.

.....
.....
.....

.....
.....

.....
.....

.....
.....

.....
.....

.....
.....

.....
.....

.....
.....

.....
.....

.....
.....

.....
.....

Het laatst genoemde proces wordt in sommige Europese bedrijven uitgevoerd. De nadelen ervan zijn o.a. de hoge kosten verbonden aan het gebruik van zuivere O₂, de kosten van de vrij sterke koeling en de materiaalkosten, aangezien het materiaal aan hoge eisen moet voldoen om de corrosieve vloeistoffen bij hoge druk te weerstaan. Indien een groot gedeelte van het geproduceerde HNO₃ voor de kunstmestbereiding wordt gebruikt, waarbij de oplossing niet zo geconcentreerd hoeft te zijn, verdient het aanbeveling, een van de onder A. genoemde processen toe te passen, dus de verbranding uit te voeren met lucht i.p.v. met zuivere O₂.

De drie onder A. genoemde processen worden allen vrij veel toegepast, een keuze hieruit moet gebaseerd zijn op een diepgaande economische analyse, zoals bijv. in litt. 5 is geschiedt.

Vergelijken we het atmosferische en het drukproces (A1 en A2), dan blijkt, dat bij absorptie onder druk een zuur geproduceerd kan worden dat 10 % meer HNO₃ bevat dan dat verkregen bij absorptie onder atmosferische druk, terwijl ook het volume, nodig voor de absorptie veel kleiner wordt. Dit komt omdat bij absorptie onder atmosferische druk de snelheid van de oxydatie van NO tot NO₂ bepalend is voor de totale absorptiesnelheid, terwijl deze reactie door de drukverhoging zodanig wordt versneld, dat de absorptie reactie (2c) de totale snelheid bepaalt. Hierdoor kan de ruimte in de absorptielichamen, dien nodig is voor de oxydatie, sterk beperkt worden.

Als nadelen van het drukproces kunnen worden genoemd het iets lagere verbrandingsrendement (ca. 95 % tegen ca. 98 % bij het atmosferische proces) en het energieverbruik van de compressoren. Echter is het mogelijk het afgewerkte gas uit de absorber (na opwarmen) in een gasturbine te laten expanderen, waardoor ca. 2/3 deel van de voor compressie benodigde energie kan worden teruggewonnen.

Het gemengde proces (A3) lijkt dus op het eerste gezicht zeer aantrekkelijk, omdat het de voordelen van het atmosferische en het drukproces combineert. Het bezwaar van dit proces is evenwel, dat het te comprimeren gasmengsel, dat uit de reactor komt, sterk corrosief is, waardoor aan de constructie van de compressor zeer hoge eisen worden gesteld.

Resumerend kunnen we nu zeggen, dat het grote voordelen biedt om de absorptie onder verhoogde druk uit te voeren, terwijl een economische analyse vereist is, om uit te maken, of het grotere verbrandingsrendement bij het gemengde proces opweegt tegen de hoge aanschaf- en onderhoudskosten van de voor dit proces benodigde compressoren.

en om het
gas volume
te verkleinen

Faint, illegible text covering the majority of the page, possibly bleed-through from the reverse side.

Amherst
has 12 definite
the history of

Tenslotte werd in ons geval, min of meer willekeurig, de keus bepaald op het drukproces, waarbij dus zowel verbranding als absorptie onder druk plaats vinden, ten koste van een iets lager rendement van de verbranding. De bij dit proces geproduceerde HNO_3 -oplossing bevat 58 % HNO_3 , het overall rendement bedraagt 93 %. (litt. 3 en 4).

Grondstoffen.

Voor de bereiding van salpeterzuur volgens de gekozen methode zijn slechts eenvoudige grondstoffen nodig, te weten ammoniak, water en lucht, welke alle drie gemakkelijk verkrijgbaar zijn.

De prijs van ammoniak is ca. f. 0,35 per kg.

Plaatsing van de fabriek en bepaling van de capaciteit.

De plaats, waar een nieuwe fabriek zal worden gebouwd, is afhankelijk van verschillende factoren, waarvan genoemd kunnen worden:

- . de aanvoer van grondstoffen
- . de afvoer van eventueel gevormde (schadelijke) afvalstoffen
- . de toestand op de arbeidsmarkt
- . de afvoer van produkten *markt?*
- . de watervoorziening

Van de grondstoffen voor de salpeterzuurbereiding zijn alleen ammoniak en water belangrijk in verband met de plaatsing van de fabriek. Het is dus aantrekkelijk een salpeterzuurfabriek te bouwen in de nabijheid van een ammoniakfabriek, bijv. de Mekog in IJmuiden, waar ook voldoende water beschikbaar is. Bij de opstelling van het fabrieksschema is aangenomen, dat de in de onmiddellijke nabijheid van de te bouwen salpeterzuurfabriek een bedrijf staat, dat ^{gas}dampvormige NH_3 kan leveren met de druk en de temp. zoals die voor de salpeterzuurbereiding gewenst zijn.

De bij de verbranding gevormde N-oxyden worden vrijwel volledig geabsorbeerd en daar geen andere schadelijke afvalstoffen onstaan, is de afvoer hiervan geen probleem.

De positie van de arbeidsmarkt is slechts van secundair belang, daar deze fabriek, zoals chemische bedrijven in het algemeen, weinig arbeidsintensief is.

De afvoer van de producten is in ons land met zijn uitgebreide net van wegen, spoorwegen en waterwegen, in het algemeen geen probleem, terwijl ook de watervoorziening in de meeste gevallen geen grote moeilijkheden zal opleveren.

Wiel bij de Mekog!

Faint, illegible text at the top of the page, possibly a header or introductory paragraph.

Wednesday

Main body of faint, illegible text, appearing to be several paragraphs of a letter or document.

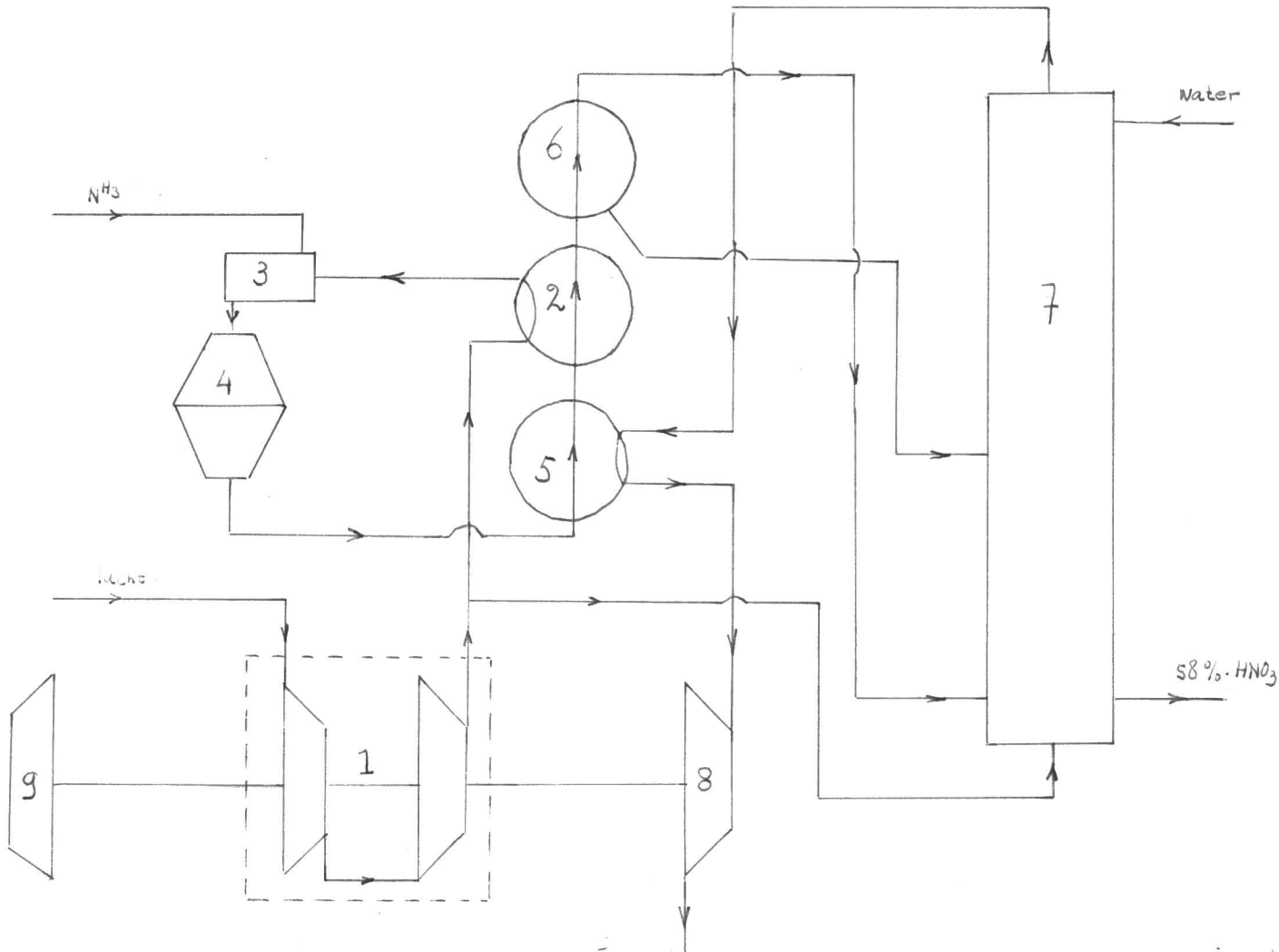
Een onderzoek omtrent de voor- en nadelen van het continu en discontinu werken, zal in dit geval ten gunste van de eerste mogelijkheid uitvallen, daar de instel-tijd van de benodigde absorptiekolom vrij lang zal zijn, en de aanvoer van NH_3 ook continu zal geschieden. Tevens zal door het kapitaal intensief karakter van dit bedrijf bij een continue werkwijze aanzienlijk minder kapitaalsinvestering nodig zijn dan bij een discontinue met gelijke jaarproductie.

Voor de bepaling van de capaciteit van de te bouwen fabriek, werd als maatstaf genomen de productie van de Mississippi River Chemicals Plant, die als voorbeeld voor dit processchema diende. (litt. 4). Deze productie bedroeg ca. 220 ton 100 % HNO_3 , hetgeen ongeveer overeenkomt met de HNO_3 productie per salpeterzuurfabriek van de Staatsmijnen; deze produceren nl. 900 ton 100 % HNO_3 per dag, verdeeld over drie fabrieken. (litt. 1).

Op grond hiervan is de productie van de te bouwen fabriek gesteld op 216 ton 100% HNO_3 per dag.

Bespreking van het proces.

In onderstaande figuur is een eenvoudig overzicht van het processchema gegeven, de gang van het proces wordt op de volgende pagina verduidelijkt.



zie
pag 12

9 |

Bij het opstarten van het proces worden de ingevoerde gassen met een electrisch verwarmings-element op de verbrandings temp gebracht.

plotselinge
konvblazen v/h gas?
(minertemp van reactiemengsel
ligt vrij laag door schrik
aan expansie energie, zie pag 7)

Dampvormige NH_3 (temp. 35°C , druk 9 ata) wordt als zodanig betrokken van een ammoniakfabriek in de onmiddellijke omgeving.

Lucht wordt aangezogen in het compressor systeem (1), dat is opgebouwd uit twee parallel geschakelde "sets" van centrifugaalcompressoren; elke set bestaat uit twee in serie geschakelde compressoren. In de eerste compressor van elke set wordt de lucht samengeperst tot 4 ata, in de tweede tot 9 ata. De parallel schakeling wordt toegepast om regeling van de productie binnen betrekkelijk wijde grenzen mogelijk te maken; een centrifugaal compressor moet minstens op 60 % van de maximale capaciteit werken, zodat per compressor slechts een beperkte regeling mogelijk is. Om verontreiniging van de compressoren tegen te gaan, wordt de lucht gefiltreerd door een luchtfilter van keramisch materiaal. De samengeperste lucht wordt in warmtewisselaar II (2) opgewarmd tot 290°C door de hete gassen uit de reactor, en vervolgens in de gasmenger (3) gemengd met ammoniak, waarbij een gasmengsel gevormd wordt, dat 11 vol. % NH_3 bevat; de temp. hiervan is 250°C .

Een automatische regelaar houdt de lucht - NH_3 verhouding binnen zeer nauwe grenzen constant; dit is nodig, omdat een mengsel, dat iets meer dan 11 vol % NH_3 bevat, explosief is. (litt. 6,7).

Het in de gasmenger gevormde gasmengsel, wordt in de reactor (4) verbrand over een Pt-Rh gaaskatalysator, waarbij NH_3 wordt omgezet in NO en H_2O , en de temperatuur stijgt tot 930°C .

Als de temp. van het ingaande gasmengsel te hoog wordt, is minder warmte nodig voor het opwarmen tot de verbrandingstemp., hetgeen tot gevolg heeft, dat de temp. van het uitgaande gasmengsel hoger wordt. Aangezien de inkomende verse lucht door dit gasmengsel wordt voorgewarmd, zal de temp. van het ingaande gasmengsel nog hoger worden, enz. , zodat de verbranding uit de hand loopt. Daarom is de leiding, die de hete verbrandingsgassen naar warmtewisselaar II voert, via een automatische regelklep kortgesloten met de afvoerleiding van deze warmtewisselaar. Als de inlaattemp., en dus ook de uitlaattemp. van het gasmengsel te hoog wordt, stroomt slechts een gedeelte van de verbrandingsgassen door warmtewisselaar II, waardoor de verse lucht minder ver opgewarmd wordt en de temp. van het in te voeren gasmengsel weer lager wordt.

Het uit de reactor komende hete gasmengsel wordt in warmtewisselaar I (5) afgekoeld tot 530°C door het afgewerkte gas uit de absorber, en wordt vervolgens in warmtewisselaar II verder afgekoeld tot 330°C door de verse lucht.

Het gasmengsel wordt nu ~~eerst~~ over een gaasfilter gefiltreerd om eventueel meegevoerd katalysatordeeltjes te verwijderen en vervolgens wordt in de koeler-condensor (6) het bij de verbranding ontstane water gecondenseerd, en het over-

The first part of the document discusses the importance of maintaining accurate records of all transactions. It emphasizes that every entry should be supported by proper documentation, such as receipts and invoices. This ensures transparency and allows for easy verification of the data.

The second section focuses on the classification of expenses. It suggests that costs should be categorized into fixed and variable expenses to better understand their impact on the overall budget. Fixed expenses, like rent and salaries, remain constant, while variable expenses, such as utilities and raw materials, fluctuate with production levels.

The third part of the document addresses the issue of budgeting. It stresses the need for a realistic budget that accounts for all potential risks and uncertainties. Regular monitoring and adjustments are necessary to stay on track and avoid overspending.

The final section discusses the importance of communication and collaboration. It encourages all team members to stay informed about the financial status and to contribute their insights when making decisions. Clear communication is key to achieving the organization's financial goals.

Warren?

blijvende gasmengsel afgekoeld tot ongeveer 25 °C, d.m.v. koelwater. De hoeveelheid koelwater wordt geregeld op de temp., waarmee het gasmengsel op de eerste schotel van de absorber komt.

Bij de afkoeling van het gasmengsel wordt NO geoxydeerd en wordt het gevormde NO₂ geabsorbeerd in het bij de condensatie ontstane water, waardoor een zwakke HNO₃-oplossing wordt gevormd.

Het gekoelde gasmengsel wordt nu onderin de absorptiekolom (7), terwijl het voor de absorptie benodigde water bovenin, en de in de koeler - condensor gevormde HNO₃ - oplossing ergens middenin de kolom wordt ingevoerd. De geproduceerde 58 % - HNO₃ oplossing wordt onder aan de kolom afgetapt, via een overloop. Onderin de kolom wordt ook verse lucht ingeblazen, om het bij de absorptie vrijgekomen NO weer te oxyderen tot NO₂. Deze luchtstroom borrelt door de geproduceerde HNO₃-oplossing heen, waardoor de daarin opgeloste N-oxyden verwijderd worden.

De kolom werkt isothermisch bij een temp. van 25° C en een druk van 8 ata. Om de condities in de kolom zoveel mogelijk constant te houden, waardoor een constant product ontstaat, wordt de naar de gasmenger gevoerde luchthoeveelheid automatisch constant gehouden, evenals de verhouding van de hoeveelheden van het uit de koeler - condensor komende gasmengsel en de in de absorptiekolom ingevoerde verse lucht, en de hoeveelheid voor de absorptie benodigd water.

Verder wordt de bij de absorptie op de verschillende schotels vrijgekomen warmte afgevoerd d.m.v. koelspiralen. De hoeveelheid koelwater, die hiervoor nodig is, behoeft niet automatisch constant gehouden te worden, omdat niet al te grote veranderingen in de koelwaterstroom, door het kleine temp. verschil tussen koelwater en oplossing op de schotel, ~~geen~~ invloed hebben op de temp. in de kolom. *Wolfinip.*

Het uit de absorber komende gasmengsel, waaruit de N-oxyden vrijwel volledig zijn verwijderd, passert een mistafscheider, waarin de meegevoerde vloeistofdruppeltjes worden afgescheiden, en wordt vervolgens in warmtewisselaar I op-gewarmd tot 480 °C, door de hete verbrandingsgassen uit de reactor; de druk van het gas is hier ongeveer 6,5 ata.

Het opgewarmde gasmengsel wordt vervolgens in twee gasturbines (8) geëxpandeerd tot een uitlaatdruk van 1 ata en een temp. van 175 °C, en daarna via een schoorsteen verwijderd. De gasturbines drijven ^{mede} de compressoren aan. Op deze wijze kan ongeveer 2/3 deel van de voor de compressie benodigde energie worden teruggewonnen, waardoor de ~~kosten~~, verbonden aan de compressie, sterk verlaagd worden, hetgeen het proces in economisch opzicht veel aantrekkelijker maakt.

Het resterende deel van de benodigde energie wordt geleverd door twee stoomturbines (9).

Faint, illegible text, possibly bleed-through from the reverse side of the page.

Lastige eenheid

Bespreking der verschillende apparaten.

Zoals in het voorafgaande reeds werd vermeld, verloopt de bereiding van salpeterzuur uit ammoniak in twee trappen, nl.

A. Verbranding van NH_3 :



B. Oxydatie en absorptie van de gevormde N-oxyden:



De productie wordt gesteld op 216 ton zuiver HNO_3 per dag, dat is 2,500 kg HNO_3/sec . Aangezien de geproduceerde HNO_3 -oplossing 58 % HNO_3 bevat, betekent dit, dat per dag $\frac{100}{58} \times 216 = 372$ ton 58 % - HNO_3 oplossing geproduceerd wordt.

Allereerst zullen nu de massa balansen worden opgesteld voor die apparaten, waarin door chemische reacties bepaalde stoffen geheel of gedeeltelijk verdwijnen en andere gevormd worden. Hierdoor zijn dan de stofstromen van alle in het proces voorkomende componenten op elk punt in het proces bepaald.

We beschouwen achtereenvolgens:

de reactor (4),

de koeler - condensor (6), en

de absorptiekolom (7).

De reactor:

Geproduceerd moet worden 2,500 kg HNO_3/sec , dat is 0,0397 kmol HNO_3/sec . Als het overall-rendement van de fabricage 93 % gesteld wordt (litt. 3,6), dan volgt uit de eerder gegeven reactievergelijkingen, dat ingevoerd moet worden:

$$\frac{100}{93} \times 0,0397 \text{ kmol NH}_3/\text{sec} = 0,0427 \text{ kmol NH}_3/\text{sec}.$$

Het in de reactor binnenstromende gasmengsel bevat 11 vol % NH_3 en 89 vol % lucht, dus bij de verbranding is nodig:

$$\frac{89}{11} \times 0,0427 \text{ kmol lucht/sec} = 0,2764 \text{ kmol N}_2/\text{sec} + 0,0691 \text{ kmol O}_2/\text{sec}.$$

Stellen we het verbrandingsrendement op 95 % (litt. 1,3), dan volgt uit de reactievergelijking voor de verbranding, dat uit 0,0427 kmol NH_3/sec gevormd wordt

$$\frac{95}{100} \times 0,0427 = 0,0406 \text{ kmol NO/sec.}, \text{ terwijl voor de verbranding nodig is:}$$

$$\frac{5}{4} \times \frac{95}{100} \times 0,0427 = 0,0508 \text{ kmol O}_2/\text{sec}.$$

Aangenomen wordt, dat het verlies bij de verbranding uitsluitend veroorzaakt

...the ... of ...
...the ... of ...
...the ... of ...
...the ... of ...
...the ... of ...

...the ... of ...
...the ... of ...
...the ... of ...
...the ... of ...
...the ... of ...

...the ... of ...
...the ... of ...
...the ... of ...
...the ... of ...
...the ... of ...

...the ... of ...
...the ... of ...
...the ... of ...

door dissociatie van NH_3 in N_2 en H_2 , dus dat 5 % van de ingevoerde ammoniak dissociëert. (litt. 1). Hierbij ontstaat:

$$1/2 \times 0,05 \times 0,0427 = 0,0011 \text{ kmol } \text{N}_2/\text{sec}, \text{ en}$$

$$3/2 \times 0,05 \times 0,0427 = 0,0033 \text{ kmol } \text{H}_2/\text{sec}.$$

De gevormde H_2 wordt uiteraard direct verbrand tot H_2O , hiervoor is nodig:

$$1/2 \times 0,0033 = 0,0016 \text{ kmol } \text{O}_2/\text{sec}, \text{ en wordt gevormd:}$$

$$0,0033 \text{ kmol } \text{H}_2\text{O}/\text{sec}.$$

Van de ingevoerde hoeveelheid O_2 blijft over:

$$0,0691 - 0,0508(\text{verbranding } \text{NH}_3) - 0,0016(\text{verbranding } \text{H}_2) =$$

$$= 0,0167 \text{ kmol } \text{O}_2/\text{sec}.$$

Bij de verbranding van de ingevoerde hoeveelheid NH_3 wordt gevormd:

$$6/4 \times 0,95 \times 0,0427 = 0,0609 \text{ kmol } \text{H}_2\text{O}/\text{sec}, \text{ terwijl bij de verbranding van}$$

de door dissociatie ontstane H_2 nog 0,0033 kmol $\text{H}_2\text{O}/\text{sec}$ ontstaat, dus in totaal komt uit de reactor:

$$0,0609 + 0,0033 = 0,0642 \text{ kmol } \text{H}_2\text{O}/\text{sec}.$$

Uit de berekende molenstromen kunnen nu de verschillende massastromen worden afgeleid en kan dus de materiaal balans voor de reactor worden opgesteld, zoals weergegeven is in tabel I-A.

De koeler-condensor:

In de koeler-condensor wordt NO geoxydeerd door de nog aanwezige O_2 en wordt het gevormde NO_2 geabsorbeerd in het bij de verbranding ontstane water, dat hier gecondenseerd wordt.

Om de verschillende stofstromen te kunnen bepalen, wordt aangenomen, dat

- de aanwezige O_2 volledig opgebruikt wordt voor de oxydatie van NO tot NO_2 , en
- de gevormde HNO_3 -oplossing 45 % HNO_3 bevat.

De schatting van de sterkte van de gevormde HNO_3 -oplossing is gebaseerd op gegevens uit de praktijk.

Stellen we nu het aantal kmol HNO_3 , dat per sec. gevormd wordt, x , en het aantal kmol H_2O , dat per sec de koeler-condensor binnenkomt, a , dan volgt uit de reactievergelijking voor de absorptie en uit de aanname, dat een 45 %- HNO_3 oplossing gevormd wordt, dat:

$$\frac{x}{a - 0,5x} \times \frac{\text{molgew. salp.z.}}{\text{molgew. water}} = \frac{45}{100 - 45}$$

Bij de verbranding wordt 0,0642 kmol $\text{H}_2\text{O}/\text{sec}$ gevormd (zie tabel I-A), dus

Faint, illegible text at the top of the page, possibly a header or introductory paragraph.

Second paragraph of faint, illegible text.

Third paragraph of faint, illegible text.

Fourth paragraph of faint, illegible text.

Fifth paragraph of faint, illegible text.

Sixth paragraph of faint, illegible text.

Seventh paragraph of faint, illegible text.

$a = 0,0642$. Hieruit volgt dan, dat $x = 0,0134$ en $a - 0,5x = 0,0575$, d.w.z. dat per sec $0,0134$ kmol HNO_3 gevormd wordt en $0,0575$ H_2O overblijft.

Uit de reactievergelijking voor de absorptie volgt nu, dat voor de vorming van $0,0134$ kmol HNO_3 /sec nodig is:

$$3/2 \times 0,0134 = 0,0201 \text{ kmol NO}_2/\text{sec, en}$$

$$1/2 \times 0,0134 = 0,0067 \text{ kmol H}_2\text{O}/\text{sec,}$$

terwijl vrijkomt:

$$1/2 \times 0,0134 = 0,0067 \text{ kmol NO}/\text{sec.}$$

Indien we aannemen, dat de nog aanwezige O_2 volledig gebruikt wordt voor de oxydatie van NO tot NO_2 , dan zal per sec. $0,0334$ kmol NO geoxydeerd worden tot een gelijk aantal kmol NO_2 , omdat per sec. $0,0167$ kmol O_2 de koeler-condensor binnenkomt.

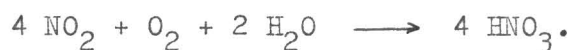
In de koeler-condensor komt $0,0406$ kmol NO/sec ; geoxydeerd wordt $0,0334$ kmol/sec, terwijl van de gevormde hoeveelheid NO_2 $0,0201$ kmol/sec wordt geabsorbeerd; ~~aus~~ uit de koeler-condensor komt $0,0139$ kmol NO/sec en $0,0133$ kmol NO_2/sec .

Rekenen we de nu bepaalde molenstromen om in massa stromen, dan kunnen we de materiaal balans voor de koeler-condensor opstellen, zoals in tabel I-B is geschiedt.

De absorptiekolom:

Hierin wordt evenals in de koeler-condensor, NO geoxydeerd tot NO_2 en NO_2 geabsorbeerd. Zoals later uit de berekening van de absorber zal blijken, wordt 97% van de ingevoerde N-oxyden geabsorbeerd; aangenomen wordt, dat het niet geabsorbeerde gedeelte ontwijkt als NO_2 .

Uit de reactievergelijkingen voor de absorptie en oxydatie kan afgeleid worden, dat de totaal vergelijking voor oxydatie en absorptie ook geschreven kan worden als:



In de absorptiekolom komt binnen $0,0139$ kmol NO/sec en $0,0133$ kmol NO_2/sec ; om de ingevoerde hoeveelheid NO te oxyderen tot NO_2 is nodig $1/2 \times 0,0139 = 0,0070$ kmol O_2/sec , terwijl $0,0139$ kmol NO_2/sec wordt gevormd. Uit de bovengegeven reactievergelijking blijkt, dat voor de absorptie nodig is:

$$\frac{97}{100} \times \frac{1}{4} \times (0,0139 + 0,0133) = 0,0066 \text{ kmol O}_2/\text{sec}$$

Isdet redig
overmaat

[Faint, mostly illegible text, possibly bleed-through from the reverse side of the page]

als lucht

In totaal is dus nodig $0,0070 + 0,0066 = 0,0136$ kmol O_2 /sec. Toegevoegd wordt $0,0233$ kmol O_2 /sec, dus uit de absorptiekolom komt $0,0233 - 0,0136 = 0,0097$ kmol O_2 /sec.

De zuurstof wordt toegevoegd in de vorm van lucht, dus tegelijk met $0,0233$ kmol O_2 /sec wordt toegevoegd $4 \times 0,0233 = 0,0932$ kmol N_2 /sec. Uit de koeler-condensator kwam $0,2775$ kmol N_2 /sec, dus in de absorptiekolom komt binnen $0,2775 + 0,0932 = 0,3707$ kmol N_2 /sec.

Zoals uit bovenstaande reactievergelijking blijkt, is voor de absorptie nodig:

$$0,97 \times \frac{1}{2} \times (0,0139 + 0,0133) = 0,0132 \text{ kmol } H_2O/\text{sec.}$$

Het geproduceerde HNO_3 wordt afgevoerd in een 58 % - oplossing; aangezien per sec $2,500$ kg HNO_3 gevormd wordt, is voor verdunning nodig:

$$\frac{1}{18} \times 2,500 \times \frac{42}{58} = 0,1006 \text{ kmol } H_2O/\text{sec.}$$

Totaal is dus in de absorptiekolom nodig $0,0132 + 0,1006 = 0,1138$ kmol H_2O /sec; uit de koeler- condensor komt $0,0575$ kmol H_2O /sec, dus in de absorptiekolom moet gesupleerd worden $0,1138 - 0,0575 = 0,0563$ kmol H_2O /sec.

Indien het rendement van de absorptie 97 % is, zal in het uitlaatgas ont- wijken $(1 - 0,97) (0,0139 + 0,0133) = 0,0009$ kmol NO_2 /sec.

Met behulp van het in het bovenstaande berekende, kan nu de materiaal balans voor de absorptiekolom worden opgesteld. (zie tabel I-C)

Uit de drie gevonden materiaal balansen kan de overall-materiaal balans voor het proces afgeleid worden.

Voor de verbranding wordt aan het proces toegevoegd $0,0427$ kmol NH_3 /sec, $0,2764$ kmol N_2 /sec en $0,0691$ kmol O_2 /sec; bij de absorptie en oxydatie wordt nog toegevoegd $0,0932$ kmol N_2 /sec, $0,0233$ kmol O_2 /sec en $0,0563$ kmol H_2O /sec.

De uitgangproducten van de absorptiekolom zijn tevens de uitgangproducten van het gehele proces. (zie tabel I-C).

De overall-materiaal balans is weergegeven in tabel I-D.

Nu de stofstromen op elk punt in het proces bekend zijn, kunnen van de ver- schillende apparaten achtereenvolgens de energie balansen bepaald worden. Bij warmte overgangen in stromende media is de enthalpie balans van belang, zoals direct afgeleid kan worden uit de eerste hoofdwet van de Thermodynamica, toege- past op een stroombuis. Voor de verschillende apparaten, waarin warmte wordt overgedragen, zullen dus enthalpie balansen worden opgesteld.

De enthalpie van een bepaalde component wordt berekend uit de betrekking:

$$h_t = \bar{c}_p (t - t_0), \text{ waarin:}$$

h_t = de enthalpie van een bepaalde comp. bij t °C,

t_0 = de arbitrair vastgestelde temp. waarbij per definitie de enthalpiën van alle stoffen nul zijn. De verschillende stoffen zijn hierbij gedacht in die aggregatietoestand te verkeren, die stabiel is bij $t = t_0$.

\bar{c}_p = de gemiddelde soortelijke warmte in het temp. traject tussen t en t_0 .

1. De compressoren:

Zoals reeds in het voorafgaande werd vermeld, wordt de voor het proces benodigde lucht gecomprimeerd in twee parallel geschakelde "sets" van compressoren; elke "set" bestaat uit twee in serie geschakelde compressoren, waarvan de eerste in (5) trappen van 1 tot 4 ata comprimeert en de tweede de compressie voortzet tot een druk van 9 ata (in (4) trappen).

Voor de berekening wordt aangenomen, dat na elke trap het gasmengsel weer tot de begintemp. wordt afgekoeld. Verder zijn de compressoren zodanig geconstrueerd, dat in één compressor in elke trap hetzelfde vermogen wordt opgenomen.

Het vermogen van de compressoren kan dan berekend worden m.b.v. de betrekkingen:

$$\Delta h = n \frac{\alpha}{\alpha - 1} R \cdot T_1 \cdot \left[\left(\frac{p_u}{p_i} \right)^{\frac{\alpha-1}{\alpha}} - 1 \right]$$

$$P_e = \dot{\phi}_{\text{mol}} \cdot h, \text{ en}$$

$$P_{\text{as}} = P_e \cdot 1/\eta, \text{ , waarin:}$$

p_i = de druk van het ingaande gasmengsel

p_u = de druk van het uitgaande gasmengsel

Δh = de enthalpie verandering van het gasmengsel bij verandering van de druk van p_i tot p_u .

n = het aantal trappen

T_1 = de begintemp. van het gasmengsel (°K)

α = 1,4

R = de gasconstante = 8310 J/kmol °K

P_e = het voor de compressie benodigde vermogen, indien de compressor ideaal zou werken

η = het rendement van de compr.

P_{as} = het in werkelijkheid benodigde vermogen.

Faint, illegible text at the top of the page, possibly bleed-through from the reverse side.

rendement is voor beide
trappen zeker niet
gelijk.
zie kennis op trap
p. 12

Second section of faint, illegible text in the middle of the page.

mir

Third section of faint, illegible text in the lower middle of the page.

Final section of faint, illegible text at the bottom of the page.

Vullen we de verschillende waarden in, dan blijkt, dat

$$Pas_1 = \text{vermogen eerste compr.} = 1070 \text{ kW}$$

$$Pas_2 = \text{vermogen tweede compr.} = \underline{750 \text{ kW}}$$

$$Pas_1 + Pas_2 = \qquad \qquad \qquad = 1820 \text{ kW}$$

Het vermogen per set is dus 1820 kW, het totale voor de compressie benodigde vermogen is 3640 kW. Hierbij is het rendement van de compressoren 72 % gesteld.

2. Warmtewisselaar II.

In deze warmtewisselaar worden de nog hete gassen, die uit de warmtewiss. I komen, verder afgekoeld door de vers aangezogen lucht, die hierbij opgewarmd wordt en na menging met NH_3 in de reactor gevoerd kan worden.

Voor de enthalpie balans zie tabel II-A. Hierbij moet opgemerkt worden, dat de basistemp. t_0 (zie terug) voor elk apparaat afzonderlijk gekozen wordt, en wel zodanig, dat het verschil tussen de temp. t in het apparaat en t_0 zo klein mogelijk is, hetgeen de nauwkeurigheid van de berekeningen ten goede komt. Verder is in het algemeen de invloed van de druk op de soortelijke warmtes van de verschillende gassen verwaarloosd (aangenomen is dus, dat de gassen zich ideaal gedragen); de invloed van de temp. is wel in rekening gebracht. De warmte verliezen in de aan- en afvoerleidingen zijn niet expliciet in rekening gebracht, maar meegerekend bij de verliezen in de apparaten zelf.

3. Gasmenger.

Ammoniak, verkregen uit de nabij gelegen NH_3 -fabriek, wordt gemengd met de uit de tweede warmtewisselaar komende hete lucht en daarbij opgewarmd tot het uitgaande gasmengsel de juiste ingangstemp. voor de reactor bereikt heeft, zie tabel II-B.

4. Reactor.

In de reactor wordt onder invloed van een Pt-Rh gaaskatalysator NH_3 verbrand tot NO . Zoals bij het opstellen van de materiaal balans reeds is vermeld, is aangenomen, dat het verbrandingsrendement 95 % bedraagt en dat het verlies uitsluitend wordt veroorzaakt door dissociatie van NH_3 . Voor deze dissociatie is warmte nodig en wel 46300 kJ/kmol gediss. NH_3 . In de reactor wordt binnengevoerd 0,0427 kmol NH_3 /sec, waarvan 5 % dissocieert, voor deze ontleding is dus nodig:
 $0,05 \times 0,0427 \times 46300 = 100 \text{ kJ/sec.}$

...the ... of ...
...the ... of ...
...the ... of ...

...the ... of ...

...the ... of ...

...the ... of ...

...the ... of ...
...the ... of ...
...the ... of ...
...the ... of ...
...the ... of ...

...the ... of ...

...the ... of ...
...the ... of ...
...the ... of ...

...the ... of ...

...the ... of ...
...the ... of ...
...the ... of ...
...the ... of ...
...the ... of ...

Bij de verbranding van NH_3 komt per kmol verbrand NH_3 226000 kJ vrij, dus bij de verbranding wordt in ontwikkeld:

$$0,95 \times 0,0427 \times 226000 = 9150 \text{ kJ/sec.}$$

Bij de verbranding van de door diss. ontstane H_2 komt 284000 kJ/kmol verbr. H_2 vrij, bij de diss. wordt gevormd 0,0032 kmol H_2 /sec (zie terug). De verbranding hiervan levert dus $0,0033 \times 284000 = 895 \text{ kJ/sec.}$

De enthalpie balans is weergegeven in tabel II-C.

5. Warmtewisselaar I.

Hierin wordt het uit de reactor komende hete gasmengsel afgekoeld door het uitlaatgas van de absorptiekolom, dat daarbij opgewarmd wordt en in de gasturbines geëxpandeerd kan worden, zie tabel II-D.

6. Koeler-condensor.

Hierin wordt NO geoxydeerd tot NO_2 , het water, dat bij de verbranding is ontstaan, gecondenseerd en NO_2 daarin geabsorbeerd.

Bij de oxydatie komt vrij 56500 kJ/kmol geoxyd. NO, bij de absorptie 64000 kJ/Kmol gevormd HNO_3 , waarbij is aangenomen, dat een 45 % - HNO_3 oplossing wordt gevormd.

Per sec. wordt 0,0334 kmol NO geoxydeerd, en 0,0134 kmol HNO_3 gevormd (zie terug), dus bij de oxydatie komt vrij $0,0334 \times 56500 = 1890 \text{ kJ/sec}$ en bij de absorptie $0,0134 \times 6400 = 855 \text{ kJ/sec.}$

Voor de enthalpie balans zie tabel II-E.

7. Absorptiekolom.

De N-oxyden, die nog aanwezig zijn in het gasmengsel, dat uit de koeler-condensor komt, worden in een roestvrij stalen schotelkolom geabsorbeerd in water. In de absorptiekolom verlopen de volgende reacties:

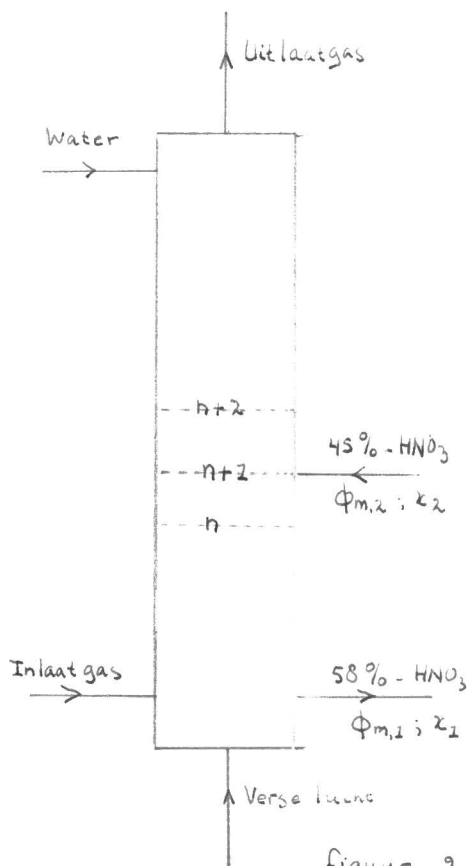
.oxydatie van NO: $2 \text{NO} + \text{O}_2 \longrightarrow 2 \text{NO}_2$; snelheidsconstante k

.vorming van N_2O_4 : $2 \text{NO}_2 \longrightarrow \text{N}_2\text{O}_4$; evenwichtsconstante K_3

.absorptie van NO_2 : $3 \text{NO}_2 + \text{H}_2\text{O} \longrightarrow 2 \text{HNO}_3 + \text{NO}$; evenw. constante K.

De oxydatie van NO vindt plaats in de vrije ruimte tussen de schotels, de absorptie op de schotels zelf. De oxydatiesnelheid neemt toe bij lagere temp. en hogere druk, terwijl ook het absorptieevenwicht in gunstige zin verschuift bij deze conditie veranderingen, zoals in de inleiding reeds vermeld is; het verdient dus aanbeveling de kolom onder verhoogde druk (in dit geval 8 ata) en bij zo laag mogelijke temp. te laten werken. (25 °C).

Onder in de kolom wordt het te absorberen gasmengsel ingevoerd, dat bestaat uit NO, NO₂, O₂ en inert gas (N₂), en wordt een salpeterzuuroplossing met de gewenste HNO₃-concentratie afgetapt. Bovendien wordt onderin de kolom verse lucht (voor de oxydatie van het bij de absorptie ontstane NO) geblazen, die via een ringvormige leiding, waarin op verschillende plaatsen gaten zijn aangebracht, door de geproduceerde salpeterzuuroplossing heen borrelt en zodoende de daarin opgeloste N-oxyden verwijdert.



Boven in de kolom wordt zuiver H₂O ingevoerd en wordt het afgewerkte gas afgevoerd.

De in de koeler-condensator gevormde HNO₃-oplossing wordt ergens midden in de kolom gevoerd. (zie nevenstaande figuur).

Voor de absorptie kolom is geen warmte balans opgesteld, wel is het aantal voor de absorptie benodigde theoretische schotels berekend, op de wijze, zoals in het nu volgende is beschreven.

We stellen de partiëlespanningen van de verschillende reactieve componenten in het gasmengsel, dat op de eerste schotel komt, resp. $p'_{1,NO}$, p'_{1,NO_2} en p'_{1,O_2} . Op de eerste schotel wordt NO₂ geabsorbeerd in de op die schotel aanwezige HNO₃-oplossing, waardoor de partiëlespanningen van NO en NO₂ veranderen, zodat in het gasmengsel, dat van de eerste schotel komt, de partiëlespanningen van deze gassen resp. $p''_{1,NO}$ en p''_{NO_2} zijn.

Het absorptie evenwicht wordt beschreven door een evenwichtsconstante K, waarbij

$$K = \frac{p_{NO}}{p_{NO_2}} \times \frac{a_{HNO_3}^2}{a_{H_2O}} = K_1 \cdot K_2$$

De waarden van K₁ als functie van de HNO₃-concentratie van de oplossing, waarin de absorptie plaats vindt, zijn bekend. (zie litt. 2). Als we aannemen, dat het gas, dat de eerste schotel verlaat, in evenwicht is met de salpeterzuur oplossing op die schotel, dan kunnen we schrijven:

$$p''_{1,NO} = K_1 (p''_{1,NO_2})^3$$

Het evenwicht tussen N₂O₄ en NO₂ wordt beschreven door een evenwichtscon-

stante K_3 , dus geldt:

$$p''_{1,N_2O_4} = K_3 \cdot (p''_{1,NO_2})^2$$

In het algemeen zal bij de berekeningen de hoeveelheid N_2O_4 uitgedrukt worden in de aequivalente hoeveelheid NO_2 , hetgeen geoorloofd is, omdat de evenwichtsinstelling bij de omzetting van NO_2 in N_2O_4 of omgekeerd, zeer snel is.

Aangezien uit de reactie vergelijking volgt, dat het aantal molen NO_2 , dat geabsorbeerd wordt, gelijk is aan $3 \times$ het aantal molen NO , dat bij deze reactie vrijkomt, kunnen we schrijven:

$$\begin{aligned} \text{of:} \quad & 3 \left[p''_{1,NO} - p'_{1,NO} \right] = p'_{1,NO_2} - \left[p''_{1,NO_2} + 2 p''_{1,N_2O_4} \right] \\ & 3 \left[K_1 (p''_{1,NO_2})^3 - p'_{1,NO} \right] = p'_{1,NO_2} - \left[p''_{1,NO_2} + 2K_3 (p''_{1,NO_2})^2 \right] \end{aligned}$$

Stellen we $p''_{1,NO_2} = x$, dan vinden we na enige omwerking:

$$3.K_1 \cdot x^3 + 2.K_3 \cdot x^2 + x - (p'_{1,NO} + p'_{1,NO_2}) = 0$$

De HNO_3 -concentratie van de oplossing op de eerste schotel is bekend, (deze is nl. gelijk aan de HNO_3 -concentratie in de geproduceerde oplossing), terwijl aangenomen wordt, dat de kolom isothermisch werkt, waardoor ook de temp. op elke plaats in de kolom bekend is. De waarden van K_1 en K_3 kunnen nu opgezocht worden. (litt. 2).

De samenstelling van het in de absorber komende gasmengsel, en dus de partiaalspanningen van de verschillende componenten, zijn bekend uit de materiaalbalans. Aangenomen wordt, dat het ingevoerde gasmengsel 4 sec. met de in de kolom ingeblazen verse lucht in contact is, voordat het op de eerste schotel komt. De partiaalspanningen $p'_{1,NO}$, p'_{1,NO_2} en p'_{1,O_2} kunnen dan berekend worden, zoals later verduidelijkt zal worden.

De bovenstaande derdegraadsvergelijking kan nu opgelost worden en de partiaalspanningen p''_{1,NO_2} , $p''_{1,NO}$ en p''_{1,N_2O_4} zijn te berekenen.

We kunnen nu de som van de partiaalspanningen van de N-oxyden (uitgedrukt in de aequivalente hoeveelheid NO_2) in het gasmengsel, dat de schotel verlaat, berekenen, want:

$$\sum p''_1 = p''_{1,NO} + p''_{1,NO_2} + 2 \cdot p''_{1,N_2O_4}$$

Op dezelfde wijze vinden we de waarde van $\sum p'_1$, de som van de partiaalspanningen van de N-oxyden in het gasmengsel, dat op de eerste schotel komt.

Het gedeelte f_1 van de N-oxyden, dat op de eerste schotel wordt geabsorbeerd,

Faint, illegible text covering the entire page, possibly bleed-through from the reverse side of the document.

volgt dan uit de betrekking:

$$f_1 = \frac{\sum p_1^i - \sum p_1^{ii}}{\sum p_1^i}$$

Voor de berekening van de HNO₃-concentratie van de oplossing op de volgende schotel, stellen we een materiaal balans op voor het gedeelte van de kolom tussen de bodem en de n^{de} schotel. (zie fig. 2). Deze luidt:

$$\phi_{m,1} = \phi_{m,n} + \text{de gewichtstoename van de absorberende vloeistof, veroorzaakt door de geabsorbeerde hoeveelheid NO}_2$$

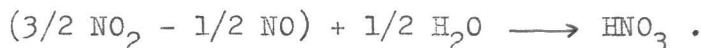
of: $\phi_{m,1} = \phi_{m,n} + C_1 \cdot n_o \cdot f_{n-1}$, waarin:

- $\phi_{m,1}$ = het aantal kg vloeistof, dat per sec van de eerste schotel komt.
- $\phi_{m,n}$ = idem van de n^{de} schotel
- n_o = de totale hoeveelheid N-oxyden, uitgedrukt in kmol NO₂, die per sec. de absorber binnenkomt.
- f_{n-1} = het gedeelte van de N-oxyden, uitgedrukt in kmol NO₂ per kmol NO₂ in het ingaande gasmengsel, dat geabsorbeerd wordt op de eerste tot en met de (n - 1)^{ste} schotel.
- C_1 = een constante, waarmee de geabsorbeerde hoeveelheid NO₂ vermenigvuldigd moet worden, om de gewichtsvermeerdering van de naar beneden stromende absorptie vloeistof te vinden.

De waarde van C₁ volgt uit de reactie vergelijking voor de absorptie:



die we ook kunnen schrijven als:



Aangezien 1 kmol NO aequivalent is met 1 kmol NO₂, is 3/2 kmol NO₂ - 1/2 kmol NO aequivalent met 1 kmol NO₂, d.w.z., dat bij de absorptie van een hoeveelheid N-oxyden, die aequivalent is met 1 kmol NO₂, het gewicht van het absorberende medium toeneemt met 3/2 × 46 - 1/2 × 30 = 54 kg, terwijl dan gevormd wordt 1 kmol HNO₃ = 63 kg HNO₃.

Hieruit volgt, dat C₁ = 54, dus

$$\phi_{m,1} = \phi_{m,n} + 54 \cdot n_o \cdot f_{n-1} \dots\dots\dots (1)$$

Een materiaal balans voor het gevormde HNO₃ geeft:

$$\phi_{m,1} \cdot x_1 = \phi_{m,n} \cdot x_n + \text{de hoeveelheid HNO}_3, \text{ die door absorptie op de eerste tot en met de } (n - 1)^{\text{ste}} \text{ schotel ontstaan is.}$$

of: $\phi_{m,1} \cdot x_1 = \phi_{m,n} \cdot x_n + C_2 \cdot n_o \cdot f_{n-1}$

Uit de voorafgaande beschouwing volgt, dat $C_2 = 63$, dus:

$$\phi_{m,1} \cdot x_1 = \phi_{m,n} \cdot x_n + 63 \cdot n_o \cdot f_{n-1} \dots \dots \dots (2)$$

Eliminatie van $\phi_{m,n}$ uit vergelijking (1) en (2) geeft:

$$x_n = \frac{\phi_{m,1} \cdot x_1 - 63 \cdot n_o \cdot f_{n-1}}{\phi_{m,1} - 54 \cdot n_o \cdot f_{n-1}} \dots \dots \dots (3)$$

$\phi_{m,1}$, x_1 en n_o zijn bekend, terwijl voor iedere schotel f_{n-1} berekend kan worden op dezelfde wijze als in het voorafgaande is geschied, dus m.b.v. bovenstaande betrekking kan de samenstelling van de salpeterzuur oplossing op de tweede tot en met de $(n+1)^{ste}$ schotel berekend worden. (zie fig. 2).

Op de $(n+1)^{ste}$ schotel wordt echter de in de koeler-condensor gevormde salpeterzuur oplossing ingevoerd, aangezien op deze schotel de samenstelling van de daar gevormde salpeterzuuroplossing (x_{n+1}) ongeveer gelijk is aan de samenstelling van de in de koeler-condensor gevormde oplossing.

Noemen we de hoeveelheid HNO_3 -oplossing, die per sec. uit de koeler-condensor komt, $\phi_{m,2}$, en de samenstelling van deze oplossing x_2 , dan volgt uit materiaal balansen tussen de $(n+2)^{de}$ schotel en de bodem van de kolom, op analoge wijze als in het voorafgaande beschreven, dat:

$$x_{n+2} = \frac{\phi_{m,1} \cdot x_1 - \phi_{m,2} \cdot x_2 - 63 \cdot n_o \cdot f_{n+1}}{\phi_{m,1} - \phi_{m,2} - 54 \cdot n_o \cdot f_{n+1}} \dots \dots \dots (4)$$

Met de betrekkingen (3) en (4) kan nu op elke schotel de samenstelling van de daar gevormde salpeterzuur oplossing berekend worden en hieruit volgt dan weer de waarde van de evenwichts constante K_1 voor elke schotel. (litt. 2).

In de ruimte tussen de schotels wordt NO geoxydeerd tot NO_2 door de aanwezige O_2 , de partiëlespanning van de verschillende componenten in het gasmengsel, dat op de tweede schotel komt, worden dan resp. $p'_{2,NO}$, p'_{2,NO_2} en p'_{2,O_2} .

De snelheid van deze oxydatie wordt gegeven door:

$$-\frac{dp_{NO}}{dt} = k \cdot p_{NO}^2 \cdot p_{O_2},$$

waaruit door integratie met enkele verwaarlozingen volgt:

$$\frac{1}{p'_{2,NO}} = \frac{1}{p''_{1,NO}} + \left[2 \cdot p''_{1,O_2} - p''_{1,NO} \right] \cdot \frac{k \cdot t}{2}, \text{ waarin:}$$

t = de tijd beschikbaar voor de oxydatie; aangenomen is $t = 4$ sec.

k = de snelheidsconstante voor de oxydatie reactie, onder de gegeven condities

[The page contains extremely faint and illegible text, likely bleed-through from the reverse side of the paper. No specific content can be transcribed.]

is $k = 23,2 \text{ sec}^{-1} \cdot \text{atm.}^{-2}$ (litt. 2).

Uit voorafgaande berekeningen waren $p''_{1,\text{NO}}$ en p''_{1,O_2} bekend, dus $p'_{2,\text{NO}}$ kan berekend worden.

Verder kan uit de reactie vergelijking voor de oxydatie afgeleid worden, dat:

$$p'_{2,\text{NO}_2} = p''_{1,\text{NO}_2} + 2 \cdot p''_{1,\text{N}_2\text{O}_4} + p''_{1,\text{NO}} - p'_{2,\text{NO}}, \text{ en}$$

$$p'_{2,\text{O}_2} = p''_{2,\text{O}_2} - 1/2 \cdot (p''_{1,\text{NO}} - p'_{2,\text{NO}}).$$

De samenstelling van het gasmengsel, dat op de tweede schotel komt, is hierdoor bekend, terwijl uit de voorafgaande berekeningen reeds de sterkte van het zuur op de tweede schotel bepaald was. Uit een analoge berekening als in het voorgaande, volgt dan de hoeveelheid NO_2 , die op de tweede schotel geabsorbeerd wordt, en de samenstelling van het gasmengsel, dat op de derde schotel komt, enz.

Op deze wijze van schotel tot schotel rekenend, blijkt, dat het zuur, dat van de $(m + 1)^{\text{ste}}$ schotel komt, 0 % HNO_3 bevat; dit betekent dan, dat de absorptie kolom m schotels moet bevatten, en dat het absorptie rendement f_m is.

De resultaten van de berekeningen zijn weergegeven in tabel III, gebleken is dus, dat voor de absorptie 8 theoretische schotels nodig zijn, dat het absorptie rendement 97 % bedraagt, en dat de in de koeler-condensor gevormde HNO_3 -oplossing op de derde schotel moet worden ingevoerd.

In het gasmengsel, dat van de laatste schotel komt, zijn de partiaalspanningen van NO , NO_2 , en O_2 resp. $p''_{8,\text{NO}} = 0,0188 \text{ ata}$, $p''_{8,\text{NO}_2} = 0,0005 \text{ ata}$, en $p''_{8,\text{O}_2} = 0,194 \text{ ata}$. (zie tabel III). Bij het opstellen van de materiaal balans is aangenomen, dat alleen NO_2 in het uitlaatgas voorkomt, dus dat alle nog overgebleven NO in de kolom wordt geoxydeerd. Dan worden de partiaalspanningen van NO_2 en O_2 :

$$p_{\text{eind},\text{NO}_2} = 0,0005 + 0,0188 = 0,0193 \text{ ata, en}$$

$$p_{\text{eind},\text{O}_2} = 0,194 - 1/2 \cdot 0,0188 = 0,185 \text{ ata.}$$

Uit de materiaal balans volgde, dat met het uitlaatgas per sec. 0,0096 kmol O_2 uit de absorber komt. In totaal komen er 0,3813 kmol gas/sec uit de kolom, d.w.z., dat voor de partiaalspanning van de O_2 geldt, dat:

$$0,185 = \frac{0,0096}{0,3813} \times P_{\text{tot.}}, \text{ of } P_{\text{tot.}} = 7,35 \text{ ata.}$$

... ..
... ..
... ..

... ..
... ..
... ..

... ..
... ..
... ..

... ..
... ..
... ..

... ..
... ..
... ..

... ..
... ..
... ..

... ..
... ..
... ..

... ..
... ..
... ..

Hieruit blijkt, dat de totaal druk boven aan de kolom 7,35 ata bedraagt, over de kolom is dus een drukval van ongeveer 0,7 ata; deze drukval is bij de berekening van het aantal schotels niet in rekening gebracht.

De diameter van de kolom is gesteld op 2,5 m. Dan is de gassnelheid in de kolom 0,27 m/sec, en aangezien bij de berekening is aangenomen, dat het gasmengsel 4 sec nodig heeft om de afstand tussen twee schotels af te leggen, is de schotelafstand $4 \times 0,27 = 1,08$ m.

Volgens litt. 2 (pag. 255) is de maximale gassnelheid in de kolom 0,5 m/sec.

Het schotel rendement is 80 % gesteld; voor de absorptie zijn dan nodig $5/4 \times 8 = 10$ werkelijke schotels.

De op elke schotel af te voeren hoeveelheid warmte is niet afzonderlijk bekend, gemiddeld is deze warmte hoeveelheid 0,5 kJ/sec. (litt. 2)

8. Gasturbines.

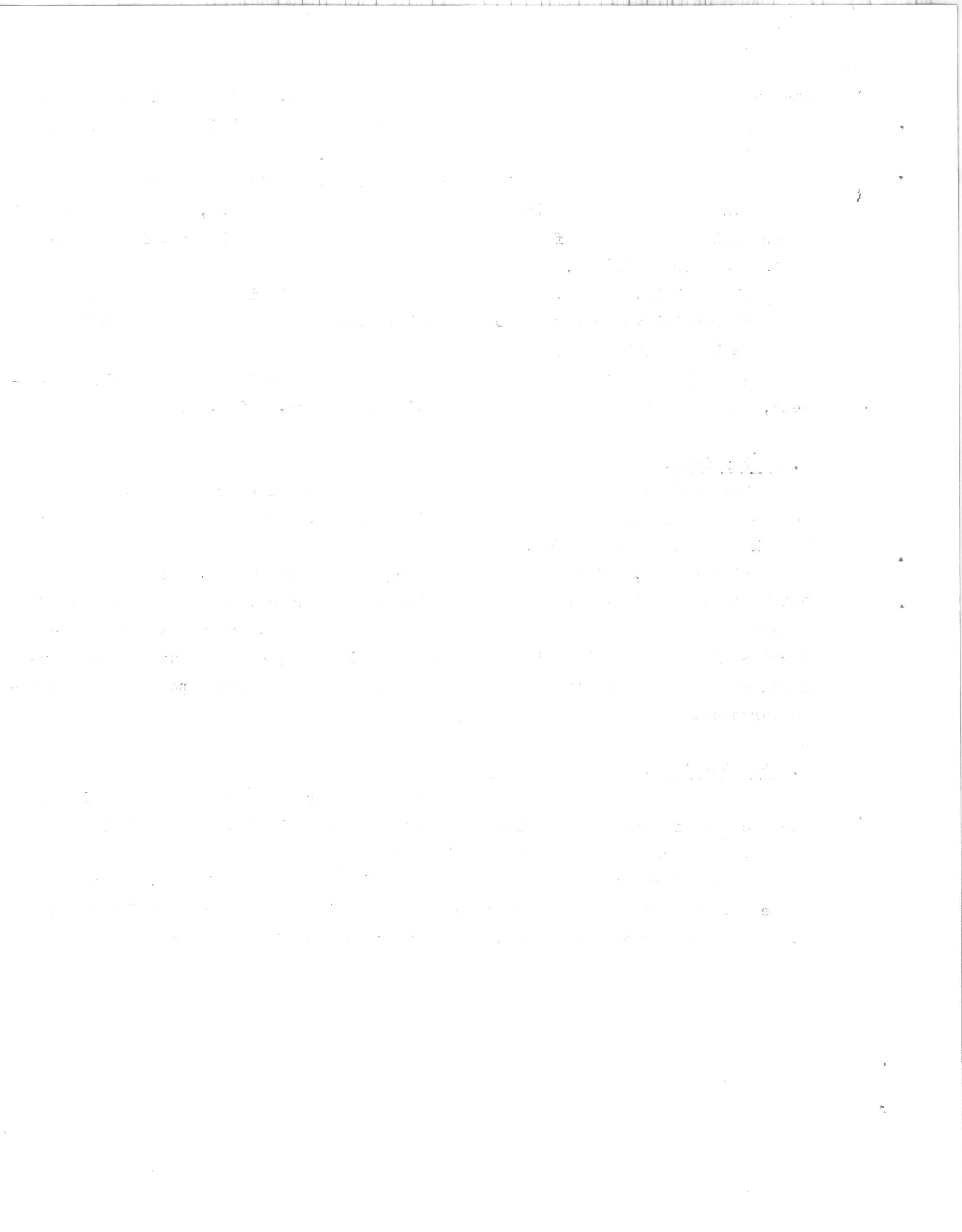
Elke "set" van twee in serie geschakelde compressoren wordt aangedreven door een gasturbine; in het voorgaande is berekend, dat per set een vermogen van 1820 kW geleverd moet worden.

Het vermogen, dat door expansie van een gasmengsel van 6,5 ata en 480 °C tot 1 ata en 175 °C in de gasturbine geleverd kan worden, wordt op dezelfde wijze berekend als het benodigde vermogen van de compressoren. Het rendement van de turbines is 72 % gesteld. Uit de berekening volgt dan, dat per turbine een vermogen van 1245 kW geleverd wordt, dat is 68,5 % van het totaal per "set" benodigde vermogen.

9. Stoomturbines.

Van het per set van compressoren benodigde vermogen wordt 1245 kW geleverd door de gasturbine, dus aan elke set moet nog $1820 - 1245 = 575$ kW bijgeleverd worden, dit geschiedt dan door een stoomturbine.

De stoomturbine wordt gedreven met stoom van 300 °C en 30 ata; als we aannemen, dat thermodynamische rendement van de turbine 70 % is, moet per sec 0,88 kg stoom worden toegevoegd, om het vereiste vermogen te leveren.



TABELLEN.

I. Materiaal balansen.

A. Reactor:

IN:			UIT:		
Comp.	kmol/sec.	kg/sec.	Comp.	kmol/sec	kg/sec.
NH ₃	0,0427	0,726	NH ₃	—	—
N ₂	0,2764	7,739	N ₂	0,2775	7,770
O ₂	0,0691	2,212	O ₂	0,0167	0,534
			NO	0,0406	1,218
			H ₂ O	0,0642	1,155
	0,3892	10,677		0,3990	10,677

B. Koeler-condensor:

IN:			UIT:		
Comp.	kmol/sec.	kg/sec.	Comp.	kmol/sec.	kg/sec.
NO	0,0406	1,218	NO	0,0139	0,417
N ₂	0,2775	7,770	N ₂	0,2775	7,770
O ₂	0,0167	0,534	O ₂	—	—
H ₂ O	0,0642	1,155	H ₂ O	0,0575	1,033
			NO ₂	0,0133	0,612
			HNO ₃	0,0134	0,845
	0,3990	10,677		0,3756	10,677

C. Absorptie kolom.

IN:			UIT:		
Comp.	kmol/sec.	kg/sec.	Comp.	kmol/sec.	kg/sec.
NO	0,0139	0,417	NO	—	—
N ₂	0,3707	10,380	N ₂	0,3707	10,380
O ₂	0,0233	0,745	O ₂	0,0097	0,311
H ₂ O	0,1138	2,045	H ₂ O	0,1006	1,810
NO ₂	0,0133	0,612	NO ₂	0,0009	0,043
HNO ₃	0,0134	0,845	HNO ₃	0,0397	2,500
	0,5484	15,044		0,5216	15,044

Section 10

100

100

100

100

100

100

100

100

100

100

100

100

100

100

100

100

100

100

100

100

100

100

100

100

100

100

100

100

100

100

100

D. Overall-materiaal balans.

IN:			UIT:		
Comp.	kmol/sec.	kg/sec.	Comp.	kmol/sec.	kg/sec.
NH ₃	0,0427	0,726	NH ₃	—	—
N ₂	0,3696	10,349	N ₂	0,3707	10,380
O ₂	0,0924	2,957	O ₂	0,0097	0,311
H ₂ O	0,0563	1,012	H ₂ O	0,1006	1,810
			NO ₂	0,0009	0,043
			HNO ₃	0,0397	2,500
	0,5608	15,044		0,5216	15,044

II. Enthalpie balansen.

A. Warmtewisselaar II. ($t_o = 330\text{ }^{\circ}\text{C}$)

IN:				UIT:	
Comp.	Temp.	ϕ_m (kg/sec.)	$\phi_{m.h}$ (kJ/sec)	Temp.	$\phi_{m.h}$ (kJ/sec)
NO	530	1,218	+ 258	330	—
N ₂	"	7,770	+ 1710	"	—
O ₂	"	0,534	+ 112	"	—
H ₂ O	"	1,155	+ 485	"	—
lucht	45	9,950	- 2900	290	- 405
verlies					+ 70
			- 335		- 335

B. Gasmenger. ($t_o = 250\text{ }^{\circ}\text{C}$)

IN:				UIT:	
Comp.	Temp.	ϕ_m (kg/sec)	$\phi_{m.h}$ (kJ/sec)	Temp.	$\phi_{m.h}$ (kJ/sec)
NH ₃	35	0,726	- 380	250	—
lucht	290	9,950	+ 405	250	—
verlies					+ 25
			+ 25		+ 25

[Faint, illegible text, possibly bleed-through from the reverse side of the page.]

C. Reactor. ($t_o = 930 \text{ }^\circ\text{C}$)

IN:				UIT:					
Comp.	Temp.	kg/sec	kJ/sec	Temp.	kg/sec	kJ/sec			
NH ₃	250	0,726	- 1220	930	1,218	—			
lucht		9,950	- 7050						
verbr.			+ 9150						
			+ 895						
diss.			- 100						
NO								—	
N ₂								7,770	—
O ₂								0,534	—
H ₂ O								1,155	—
verlies									+ 1675
			+ 1675			+ 1675			

D. Warmtewisselaar I. ($t_o = 330 \text{ }^\circ\text{C}$)

IN:				UIT:	
Comp.	Temp.	ϕ_m (kg/sec)	$\phi_m \cdot h$ (kJ/sec)	Temp.	$\phi_m \cdot h$ (kJ/sec)
NO	930	1,218	+ 810	530	+ 258
N ₂		7,770	+ 5370		+ 1710
O ₂		0,534	+ 365		+ 112
H ₂ O		1,155	+ 1543		+ 485
abs.gas	25	10,733	- 3540	480	+ 1770
verlies					+ 213
			+ 4548		+ 4548

E. Koeler-condensor. ($t_0 = 25 \text{ }^\circ\text{C}$)

IN:				UIT:	
Comp.	Temp.	ϕ_m (kg/sec)	$\phi_{m \cdot h}$ (kJ/sec)	Temp.	$\phi_{m \cdot h}$ (kJ/sec)
NO	330	1,218	+ 358	25	—
N ₂		7,770	+ 2450		—
O ₂		0,534	+ 147		—
H ₂ O		1,155	+ 4635		—
oxyd.			+ 1890		
abs.			+ 855		
overged.			-		+ 10335
			+ 10335	+ 10335	

III Absorptie kolom.

schotel no.	IN:			UIT:			fractie geabs.	sterkte zuur
	P _{NO} ata	P _{NO₂} ata ²	P _{O₂} ata ²	P _{NO} ata	P _{NO₂} ata ²	P _{O₂} ata ²		
0	0,264	0,253	0,443					
1	0,0306	0,486	0,327	0,113	0,251	0,327	0,316	0,58
2	0,0296	0,324	0,285	0,1125	0,0900	0,285	0,607	0,508
3	0,0332	0,1693	0,245	0,0800	0,0307	0,245	0,785	0,427
4	0,0316	0,0791	0,221	0,0560	0,0052	0,221	0,880	0,250
5	0,0280	0,0332	0,207	0,0410	0,0016	0,207	0,915	0,135
6	0,0240	0,0186	0,201	0,0296	0,0009	0,201	0,943	0,078
7	0,0196	0,0109	0,197	0,0230	0,0006	0,197	0,995	0,036
8	0,0166	0,0070	0,194	0,0188	0,0005	0,194	0,968	0,018
eind				-	0,0193	0,185		

Literatuur.

1. "Symposium over de fabricage van salpeterzuur",
Chemisch Weekblad, (1956) pag. 61 e.v.
2. T.K. Sherwood and R.L. Pigford, "Absorption and Extraction", 2nd ed.
pag. 368 e.v.
3. K.A. Kobe, "Inorganic Process Industries", pag. 275 e.v.
4. Chem. Eng. 63 (1956) 274 (vol 1) | *Wu?*
5. Ind. Eng. Chem. 45 (1953) 1386
6. Kirk - Othmer, "Encyclopedia of Chemical Technology",
vol. 9, pag.330 e.v.
7. W.L. Faith, D.B. Keyes, R.L. Clark, "Industrial Chemicals",
pag. 432 e.v.

Dear Mr. [Name],

I have your letter of the 10th and am sorry that I cannot give you a more definite answer at this time. The matter is being dealt with as a matter of course.

I am sure that you will understand the position and I am sure that you will be satisfied with the result.

Yours faithfully,

[Signature]