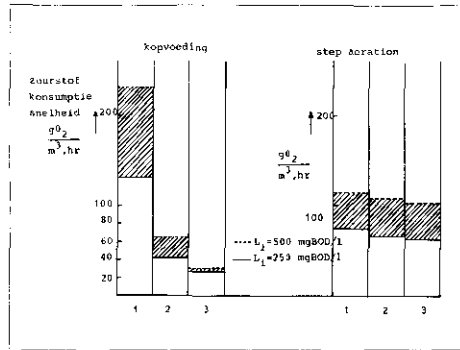


Een proceskundige studie van het step aeration proces (1)

1. Inleiding

Circa 60 jaar geleden beschreven Ardern en Lockett (lit. 1) te Manchester proeven, waarbij afvalwater gereinigd werd door een microbiologische oxidatie. Deze methode van afvalwaterbehandeling werd wereldbekend als het actief-slib proces. Mede door de multi disciplinaire aspecten inherent aan dit zuiveringsproces is door vele onderzoekers aandacht aan dit proces besteed. Het is derhalve niet verwonderlijk dat verschillende procesuitvoeringen zijn voorgesteld om in bepaalde be-



Afb. 1 - De zuurstofconsumptiesnelheid in een kaskade van drie ideale mixers voor kopvoeding en step aeration.



I.R. S. P. P. OTTENGRAF
Laboratorium voor
Fysische Technologie,
TH Eindhoven

hoeften of kondities te voorzien.

Een van deze procesuitvoeringen betreft het step aeration proces, waarvan de grondslag in 1937 mede door Fair werd gelegd (lit. 2). Fair lanceerde de hypothese, dat door een verdeling van de afvalwater voedingsstroom aan het aeratiebassin de fysische en biologische fasen van het actief-slib proces geëgaliseerd zouden worden waardoor een toename van efficiency van het afbraakproces het gevolg zou zijn. Ongeveer gelijktijdig paste Gould dit principe toe bij de Tallmans Island Activated Sludge Plant te New York City, door het voorbezonden afvalwater op drie verschillende plaatsen aan de langszijde van het aeratiebassin toe te voeren. Aangezien hij ook de eerste was die erover publiceerde (lit. 3), wordt Gould als grondlegger van dit proces beschouwd. In 1941 werden door hem aan een experimentele unit van de Wards Island Plant simultaan het conventionele kopvoedings- en het step aeration proces door hem bedreven. Dit bood de mogelijkheid de werking van de beide systemen met elkaar te vergelijken. Experimenteel werd door hem aangetoond dat bij een verblijftijd van ca. 6 uur in het aeratiebassin het conventionele proces gelijk of beter werkte dan het step aeration proces. Bij verblijftijden van 3 uur bleef de werking van het kopvoedingssysteem echter duidelijk achter bij die van het step aeration proces. Hoewel door een aantal onderzoekers (lit. 4, 5, 6) nadien theoretische studies aan deze procesuitvoering gewijd zijn, is het feit dat er blijkbaar een 'kritische' verblijftijd bestaat waarboven het ene systeem een hogere efficiency heeft dan de andere, in deze studies nooit geconstateerd of verklaard. Naast het genoemde voordeel dat onder

bepaalde kondities het step aeration proces een hogere efficiency heeft dan het conventionele proces, biedt het proces andere voordelen die een ruimere toepassing het overwegen waard maken. Mc. Kee en Fair (lit. 2) tonen experimenteel aan dat deze procesuitvoering een grotere flexibiliteit van de installatie toestaat en minder risico's geeft bij plotselinge stoot- of gifbelastingen, omdat deze worden opgevangen door de geheel aanwezige actief-slib flora. Om deze reden pasten Schmitz-Lenders (lit. 7) dit principe toe bij de voor stootbelastingen overgevoelige biologische hoofdtrap, door het afvalwater homogeen verdeeld over een gedeelte of de gehele lengte van het bassin middels geperforeerde platen toe te voeren. Het conventionele kopvoedingssysteem kenmerkt zich verder door een zuurstofconsumptiesnelheid die maximaal is aan het begin van het bassin en sterk afneemt naarmate de reiniging verderop in het bassin voortschrijdt. Als belangrijk voordeel van een gespreide toevoer geldt, dat de zuurstofbehoefte uniformer 'uitgesmeerd' wordt over het gehele bassin (lit. 2, 8, 9). Om dit effect te illustreren is in fig. 1 de zuurstofconsumptiesnelheid weergegeven, zoals die theoretisch berekend is voor een kaskadeschakeling van ideale mixers. De inhoud van deze publikatie ligt mede ten grondslag aan de wijze waarop deze berekeningen zijn uitgevoerd.

Uit deze figuur blijkt duidelijk de nivelerende werking van een gespreide voeding op de zuurstofbehoefte. Ook bij een toename van de ingangconcentratie aan substraat (van $L_1 = 250$ mg BOD/l tot $L_1 = 500$ mg BOD/l) blijkt bij step aeration de toename in de benodigde beluchtingscapaciteit voor iedere menger ongeveer even groot te zijn, in tegenstelling met het kopvoedingssysteem.

Zoals reeds eerder vermeld, zijn er verschillende theoretische studies aan het step aeration proces gewijd. De meest diepgaande is wel die van Erickson et al [5],

waarbij verschillende flow systemen onder toepassing van het step aeration procédé geoptimaliseerd en met elkaar vergeleken worden. Deze flow systemen omvatten een kaskadeschakeling van ideale mixers, de propstromer en een combinatie van propstromer en ideale mengers.

Indien deze systemen, onder overigens identieke kondities, met elkaar vergeleken worden, blijkt dat voor de propstromer met een uniforme voedingsverdeling over het gehele bassin het benodigde reaktorvolume steeds minimaal is. Het door Gould experimenteel geconstateerde bestaan van een kritische verblijftijd, waarboven het kopvoedingssysteem een grotere efficiency geeft dan het gespreide toevoersysteem, komt in hun model echter niet tot uitdrukking. Bovendien verwaarlozen Erickson et al in hun model de auto-oxidatie van het slib. Poloncsik et al [4] hebben eveneens een theoretische studie aan de optimalisering van het step aeration proces gewijd voor een kaskadeschakeling van drie ideale mixers. Om hun numerieke berekeningen te vereenvoudigen, veronderstellen zij echter een konstante specifieke groeisnelheid (d.w.z. onafhankelijk van de substraatconcentratie) door het gehele bassin; een benadering die echter te veel afwijkt van de realiteit. De onderhavige studie beoogt, zowel langs theoretische als experimentele weg, de proceskundige werking van het conventionele kopvoedingssysteem te vergelijken met die van het step aeration proces. Tot slot van deze inleiding een enkele opmerking over de naamgeving van het proces. De benaming step aeration suggereert eigenlijk een 'stapsgewijze' toevoer van luchtzuurstof aan het aeratiebassin. Derhalve zou het juister zijn te spreken over step-loading. In navolging van Gould zullen we echter de naam step aeration voor deze procesuitvoering blijven hanteren.

2. De snelheid van de microbiologische oxidatie

Alvorens het effect van een gespreide afvalwatertoevoer aan het aeratiebassin nader te bestuderen, dient eerst (overigens zeer summier) iets over de kinetiek van de biologische oxidatie vermeld te worden. Het aeratiebassin, waarin zich de microbiologische eliminatieprocessen voltrekken, is in feite een drie-fasen reaktiesysteem. Zuurstof wordt vanuit de gasfase overgedragen naar de vloeistoffase en samen met het opgeloste substraat gekonsumeerd door het actief slib (vaste fase). Aangezien directe zuurstofopname door de mikroorganismen vanuit luchtbellens meestal verwaarloosbaar is [10], de actief slib vlokken zeer klein zijn (ca. 100μ) en homogeen gedispergeerd door de vloeistof, kan het systeem in de regel echter als een homogeen

één-fase reaktiesysteem beschouwd worden. De konversiesnelheid van een homogene reaktie uitgevoerd in een kontinu doorstroomd systeem wordt in de regel bepaald door:

— de reaktiesnelheid, die veelal afhankelijk is van de concentratie van de bij de reaktie betrokken reaktanten;

— de verblijftijdverdeling van het reaktor-systeem;

— de wijze waarop deze verdeling tot stand komt, indien de reaktie niet van de nulde of de eerste orde is.

Op de invloed van de verblijftijdverdeling zal hier niet nader worden ingegaan (hiervoor wordt o.a. verwezen naar [11]).

Wat de kinetiek betreft, mag bekend verondersteld worden dat de eliminatie van afbreekbare verontreinigingen (substraat) door het actief slib plaats vindt in een gekompliceerde reeks van enzymgekatalyseerde reakties. De eerste theorie van dit type reakties in systemen met een constante enzymconcentratie is gegeven door Michaelis en Menten [12]. Monod [13] heeft aangetoond dat ook voor groeiende rein-kultures de groeisnelheid van de mikro-organismen (en daarmee gekoppeld de eliminatiesnelheid van het substraat) met de Michaelis-Menten relatie beschreven kan worden. Hoewel actief slib bepaald geen reinkulture genoemd kan worden, blijkt de relatie eveneens voor deze heterogene groep mikro-organismen goed te voldoen.

Naast groei van de mikro-organismen treedt echter ook auto-oxidatie op, waarvan de snelheid eerste orde in de slibconcentratie is. Voor de netto groeisnelheid van het slib volgt dan met de Michalis-Menten vergelijking:

$$\mu = \frac{1}{S} \frac{dS}{dt} = \mu_{max} \frac{L}{L + L_m} - K_2 \quad (1)$$

Hierin is:

- μ = relatieve groeisnelheid (uur⁻¹)
- S = actief slib concentratie (mg ds/l)
- t = tijd (uur)
- μ_{max} = maximale groeisnelheid (uur⁻¹)
- L = substraatconcentratie (mg BOD/l of mg COD/l)
- L_m = Michaelis-Menten konstante, die aangeeft bij welke substraatconcentratie de relatieve groeisnelheid de helft bedraagt van de maximale (mg BOD/l of mg COD/l)
- K_2 = auto-oxidatie konstante (uur⁻¹)

Door het invoeren van een yield-coëfficiënt Y (mg ds/mg BOD), die aangeeft welke fractie van het substraat in nieuw slib wordt omgezet, volgt voor de substraatverandering per tijdseenheid:

$$-Y \frac{dL}{dt} = \frac{dS}{dt} + K_2 S \quad (2)$$

3. Gespreide toevoer aan een propstroomer

Vereenvoudigd reaktiemodel

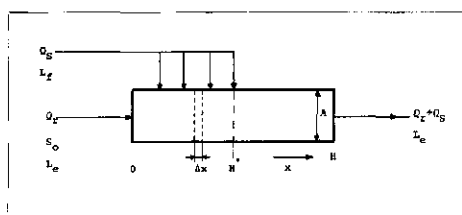
Vanuit proceskundig oogpunt zou men in eerste instantie verwachten dat een gespreide afvalwatertoevoer en het daardoor veroorzaakte 'kortsluiteffect' aan het einde van het bassin, ten koste zou gaan van de konversiegraad. Deze eerste 'gevoelsmatige' gedachtengang blijkt echter niet juist te zijn. Om dit te illustreren zal allereerst van een vereenvoudigd reaktiemodel worden uitgegaan. We zullen daartoe veronderstellen dat het aeratiebassin zich als een ideale propstroomer gedraagt en dat de Michalis-Menten konstante (L_m) evenals de auto-oxidatie konstante (K_2) in de vergelijkingen (1) en (2) verwaarloosbaar lage waarden hebben. Hoewel deze laatste aanname aanzienlijk van de realiteit afwijkt, kan op deze wijze een analytische oplossing van het probleem verkregen worden, die het mogelijk maakt de procesuitvoering op haar merites te toetsen en inzicht in de problematiek te verschaffen. Hiermee vereenvoudigen vergelijkingen (1) en (2) zich tot:

$$-Y \frac{dL}{dt} = \frac{dS}{dt} = \mu_{max} S \quad (3)$$

De verdere aannamen die in dit model gedaan zullen worden en waar in de praktijk overigens veelal aan voldaan wordt (of kan worden) zijn:

- het systeem verkeert in een stationaire toestand;
- de yield factor Y is slechts afhankelijk van de aard van het afvalwater en onafhankelijk van de leeftijd van de mikro-organismen;
- het zuurstof-toevoervermogen is voldoende groot, zodat de zuurstof concentratie geen limiterende groeifactor is;

Afb. 2 - Homogeen verdeelde toevoer aan een propstroomer over een fractie δ van de bassinlengte.



$$\left(Q_r + \frac{x}{H'} Q_s\right) L_x + \frac{\Delta x}{H'} Q_s L_f = \left(Q_r + \frac{x + \Delta x}{H'} Q_s\right) L_{x+\Delta x} + \frac{\mu_{max}}{Y} S_x A \Delta x \quad (4)$$

hoeveelheid substraat die per tijdseenheid het element Δx binnen stroomt vanuit het voorliggende bassingedeelte	hoeveelheid vers substraat die per tijdseenheid aan het element Δx wordt toegevoerd	hoeveelheid substraat die per tijdseenheid uit het element wordt afgevoerd door stroming	hoeveelheid substraat die per tijdseenheid in het element Δx weg reageert
---	---	--	---

— er is geen fysische transportlimitering voor zuurstof, noch voor substraat, zowel in de actief slib-vlok als in de vloeistoffase.

Tevens zullen we in dit vereenvoudigd model veronderstellen, dat de slibproductiesnelheid in het bassin als gevolg van groei en auto oxidatie, verwaarloosd kan worden ten opzichte van de slib recirculatiesnelheid. Dat ook aan deze benadering in het algemeen voldaan wordt, moge blijken uit [11]. In het geval van kopvoeding betekent dit, dat de slibconcentratie door de gehele reaktor konstant verondersteld mag worden. We beschouwen nu de propstroomer (doorstroomd dwarsoppervlak A m²) waaraan de voeding met een debiet Q_s (m³/uur)

homogeen verdeeld over een fractie $\delta = \frac{H'}{H}$ van de lengte van het bassin wordt toegevoerd (afb. 2).

De substraat-voedingsconcentratie bedraagt L_f (mg BOD/l), de effluentconcentratie L_e . Aan het begin van het bassin wordt het gerecirculeerde slib toegevoerd met een debiet Q_r (m³/uur), een slibconcentratie S_0 (mg ds/l) en een substraat concentratie L_0 . Bij deze laatste veronderstelling wordt ervan uitgegaan, dat er in de nabezinker geen noemenswaardige afbraak van substraat plaatsvindt, hetgeen waarschijnlijk gerechtvaardigd is door een aldaar optredend groot zuurstofdeficiet.

Aangezien er in het propstroommodel van uitgegaan wordt, dat er geen menging plaats vindt in axiale richting, varieert de concentratie van het substraat (en ook van het slib over het gedeelte van het bassin waaraan afvalwater wordt toegevoerd) van plaats tot plaats in het bassin. Derhalve dient een massabalans over het substraat opgesteld te worden over een differentieel element Δx : $0 \leq x \leq H'$ (zie afb. 2):

(zie vgl. (4)).

Aangezien er geen netto slibaanwas verondersteld wordt, geeft een massabalans over het slib van $x = 0$ tot $x = x$:

$$\left(Q_r + \frac{x}{H'} Q_s\right) S_x = Q_r S_0 \quad (5)$$

Met substitutie van

$$\alpha = \frac{Q_r}{Q_s} = \text{recirculatieverhouding}$$

$$\sigma = \frac{x}{H} = \text{dimensieloze bassinlengte}$$

$$u_x = \frac{1}{A} (Q_r + \frac{x}{H'} Q_s) = \text{plaatselijke vloeistofsnelheid}$$

$$u_0 = \frac{Q_s}{A} = \text{vloeistofsnelheid aan het begin van het bassin}$$

volgt uit vgl. (4) en (5) de differentiaalvergelijking:

$$d \left(\frac{u}{u_0} \cdot L \right) = \frac{L_f}{\delta} - \frac{\mu_{\max} H}{u_0} \frac{S_0}{Y} \frac{\alpha}{\left(\alpha + \frac{\sigma}{\delta} \right)} \quad (6)$$

De bijbehorende randvoorwaarde luidt: voor $x = 0$ is $Q = Q_r$, $L = L_e$ of

$$\text{voor } \sigma = 0 \text{ is } u = \alpha u_0, L = L_e \quad (7)$$

Voor $x = H'$ (of $\sigma = \delta$) volgt hiermee voor de substraatconcentratie L_{II} :

$$L_{II} = \frac{L_f}{1+\alpha} + \left(1 + \frac{1}{\alpha}\right) L_e - \frac{\alpha}{1+\alpha} \frac{\mu_{\max} H S_0}{u_0 Y} \ln \left(1 + \frac{1}{\alpha}\right) \quad (8)$$

Voor een differentieel element Δx gelegen tussen $x = H'$ en $x = H$ luiden de materiaalbalansen:

$$H' < x \leq H: (Q_r + Q_s) L_x = (Q_r + Q_s) L_{x+\Delta x} + \mu_{\max} \frac{S_x}{Y} A \Delta x \quad (9)$$

$$S_x = \frac{Q_r}{Q_r + Q_s} S_0 = \frac{\alpha}{1+\alpha} S_0 \quad (10)$$

Met substitutie van de eerder ingevoerde grootheden volgt hiermee de differentiaalvergelijking:

$$(1+\alpha) \frac{dL}{d\sigma} = - \frac{\mu_{\max} H}{u_0} \frac{S_0}{Y} \frac{\alpha}{1+\alpha} \quad (11)$$

De bijbehorende randvoorwaarde luidt: $\sigma = \delta$; $L = L_{II}$ (12)

Als oplossing volgt hiermee de effluentconcentratie L_e :

$$L_e = L_f \left(1 - \frac{\mu_{\max} H}{u_0} \frac{S_0}{Y L_f} \left(\frac{1-\delta}{1+\alpha} + \delta \ln \left(1 + \frac{1}{\alpha}\right) \right) \right) \quad (13)$$

Noemen we $\frac{\mu_{\max} H}{u_0} = Nrg$ het aantal

reaktietrappen voor groei, dan volgt voor de conversiegraad

$$f = \frac{L_f - L_e}{L_f} = Nrg \frac{S_0}{Y L_f} \left\{ \frac{1-\delta}{1+\alpha} + \delta \ln \left(1 + \frac{1}{\alpha}\right) \right\} \quad (14)$$

Met deze oplossing kunnen we de optimale waarde van δ berekenen waarvoor de conversiegraad f maximaal is, door te stellen:

$$\frac{\partial f}{\partial \delta} = 0$$

Uit vergelijking (14) kan gekonkludeerd worden dat deze gradiënt altijd een positieve waarde heeft, die onafhankelijk is van δ en derhalve zal f een grensmaximum vertonen voor $\delta = 1$. Dit betekent dat een homogeen verdeelde voeding over de volle lengte van het bassin een maximale conversiegraad geeft.

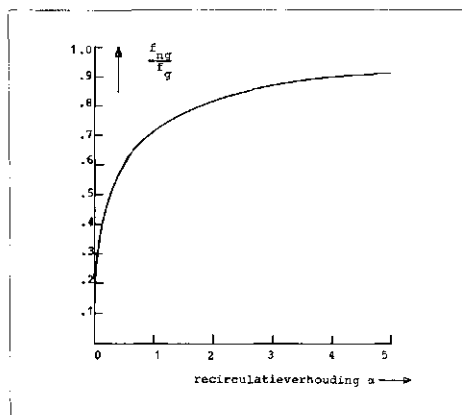
Vergelijken we nu de twee extreme gevallen van kopvoeding ($\delta = 0$) en volledig gespreide voeding ($\delta = 1$), dan volgt voor de bijbehorende conversiegraden f_{ng} resp. f_g uit vgl. (14):

$$\delta = 0: f_{ng} = Nrg \frac{S_0}{Y L_f} \frac{\alpha}{1+\alpha} \quad (15)$$

$$\delta = 1: f_g = Nrg \frac{S_0}{Y L_f} \alpha \ln \left(1 + \frac{1}{\alpha}\right) \quad (16)$$

Zoals weergegeven in afb. 3 hangt de verhouding $\frac{f_{ng}}{f_g}$ uitsluitend af van de recirculatieverhouding α :

Afb. 3 - De verhouding van de conversiegraden van een bassin met kopvoeding en een bassin met volledig gespreide toevoer als functie van de recirculatieverhouding α .



$$\frac{f_{ng}}{f_g} = \frac{1}{(1+\alpha) \ln \left(1 + \frac{1}{\alpha}\right)} \quad (17)$$

Bovendien is deze verhouding steeds kleiner dan 1, hetgeen wil zeggen, dat een volledig gespreide toevoer onder de gedane aannamen steeds een hogere conversiegraad geeft dan kopvoeding van substraat.

Het resultaat van vgl. (17) kan ook eenvoudig voorspeld worden door de conversiesnelheden in beide systemen met elkaar te vergelijken. Aangezien de reactiesnelheid van de eerste orde in de slibconcentratie verondersteld is (en nulde orde in de substraatconcentratie), verhouden de conversiegraden in beide systemen zich als de gemiddelde slibconcentraties.

Voor het kopvoedingssysteem (S_{ng}) en het volledig gespreide systeem (S_g) volgt voor deze concentraties mede aan de hand van vgl. (10) en vgl. (5):

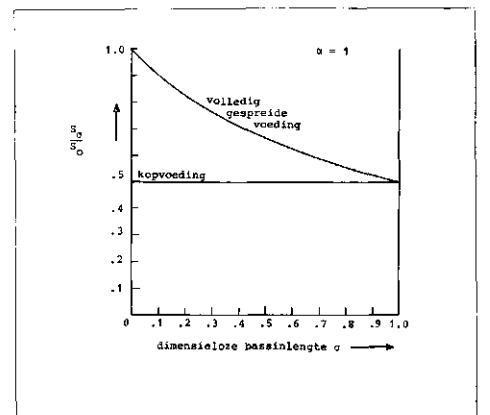
$$S_{ng} = \frac{Q_r}{Q_r + Q_s} S_0 = \frac{\alpha}{1+\alpha} S_0 \quad (18)$$

$$S_g = \int_0^1 S_{\sigma} d\sigma = \int_0^1 \frac{\alpha}{\alpha + \sigma} S_0 d\sigma = \alpha S_0 \ln \left(1 + \frac{1}{\alpha}\right) \quad (19)$$

Uit vgl. (18) en (19) volgt hiermee op eenvoudige wijze het resultaat van vgl. (17). In afb. 4 is voor een waarde $\alpha = 1$ het verloop van de slibconcentraties in het bassin voor beide uitvoeringswijzen nog eens grafisch weergegeven.

Hoewel in het voorgaande van een sterk vereenvoudigd reaktiemodel is uitgegaan, blijkt duidelijk dat onder de gedane aannamen het step aeration proces steeds een

Afb. 4 - Het verloop van de slibconcentratie door het bassin voor het geval van een volledig gespreide voeding en kopvoeding.



hogere konversiegraad oplevert dan het konventionele kopvoedingssysteem. In het deel II van dit artikel zal blijken dat bij toepassing van het realistische Monod-model en rekening houdende met auto-oxidatie, er een kritische verblijftijd (of algemener gezegd: een kritisch aantal reaktietrappen) bestaat, waarboven het kopvoedingssysteem het echter wint van het step-aeration proces. Zoals reeds eerder vermeld, is dit resultaat in overeenstemming met de experimentele ervaringen van Gould [3].

4. Experimentele werkwijze

De invloed van een gespreide afvalwater-toevoer is uit een oogpunt van verblijftijds-verdeling (zie H₂O; 6/75) experimenteel bestudeerd aan een laboratorium opstelling, bestaande uit twee kaskadeschakelingen van vijf ideale mixers (afb. 5a). Aan de ene kaskade vindt kopvoeding van een synthetisch substraat plaats, de ander wordt bedreven volgens het step-aeration procédé. De fermentoren waaruit beide kaskades zijn opgebouwd hebben ieder een effectieve inhoud van 1,8 l en zijn voorzien van keerschotten en overlooppijpjes (afb. 5b).

Om groei-limitering door een zuurstoftekort te voorkomen, wordt het beluchtingsdebiet aan iedere mixer zo hoog afgesteld, dat de zuurstof-koncentratie in de vloeistof minimaal 3 mg/l bedraagt. Temperatuur en pH worden op een konstante waarde van 20 °C resp. pH = 7 gehouden.

Het synthetisch afvalwater (voor de samenstelling zie Appendix I) wordt in gekoncentreerde (100 x) batches aangemaakt, gesteriliseerd en in de juiste verdunning met leidingwater kontinu aan het systeem toegevoerd (de COD van het influent bedraagt ca. 1200 mg COD/l).

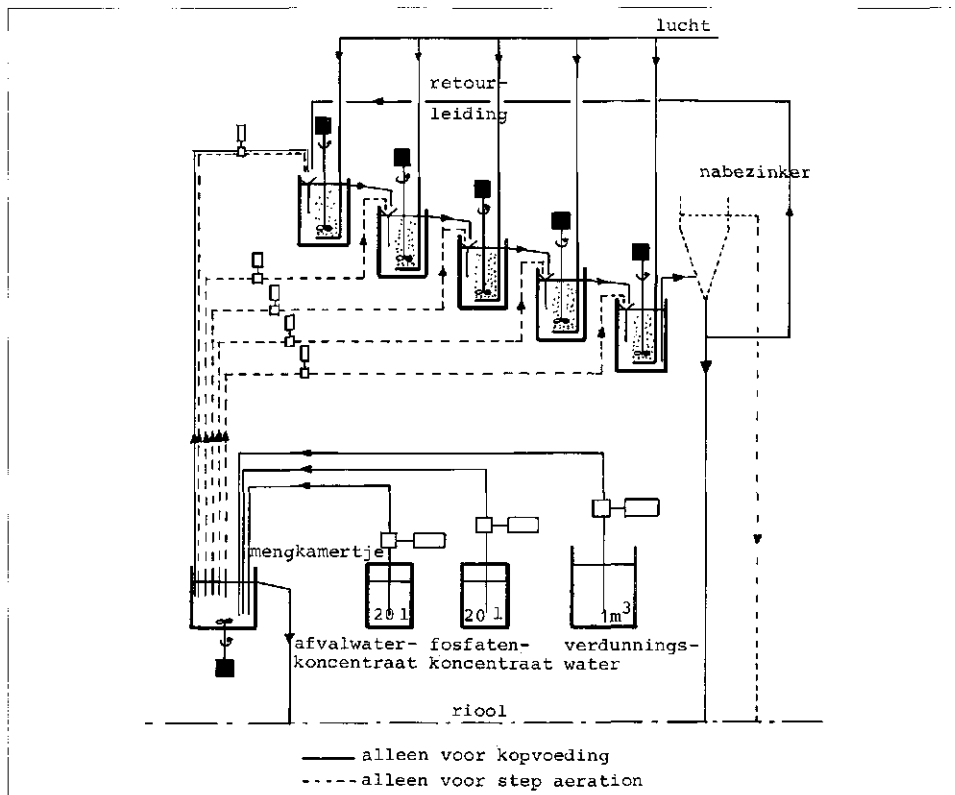
Sterilisatie van de gekoncentreerde oplossing vond aanvankelijk plaats in een autoklaaf bij 120 °C gedurende ca. 15 min.

Door de vorming van moeilijk afbreekbare karamellisatieproducten is in een later stadium overstapt op sterilisatie door filtratie met behulp van een persfiltertje.

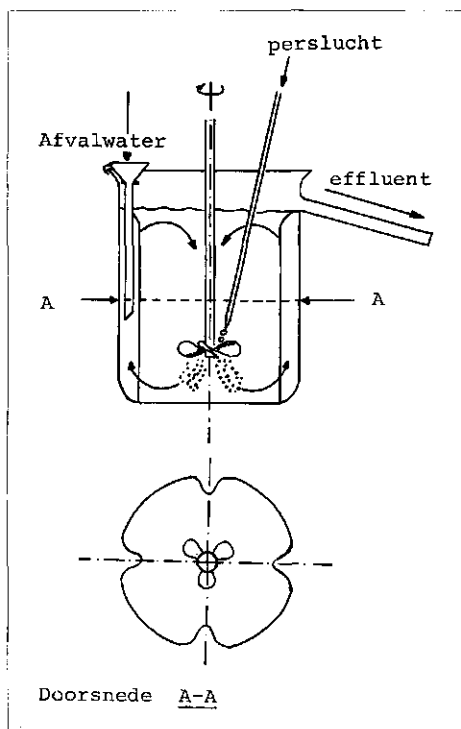
Dosering van de fosfaatoplossing vindt gescheiden plaats, omdat anders met de rest van het synthetisch medium bij de gebruikte hoge concentraties een neerslag gevormd blijkt te worden.

Het verdunnen van de genoemde concentraten geschiedt in een apart mengkamertje met een zeer korte verblijftijd. Groei van mikro-organismen in dit kamertje wordt hierdoor tot een minimum beperkt. Omdat aangroei aan de wanden in deze mengkamer, zowel als in de toevoerslangen niet geheel te voorkomen is, dienen deze regelmatig schoon gemaakt te worden (ongeveer éénmaal in de drie dagen).

Met deze opstelling zijn experimenten



Afb. 5a - Experimentele laboratorium opstelling van een kaskade van vijf ideale mixers voor kopvoeding en gespreide afvalwatertoevoer.



Afb. 5b - Fermentor.

verricht zowel zònder als mèt nabezinker. Bij de proeven zonder nabezinker wordt kontinu of diskontinu (afhankelijk van het toe te passen recirculatie-debiet) suspensie uit de laatste fermentor gerecirculeerd naar de eerste.

Inoculatie van het systeem vindt plaats met een weinig actief-slib uit de reinigings-installatie te Eindhoven. Afhankelijk van de toegepaste verblijftijd, maar meestal na 3 à 5 dagen, verkeert het systeem in een min of meer stationaire toestand en wordt begonnen met het nemen van monsters uit alle fermentoren en de van belang zijnde voedingsstromen.

Van deze monsters worden de slibconcentraties (uitgedrukt in mg droge stof/liter) en de substraat-koncentraties (uitgedrukt in mg COD/liter, in een later stadium TOC/liter) bepaald.

Aangezien het gebruikte synthetisch afvalwater niet geheel biologisch afbreekbaar is, althans componenten bevat die binnen een redelijke tijd niet geëlimineerd worden, is de zogenaamde 'rest concentratie' bepaald. Hiertoe werd effluent van beide systemen verzameld en in een batchreaktor gedurende langere tijd belucht. Na ongeveer 48 uur werd meestal een niet meer

TABEL I.

sterilisatiemethode	restsubstraatconcentratie in mg/l	
	autoklaaf	persfilter
COD analyse	275 mg	111 mg
L _f = 1200 mg COD/l	COD/l	COD/l
TOC analyse	90 mg	39 mg
L _f = 450 mg COD/l	TOC/l	TOC/l

veranderende substraatconcentratie gemeten. Voor de gemeten restconcentratie L_{rest} zie tabel I.

Appendix I

Kultuurmedium (synthetisch substraat)

De samenstelling van het bij de laboratoriumproeven gebruikte concentraat van het cultuurmedium is:

MgSO ₄ · 7 H ₂ O	100 gram
MnSO ₄ · 4 H ₂ O	1 gram
FeCl ₃ · 6 H ₂ O	.5 gram
CaCl ₂	50 gram
NH ₄ Cl	10 gram
pepton uit caseïne	500 gram
ureum	125 gram
glucose	600 gram
NaCl	20 gram
dubbelgedestilleerd water	10 liter

Het concentraat met de fosfaten is als volgt samengesteld:

KH ₂ PO ₄	100 gram
K ₂ HPO ₄	100 gram
dubbelgedestilleerd water	10 liter

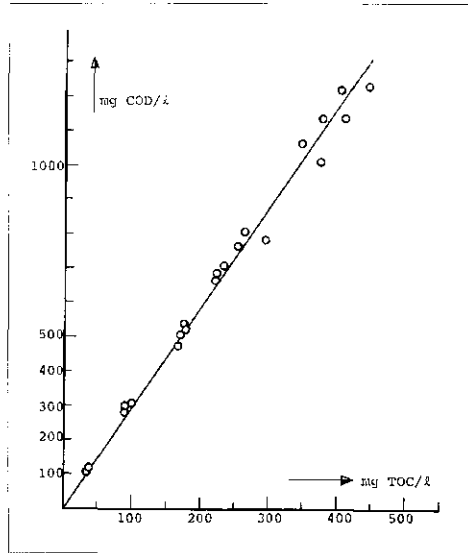
Verdunning van dit concentraat vindt plaats met leidingwater, zodanig dat de COD concentratie van het influent ca. 1200 mg COD/l bedraagt.

Zoals vermeld in 4, is in een later stadium van het onderzoek overgegaan van een COD- naar een TOC-analyse van dit medium.

Voor het experimenteel bepaalde verband tussen beide concentraties wordt verwezen naar afb. 6.

Symbolen

- α : recirculatieverhouding Q_r/Q_s
 δ : lengte fraktie met gespreide afvalwatertoevoer
 μ : relatieve groeisnelheid $\frac{1}{S} \frac{dS}{dt}$ (uur⁻¹)
 μ_{max} : maximale groeisnelheid
 σ : dimensieloze lengtecoördinaat
 τ_m : gemiddelde verblijftijd per menging (uur)
 τ_t : totale gemiddelde verblijftijd (uur)
 f : konversiegraad $\frac{L_f - L_e}{L_f}$
 f_{ng} : konversiegraad kopvoedingssysteem
 f_g : konversiegraad step aeration
 i : nummer van de menging in de kaskade
 l : dimensieloze substraatconcentratie L/L_f
 l_m : dimensieloze Michaelis-Menten konstante L_m/L_f
 ov : zuurstofbehoefte per volume- en tijdseenheid in het aeratiebassin (gO_2/m^3 , uur)



Afb. 6 - Experimenteel bepaald verband tussen COD en TOC concentratie van het gebruikte cultuurmedium.

- r : fraktie van de ingedikte slibstroom die gerecirculeerd wordt naar het aeratiebassin
 s : dimensieloze slibconcentratie
 t : tijdcoördinaat (uur)
 u : vloeistofsnelheid (m/uur)
 x : verhouding van het volumedebiet van ingedikte slibstroom tot het voedingsdebiet aan de nabezinker
 A : doorstroomd dwarsoppervlak (m²)
 H : lengte aeratiebassin (m)
 K_2 : auto-oxidatie snelheidskonstante (uur⁻¹)
 K_3 : endogene-respiratie konstante (gO_2/g ds, uur)
 L : substraatconcentratie ($gBOD/m^3$; $gCOD/m^3$; $gTOC/m^3$)
 L_m : Michaelis-Menten konstante
 L_f : substraatconcentratie in de voedingsstroom
 N : totaal aantal mengers in de kaskade
 N_{ra} : aantal reaktietrappen voor auto-oxidatie $K_2\tau_t$
 N_{rg} : aantal reaktietrappen voor groei $\mu_{max}\tau_t$
 Q_r : recirculatie-debiet (m³/uur)
 Q_s : voedingsdebiet vers afvalwater (m³/uur)
 S : slibconcentratie (g ds/m³)
 V_m : volume van één menging (m³)
 Y : yield coëfficiënt (g ds/gCOD)
 Z : zuurstof consumptiefactor ($gO_2/gCOD$)

