

# Het hoge-druk Zimmermann procédé

## Achtergronden en mogelijkheden voor het behandelen van afvalwaterslib

### 1. Afvalwaterbehandeling en slibverwerking

Omdat tegenwoordig op dusdanig grote schaal afvalwater ontstaat, moet het voordat lozing op oppervlaktewater mag plaatsvinden, verregaand ontdaan worden van de verontreinigende bestanddelen. In de konventionele afvalwaterzuiveringsinstallaties, die van origine zijn opgezet om zowel bezinkbare en zwevende stoffen, als biologisch afbreekbare opgeloste stoffen te verwijderen, blijkt dat ook veel zware metalen met een zuiveringsgraad tot soms meer dan 90 %, eveneens verwijderd kunnen worden. Momenteel lozen ca. 35 % van de gemeenten het afvalwater via een zuiveringsinstallatie. De meeste waterbeheerders streven ernaar dat over 10 tot 15 jaar de kwaliteit van het oppervlaktewater weer „akseptabel” zal zijn [20]. De zuivering is ook niet zozeer een technisch als wel een financieel probleem. De Groningse aardappelmeel- en strokartonfabrieken vormen voorlopig nog wel een financieel probleem op zich.

Bij het reinigen van afvalwater ontstaat naast gezuiverd water een kleine stroom water waarin de verontreinigingen in de vorm van vaste deeltjes gekoncentreerd zijn. De verdere verwerking van dit zuiveringsslib hoort ook tot de taak van de waterzuiveraar. Wanneer het gehele Nederlandse oppervlaktewater gesaneerd zal zijn, dan moet aan slib per jaar 270.000 ton (als droge stof) afgevoerd worden. Dit is dan exclusief het slib dat in de aardappelmeelindustrie ontstaat [1, 2]. Normaal ontstaat op de zuiveringsinstallatie een slib met een vaste-stofgehalte van 5 - 10 %, zodat een hoeveelheid van  $4 \times 10^6$  m<sup>3</sup> slib per jaar verwerkt moet worden. Tegenwoordig wordt het slib veelal door middel van filtratie ontwaterd tot een steekvast produkt dat een vaste-stofgehalte van rond 25 % heeft. Momenteel wordt dit produkt nog wel gebruikt voor bemesting, maar dat is een aflopende zaak. Zeer incidenteel wordt het tezamen met huisvuil gekomposteerd. De grootste hoeveelheid wordt echter gestort [1].

Onder stimulerende invloed van de Stichting Verwijdering Afvalstoffen ontstaan plannen om regionaal tot huisvuilverbranding over te gaan. Met het rioolslib zou op deze voorzieningen aangesloten kunnen worden [2].

Het hoge-druk Zimmermann procédé is een proces van slibverwerking waarmee hetzelfde resultaat als met verbranding bereikt kan worden, zonder dat een (meestal dure) slibfiltratie hoeft plaats te vinden. Bij dit proces, dat naar de uitvinder genoemd is, vindt een oxidatie van het slib plaats in de vloeibare waterfase bij verhoogde temperatuur en druk met behulp van lucht.

Het proces is ook uitstekend geschikt voor gekoncentreerd industrieel organisch afvalwater, dat rechtstreeks in de installatie geleid kan worden.

In dit artikel wordt alleen de oxidatie van slib uit konventionele biologische zuiveringsinstallaties behandeld.

### 2. Het Zimmermann procédé

Een schematische weergave van dit proces is gegeven

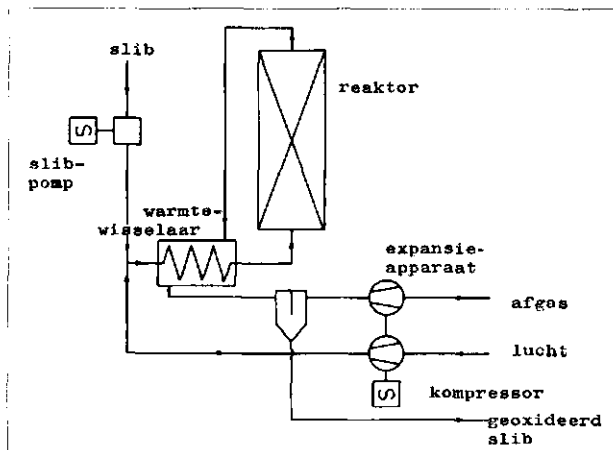
in afb. 1. Het slib wordt onder druk gebracht en tezamen met gekomprimeerde lucht in een warmtewisselaar verhit. In de gasbel-slurry reaktor vindt een exotherme oxidatie plaats bij temperaturen van 220 - 330 °C en drukken van 60 - 125 atmosfeer. Ten gevolge van de reaktiewarmte kan de temperatuur aanzienlijk stijgen. De warmte-inhoud van het effluent van de reaktor wordt benut om het inkomende lucht-slib mengsel voor te verhitten. Na warmtewisseling worden gas- en vloeistoffase gescheiden. Voor een grote installatie kan het zinvol zijn om de gassen via een expansie-apparaat af te laten, ten einde een reductie van de kompressie-energiekosten te verkrijgen. De grootste installatie ligt bij Chicago en heeft een verwerkingscapaciteit van 200 ton droge stof per dag. De oxidatie wordt uitgevoerd in vier parallel bedreven gasbelreactoren die een hoogte hebben van ca. 20 m. De verblijftijd van het slib in de reactoren is ca.  $\frac{3}{4}$  uur. Temperatuur en druk zijn respectievelijk 270 °C en 125 atm.

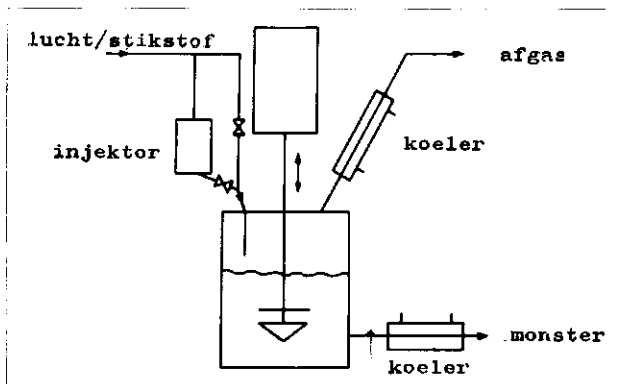
Naast het hoge-druk proces, dat een zeer verregaande oxidatie van het slib ten doel heeft, wordt ook wel een lage-druk versie van het proces uitgevoerd met als resultaat een verbetering van de filtratie-eigenschappen. Er worden dan relatief lage drukken en temperaturen toegepast (ca. 20 atm. en 200 °C) terwijl slechts een zeer geringe oxidatiegraad wordt verkregen. Een installatie werkend volgens dit principe staat te Apeldoorn en is beschreven door van Zellum en Wouda [3].

Uit een eerste literatuurstudie over het hoge-druk procédé [4 - 13] bleek dat het langs empirische weg was ontwikkeld en dat een inzicht in de achtergronden nauwelijks aanwezig was. Er was in het geheel niets bekend van de kinetiek van de reacties, noch van de invloed van het zuurstoftransport vanuit de luchtbelletjes naar het slib, noch van de invloed van menging.

Zonder inzicht in deze en andere factoren kan geen optimaal ontwerp van het proces verwacht worden. Slechts nadat een dergelijk ontwerp gerealiseerd is kan

Afb. 1 - Schematische voorstelling van het Zimmermann procédé.





Afb. 2 - Semi-batch installatie.

een eerlijke kostenvergelijking gemaakt worden met de oudere slibverwerkingsmethoden.

### 3. Onderzoek en resultaten

Voor een gedetailleerde beschrijving van het onderzoek wordt verwezen naar het proefschrift van de auteur [14]. Hier zullen een aantal proeven besproken worden betreffende de oxidatie in een semi-batch reaktor (slib blijft in de reaktor, de lucht wordt doorgeleid).

De opstelling is schematisch weergegeven in afb. 2. De reaktor bestaat uit een elektrisch verhitte schudautoklaaf met een inhoud van 1 l. Het is geen eenvoudige zaak om op het tijdstip dat de lucht toegelaten wordt tot het systeem, het slib op de gewenste temperatuur te hebben en te houden. Verder is het ongewenst om het slib gedurende het opwarmen van de autoklaaf (ca.  $\frac{3}{4}$  uur) daarin aanwezig te hebben, dit vanwege mogelijke thermische ontledingsreacties. Hiertoe werd de volgende procedure ontwikkeld.

Voor het experiment werd 150 ml water in de reaktor tot de gewenste temperatuur verhit. Zodra deze bereikt was, werd 350 ml slib met gekomprimeerde stikstof in de reaktor geperst. Na 3 - 4 min. was de gewenste temperatuur weer bereikt en werd het eerste monster getrokken om de beginconcentratie van het slib vast te stellen.

Vijf minuten na de injectie werd het luchtdebiet ingesteld, waarna de stikstof geleidelijk uit de reaktor verdreven werd. De afgassen werden gekoeld in een condensor, waaruit de gekondenseerde stoom terug in de reaktor stroomde. De zuurstofconcentratie in het afgas werd continu gemeten en geregistreerd.

Als functie van de tijd werden monsters uit de slibfase getrokken, waarvan het chemische zuurstofverbruik (CZV) werd bepaald. Het CZV geeft de hoeveelheid zuurstof aan die nodig is voor de chemische oxidatie met een mengsel van bichromaat en zwavelzuur onder standaard condities [15].

Ten einde te weten in hoeverre Eindhovens slib, dat voor het onderzoek gebruikt zou worden, representatief is voor slib in het algemeen, werden experimenten uitgevoerd met actief slib van zeven verschillende zuiveringsinstallaties, te weten die van Eindhoven, Amsterdam-West, Haarlem, Tilburg, Schijndel, Beverwijk en Apeldoorn. Deze installaties behandelen afvalwater afkomstig uit een hoog-geïndustrialiseerd gebied tot vrijwel zuiver huishoudelijk afvalwater. De resultaten zijn weergegeven in afb. 3. Uit deze figuur blijkt dat de diverse soorten slib op vrijwel dezelfde wijze geoxideerd worden. Deze konklusie impliceert dat het inzicht en de konklusies

verkregen door verdere experimenten met Eindhovens slib zeer waarschijnlijk ook opgaan voor slib in het algemeen. Tevens blijkt dat het slib tot voor ruim 90 % op deze wijze geoxideerd kan worden. Verdere experimenten met Eindhovens slib werden uitgevoerd bij temperaturen van 180 - 290 °C en drukken van 43 - 150 atm. Het luchtdebiet bedroeg 0,37 Nm<sup>3</sup>/h. De resultaten van deze proeven zijn weergegeven in de afb. 4 en 5. Bij de experimenten waarbij de temperatuursinvloed werd bestudeerd, was een dusdanige totaal druk ingesteld dat bij evenwichtskondities steeds een zelfde zuurstofconcentratie in de vloeistoffase op zou treden. Voor de berekening van de benodigde totaal druk werd gebruik gemaakt van de oplosbaarheidsgegevens van Pray [16] en Battino [17]. Dit resulteerde in de combinatie van temperaturen en drukken die aangegeven is onder afb. 4.

Uit afb. 4 blijkt duidelijk dat een toenemende temperatuur een grotere conversiesnelheid ten gevolge heeft. Aangezien dit vrijwel niet toegeschreven kan worden aan een verandering van de zuurstofconcentratie moet deze toename hoofdzakelijk een gevolg zijn van een toename van de reaktiesnelheidsconstante. Hierop zal verderop teruggekomen worden.

Dat ook de zuurstofconcentratie de conversiesnelheid beïnvloed blijkt duidelijk uit afb. 5.

Hoe hoger de druk, des te sneller verloopt de oxidatie en des te kleiner kan de reaktor zijn. Anderzijds wordt de reaktorwand steeds dikker en de installatie steeds zwaarder. Bij een bepaalde temperatuur zal waarschijnlijk een bepaalde optimale druk horen.

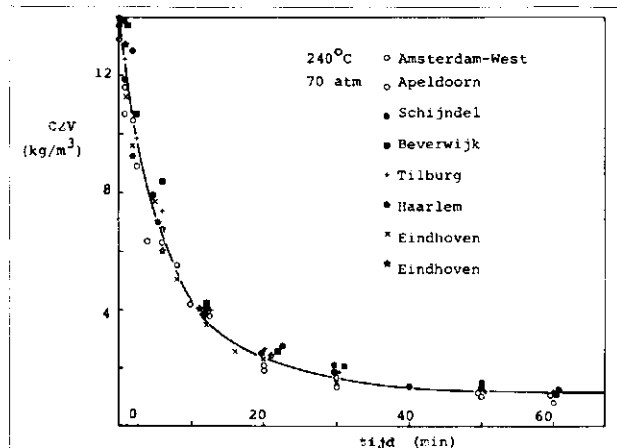
Aangetoond zal worden dat de invloed van de zuurstofconcentraties zich goed laat beschrijven als een eerste orde reactie in zuurstof.

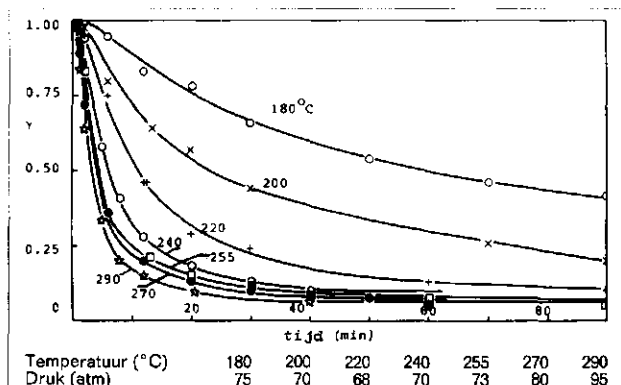
Tengevolge van hydrolyse van de vaste slibdeeltjes gedurende het voorverwarmen, daalde de pH van 7 à 8 tot 6, terwijl gedurende de oxidatie een verdere daling optrad tot een waarde tussen 5 en 6.

### 4. Model voor de oxidatie in een semi-batch reaktor

Uit een deelonderzoek naar het effect van hydrolyse op de overall oxidatiesnelheid [14] volgde dat een dergelijke invloed verwaarloosd mag worden omdat gehydrolyseerd slib en slibdeeltjes vrijwel dezelfde reactiviteit hebben ten aanzien van oxidatie. Wel kunnen in het slib twee groepen van componenten onderscheiden worden die verschillen in reactiviteit maar die simultaan geoxideerd worden, terwijl tevens een derde groep van

Afb. 3 - Oxidatief slib van diverse installaties bij 240 °C en 70 atm.





Afb. 4 - Invloed van de temperatuur op de oxidatie. Meetpunten en berekende curven.

volledig inactief materiaal aanwezig is.

Dit impliceert dat de concentratie van het slib (uitgedrukt in het CZV) opgebouwd gedacht kan worden uit  $a$ ,  $b$  en  $c_{\infty}$ , die de concentraties zijn en respectievelijk de actieve, de minder actieve en de inactieve groep van componenten. Derhalve:

$$c = a + b + c_{\infty} \quad (1)$$

Invoering van het dimensieloze CZV van het slib  $\gamma$ , gedefinieerd als het actuele CZV gedeeld door het initiële CZV,  $c_0$ , resulteert in:

$$\gamma = \frac{c}{c_0} = \frac{a + b + c_{\infty}}{c_0} = \alpha + \beta + \frac{c_{\infty}}{c_0} \quad (2)$$

waarin  $\alpha = a/c_0$  en  $\beta = b/b_0$ .

De maximale CZV-redukatie die bereikt kan worden,  $f_{\max}$ , is:

$$f_{\max} = 1 - c_{\infty}/c_0 \quad (3)$$

Zodat voor vgl. 2 geschreven kan worden:

$$\gamma = \alpha + \beta + 1 - f_{\max} \quad (4)$$

Bij de aanvang van een experiment is  $\gamma = 1$ . Substitutie hiervan in vgl. 4 geeft:

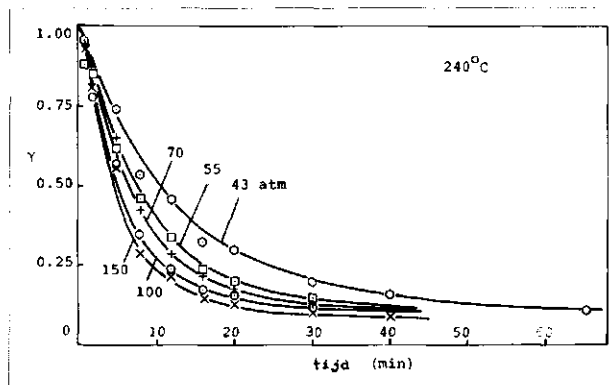
$$\alpha_0 + \beta_0 = f_{\max} \quad (5)$$

waarin  $\alpha_0$  de fraktie reactief materiaal en  $\beta_0$  de fraktie minder reactief materiaal in het slib is.

Analoog met de oxidatie van enkelvoudige organische stoffen [14, 18, 19] wordt er vanuit gegaan dat ook hier de chemische kinetiek van de oxidatie beschreven kan worden met de volgende vergelijkingen:

$$\frac{da}{dt} = k_a \cdot a \cdot o \quad \text{en} \quad \frac{db}{dt} = k_b \cdot b \cdot o$$

waarin  $k_a$  en  $k_b$  de reactiesnelheidskonstanten zijn van respectievelijk de reactieve en minder reactieve groep en  $o$  de zuurstofconcentratie in de bulk van het slib is. De omzettingssnelheid van het slib wordt gedeeltelijk bepaald door de zuurstofoverdracht vanuit de gasfase naar het slib. Aangenomen wordt dat gas- en vloeistof-fase ideaal gemengd zijn.



Afb. 5 - Invloed van de druk op de oxidatie bij 240 °C.

Met behulp van massabalansen kunnen, na introductie van de dimensieloze zuurstofdruk  $\pi$  en zuurstofconcentratie  $\rho$ , gedefinieerd als:

$$\pi = p/p_f \quad \text{en} \quad \rho = 0. H/p_f \quad (6)$$

waarin  $H$  de Henry-koëfficiënt en  $p$  en  $p_f$  de zuurstofpartiaalspanning van de gasstroom bij respectievelijk het verlaten en binnenkomen van de reaktor zijn, de volgende relaties verkregen worden:

$$\frac{d\alpha}{dt} = K_{\alpha} \cdot \alpha \cdot \rho \quad (7)$$

$$\frac{d\beta}{dt} = K_{\beta} \cdot \beta \cdot \rho \quad (8)$$

$$\frac{d\rho}{dt} = \frac{1}{K_2} [K_{\alpha} \cdot \alpha \cdot \rho + K_{\beta} \cdot \beta \cdot \rho - K_1(\pi - \rho)] \quad (9)$$

$$\frac{d\pi}{dt} = \frac{1}{K_3} [K_1(\pi - \rho) - K_4(1 - \pi)] \quad (10)$$

Hierin zijn:

$$K_1 = \frac{k_1 \cdot a_1 \cdot p_f}{c_0 \cdot H} \quad (\text{tijd}^{-1})$$

$$K_2 = \frac{p_f}{c_0 \cdot H} \quad ( \quad )$$

$$K_3 = \frac{G \cdot p_f}{V \cdot RT \cdot c_0 \cdot (1 - \varepsilon)} \quad (\text{tijd}^{-1})$$

$$K_4 = \frac{p_f \cdot \varepsilon}{RT \cdot c_0 \cdot (1 - \varepsilon)} \quad ( \quad )$$

$$K_{\alpha} = k_a \cdot p_f/H \quad (\text{tijd}^{-1})$$

$$K_{\beta} = k_b \cdot p_f/H \quad (\text{tijd}^{-1})$$

Op de fysische achtergrond van deze termen zal niet verder worden ingegaan. Voor de betekenis van de symbolen wordt naar de symbolenlijst verwezen.

Aangezien de experimenten starten in een stikstof-atmosfeer, zijn de beginvoorwaarden:

$$\begin{aligned} t = 0, \quad \alpha &= \alpha_0 \\ \beta &= \beta_0 = f_{\max} - \alpha_0 \\ \pi &= 0 \\ \rho &= 0 \end{aligned}$$

### 5. Evaluatie van kinetische grootheden

Met behulp van een analoge computer werden uit de meetgegevens de waarden van  $k_a$ ,  $k_b$  en  $\alpha_0$  bepaald. Voor  $\alpha_0$ , de fraktie reactief materiaal, werd een waarde van ca. 0,65 gevonden, voor  $\beta_0$  ca. 0,35. De invloed van de temperatuur op  $k_a$  en  $k_b$  werd berekend uit de meetgegevens die in afb. 4 gepresenteerd werden.

De afb. 6 en 7 geven een Arrhenius weergave van de berekende waarden van respectievelijk  $k_a$  en  $k_b$ .

Uit deze afb. kan gekonkludeerd worden dat de wet

van Arrhenius ( $k = k_0 \cdot \exp. - \frac{\Delta H}{RT}$ ) een vrij goede

beschrijving geeft van de invloed van de temperatuur en dat de bijbehorende aktiveringsenergie  $\Delta H$  voor beide groepen vrijwel gelijk is met een waarde van ca. 23 kcal/mol.

De getrokken lijnen in afb. 4 werden door de computer berekend met de waarden voor  $k_a$  en  $k_b$  uit de afb. 6 en 7. Hieruit blijkt dat met het model een goede beschrijving van de meetresultaten mogelijk is.

### 6. Anormale verschijnselen

Gedurende een korte periode in de herfst van 1969 werd op de zuiveringsinstallatie slib geproduceerd dat aanzienlijk reactiever was dan daarvoor of erna ooit gevonden werd. De berekende reaktiesnelheidskonstanten waren toen bijna een faktor 1000 groter dan normaal. Het is mogelijk dat één van de vele galvanische bedrijven in Eindhoven gedurende enige tijd een produkt loosde dat de oxidatie aanzienlijk versnelt.

Analyse van het afvalwater toonde aan dat de concentraties aan koper, chroom, zink, lood, nikkel en kadmium vrijwel onveranderd waren, zodat de aktivering niet van één van deze elementen afkomstig is.

Een ander vreemd verschijnsel was dat wanneer dit slib in een kontinu geroerde tankreaktor (CSTR) behandeld werd, de hoge omzettingssnelheid niet optrad.

Bij semi-batch experimenten met mengsels van dit slib en in de CSTR voorgeoxideerd slib, trad de hoge konversie snelheid evenmin op, waaruit gekonkludeerd zou kunnen worden dat in de CSTR produkten ontstaan die het effect van de aktivator tegenwerken [14].

Er bestaat nog geen inzicht in de achtergrond van deze anormale verschijnselen.

### 7. Berekening aan de installatie in Chicago

Zoals eerder vermeld, staat de grootste installatie werkend volgens het Zimmermann procédé in Chicago.

Hoogte reaktoren 20 m, diameter 2 m, temperatuur 270 °C, druk 125 atm. De verblijftijd van het slib is 0,75 h, resulterend in een reductie van het CZV van 80 %. Er wordt zoveel lucht gedoseerd dat het afgas nog 2 % zuurstof bevat.

Aangenomen mag worden dat de vloeistoffase in dergelijke grote gasbelreaktoren vrij sterk gemengd zal zijn. Voor de berekening is ideale menging aangenomen, terwijl verondersteld wordt dat de luchtbellen uniform opstijgen.

Massabalansen leveren de volgende set vergelijkingen op:

$$-\frac{d\pi}{dx} = \frac{RT \cdot k_1 \cdot a_1}{H \cdot U_g} (\pi - \rho_e) \quad (11)$$

$$\alpha_f - \alpha_e = k_a \cdot p_f \cdot \tau \cdot \alpha_e \cdot \rho_e / H \quad (12)$$

$$\beta_f - \beta_e = k_b \cdot p_f \cdot \tau \cdot \beta_e \cdot \rho_e / H \quad (13)$$

$$\alpha_f + \beta_f - \alpha_e - \beta_e = \frac{U_g \cdot p_f}{c_f \cdot RT \cdot U_1} (1 - \varepsilon) \quad (14)$$

In deze vergelijkingen is de  $x$  de afstand in de reaktor,  $\tau$  de verblijftijd van het slib,  $U_g$  en  $U_1$  de superficiële snelheden van respectievelijk gas- en vloeistoffase. Met de randvoorwaarde  $\pi = 1$  voor  $x = 0$  volgt als oplossing van vgl. 11:

$$\ln \frac{1 - \rho_e}{\pi_e - \rho_e} = \frac{RT \cdot k_1 \cdot a_1 \cdot X}{H \cdot U_g} = N_t \quad (15)$$

waarin  $X$  de lengte van de reaktor = 20 m en  $N_t$  het aantal overdrachtstrappen is.

Substitutie van de volgende karakteristieke grootheden:

$$\begin{aligned} RT/H &= 0,09 \\ k_1 a_1 &= 360 \text{ h}^{-1} \\ X &= 20 \text{ m} \\ U_g &= 45 \text{ m/h} \end{aligned}$$

in de vergelijking van  $N_t$  laat zien dat  $N_t \approx 14$  en dat

$$\pi_e \approx \rho_e$$

hetgeen betekent dat de zuurstofconcentratie in de vloeistoffase vrijwel gelijk is aan de evenwichtswaarde, die hoort bij de partiaalspanning van zuurstof van de gasbellen bij het verlaten van de reaktor.

Uit de afb. 6 en 7 volgt dat  $k_a = 250$  en  $k_b = 22 \text{ m}^3/\text{kg h}$ . Uit de oplosbaarheidsgegevens van zuurstof in water van Pray [16, 17] volgt dat  $p_f/H = 1,55 \text{ kg/m}^3$ .

Daar de afgassen 2 % zuurstof bevatten geldt dat:

$$\pi_e = 0,1 \approx \rho_e$$

Substitutie van deze waarden in vgl. 12 en 13 levert op dat:

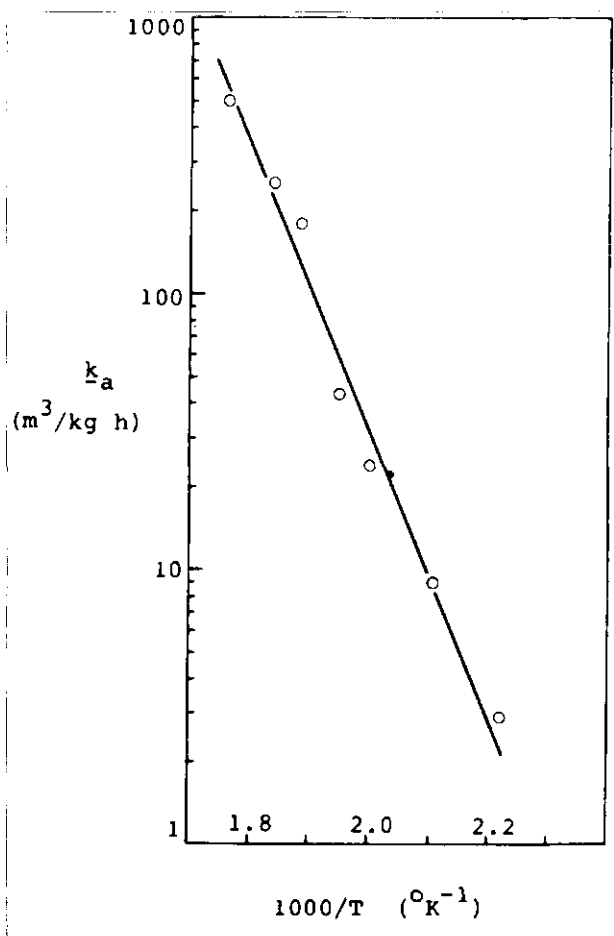
$$\alpha_e + \beta_e = 0,093,$$

resulterend in een fraktionele CZV bij de uitgang van 0,193. Met andere woorden, de berekende CZV-reductie is 81 %; als de werkelijk CZV-reductie van de installatie in Chicago wordt 80 % opgegeven.

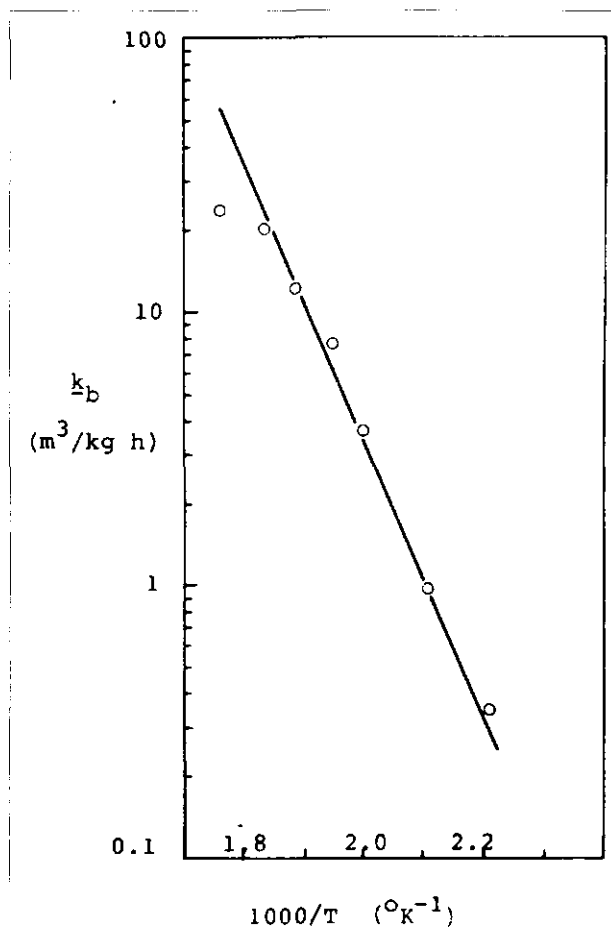
Hieruit kan als voorlopige konklusie getrokken worden dat het gepresenteerde model niet alleen de meetresultaten van het onderzoek goed beschrijft, maar dat het ook gebruikt kan worden om vrij betrouwbaar de afmeting van reaktoren te berekenen.

### 8. Invloed van de mengtoestand op de afmeting van de reaktor

Aangezien met het model de afmetingen van reaktoren berekend kunnen worden, werd nagegaan wat de invloed is van de mengtoestand. Daarvoor werden de volgende systemen doorgerekend:



Afb. 6 - Invloed van de temperatuur op  $k_a$ .



Afb. 7 - Invloed van de temperatuur op  $k_b$ .

- De vloeistoffase is ideaal gemengd, de gasfase gaat in propstroom door de reaktor. Dit benadert de tot nu toe gebruikte reaktoren.
- Gas- en vloeistoffase in propstroom en gelijkstroom.
- Gas- en vloeistoffase in propstroom, maar nu in tegenstroom.

Op de matematiek zal hier niet ingegaan worden; daarvoor wordt verwezen naar [14].

De drie systemen werden vergeleken voor een temperatuur van 240 °C en drukken van 40 en 70 atm, terwijl de hoeveelheid toegevoerde zuurstof werd gevarieerd van een stochiometrische hoeveelheid voor volledige oxidatie, via 10 % naar 30 % overmaat.

Berekend werd steeds de verblijftijd die nodig is om 80 % van het slib af te breken. De resultaten zijn weergegeven in tabel I.

Uit deze tabel volgt dat indien de reaktor in propstroom en tegenstroom bedreven wordt, de afmetingen verreweg

het kleinste kunnen zijn. In de praktijk zal het echter moeilijk zijn om een dergelijke mengtoestand te creëren. Misschien zou de reactie met succes uitgevoerd kunnen worden in een schotelkolom, zoals die bij destillatie gebruikt wordt.

Aangezien er dan een gasruimte tussen de platen moet zijn, zal de werkelijke inhoud van een dergelijke reaktor ca. tweemaal zo groot worden als uit de tabel volgt.

In ieder geval kan gekonkludeerd worden dat het mogelijk moet zijn om een beduidend kleinere reaktor te ontwikkelen dan die tot nu toe gebruikt worden.

Of een dergelijke ontwikkeling zinvol is hangt af van de kosten van zowel de reaktor als van de rest van de installatie, die beide op verschillende wijzen van de procescondities afhangen. Het gepresenteerde model en de kinetische gegevens maken het mogelijk om via een verdere evaluatie hier duidelijkheid in te verschaffen. In een volgend artikel zal hierop dieper ingegaan worden.

#### Literatuur

1. Verhagen, J.; *H<sub>2</sub>O* 1972, 5, (2), 25.
2. Rapport vuilverwerking, periode 1970-2000 van de Stichting Verwijdering Afvalstoffen.
3. Zellum, J. van en Wouda, D.; *H<sub>2</sub>O* 1972, 5, (7), 131.
4. Teletzke, G. H.; *Proc. Biochem.* 1966, 1, 329.
5. Zimmermann, F. J.; *Ind. Wat. and Wastes* 1961, 6, 102.
6. Teletzke, G. H. et al; *J. Wat. Poll. Contr. Fed.* 1967, 39, 994.
7. Hurwitz, E. et al; *Wat. and Sewage Works* 1965, Aug., 298.
8. Zimmermann, F. J.; *Chem. Eng.* 1958, 65, 25 Aug., 117.
9. Abel, F. et al; *Sewage and Ind. Wastes* 1954, 26, 1450.
10. Pepelyaev, I. G. et al; *CA* 1969, 70, 31479.
11. Walters, W. R. en Ettelt, G.; *Purdue Univ. Eng. Bull. Ext. Series* 1965, 118, 551.

TABEL I - Benodigde verblijftijd van slib in reaktor  
tijd in minuten; temperatuur 240 °C

	40 atm			70 atm		
	0%	10%	30%	0%	10%	30%
Overmaat O <sub>2</sub>						
Ideale menging	1830	1086	592	496	234	137
Gelijkstroom Propstroom	} 450	} 320	} 216	} 91	} 69	} 47
Tegenstroom Propstroom						
	} 144	} 130	} 117	} 31	} 28	} 25

# NIEUWSBERICHTEN

12. Teletzke, G. H.; Chem. Eng. Prog. 1964, 60, (1), 33.
13. Takamatsu, T. et al; Paper II-32 gepresenteerd op het 5de internationale Water Pollution Research Conference 1970.
14. Ploos van Amstel, J. J. A.; Dissertatie, Technische Hogeschool Eindhoven, 1971.
15. Standard methods for the exam. of wat. and waste wat., American Health Assoc. Inc., New York, 1962.
16. Pray, H. A. et al; Ind. Eng. Chem. 1952, 44, 1146.
17. Battino, P.; Chem. Rev. 1966, 66, 395.
18. Weygandt, J. C.; Dissertatie, Kent State Univ., 1969.
19. Shibaeva, L. V.; Kinetics and Catalysis 1969, 10 (5), 1.
20. Vosters, H<sub>2</sub>O 1972, 5, (7), 144.

## Symbolenlijst

a	CZV van groep van reactieve componenten	kg/m <sup>3</sup>
a <sub>1</sub>	specifiek gas-vloeistof grensvlak	m <sup>-1</sup>
b	CZV van groep van minder reactieve componenten	kg/m <sup>3</sup>
c	totaal CZV = a + b + c <sub>∞</sub>	kg/m <sup>3</sup>
c <sub>0</sub>	initiële CZV	kg/m <sup>3</sup>
c <sub>∞</sub>	CZV van groep van inactieve componenten	kg/m <sup>3</sup>
f <sub>max</sub>	maximale konversie = 1 - c <sub>∞</sub> /c <sub>0</sub>	—
G	gasdebiet bij reactie omstandigheden	m <sup>3</sup> /sec
H	Henry koëfficiënt	atm m <sup>3</sup> /kg
k <sub>a</sub>	oxidatie snelheidsconstante van reactieve componenten	m <sup>3</sup> /kg h

k <sub>b</sub>	oxidatie snelheidsconstante van minder reactieve componenten	m <sup>3</sup> /kg h
k <sub>1</sub>	stoftransportkoëfficiënt aan vloeistofzijde	m/sec
K <sub>α</sub>	k <sub>a</sub> p <sub>f</sub> /H	h <sup>-1</sup>
K <sub>β</sub>	k <sub>b</sub> p <sub>f</sub> /H	h <sup>-1</sup>
o	zuurstofconcentratie in bulk van het slib	kg/m <sup>3</sup>
p <sub>f</sub>	zuurstofdruk in voeding	atm
p <sub>o</sub>	zuurstofdruk in afvoer	atm
R	algemene gaskonstante	atm m <sup>3</sup> /°K
		kg O <sub>2</sub>
T	absolute temperatuur	°K
U <sub>g</sub>	superficiële gassnelheid	m/sec
U <sub>1</sub>	superficiële vloeistofsnelheid	m/sec
V	reaktorvolume	m <sup>3</sup>
x	afstand in reaktor	m
X	reaktorlengte	m
α	a/c <sub>0</sub>	—
α <sub>0</sub>	fractie reactief materiaal in slib	—
β	b/c <sub>0</sub>	—
β <sub>0</sub>	fractie minder reactief materiaal in slib	—
γ	c/c <sub>0</sub>	—
ε	gasfractie	—
ρ	o . H . /p <sub>f</sub>	—
π	p/p <sub>f</sub>	—
τ	gemiddelde verblijftijd van slib in reaktor = X (1 - ε)/U <sub>1</sub>	min, h