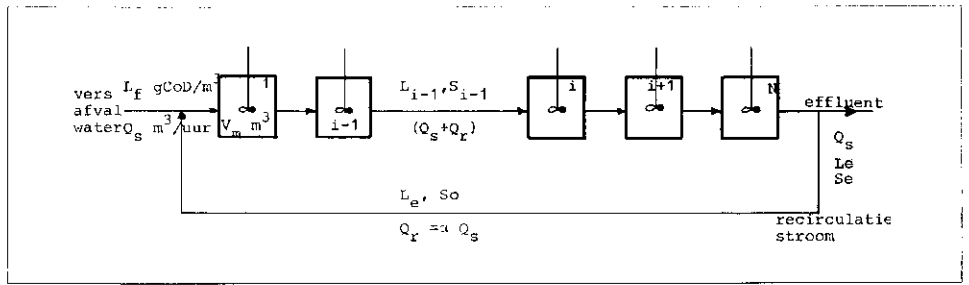


5. Model zonder nabezinker

Zoals in het voorgaande artikel (H₂O no. 9) is beschreven zijn experimenten uitgevoerd aan een opstelling met en zonder nabezinker. Allereerst zal het geval behandeld worden, dat er wel slibrecirculatie maar geen slib-indikking plaats vindt. Voor de overzichtelijkheid zullen de gevallen van kopvoeding en gespreide afvalwatertoevoer hierbij afzonderlijk behandeld worden.

5.1. Kopvoeding van substraat

Het processchema van deze uitvoeringswijze



Afb. 6 - Kopvoeding van substraat met slibrecirculatie zonder indikking. (Voor de betekenis der symbolen wordt verwezen naar de symbolenlijst.)



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

is weergegeven in afb. 6.

Met behulp van stofbalansen over slib en substraat in de afzonderlijke mixers kan het verloop van beide concentraties berekend worden, uitgaande van het kinetisch model beschreven in hoofdstuk 2, vgl. (1) en (2).

Voor een willekeurige menger i ($i \neq 1$) in de kaskade luiden deze balansen resp.:

$$(Q_r + Q_s) S_{i-1} + V_m \mu_{\max} \frac{L_i S_i}{L_m + L_i} = (Q_r + Q_s) S_i + V_m K_2 S_i \quad (20)$$

$$(Q_r + Q_s) L_{i-1} = (Q_r + Q_s) L_i + V_m \frac{\mu_{\max}}{y} \frac{L_i S_i}{L_i + L_m} \quad (21)$$

(De index i duidt hierbij op de concentraties in de betreffende menger).

Het biedt voordelen deze vergelijkingen dimensieloos te maken met behulp van de substituties:

$$\tau_m = \text{verblijftijd per menger} = \frac{V_m}{Q_s}$$

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

l_i = dimensieloze substraatconcentratie in

$$i^{\circ} \text{ menger} = \frac{L_i}{L_f}$$

l_m = dimensieloze Michaelis-Menten

$$\text{konstante} = \frac{L_m}{L_f}$$

s_i = dimensieloze slibconcentratie in

$$i^{\circ} \text{ menger} = \frac{S_i}{yL_f}$$

Hiermee volgt impliciet voor de slibconcentratie

tratie s_i en de substraatconcentratie l_i :

$$s_{i-1} = s_i (1 + \alpha + K_2 \tau_m - \mu_{\max} \tau_m \frac{l_i}{l_i + l_m}) / (1 + \alpha) \quad (22)$$

$$l_{i-1} = l_i (1 + \alpha + \mu_{\max} \tau_m \frac{s_i}{l_i + l_m}) / (1 + \alpha) \quad (23)$$

Voor de eerste menger luiden deze uitdrukkingen:

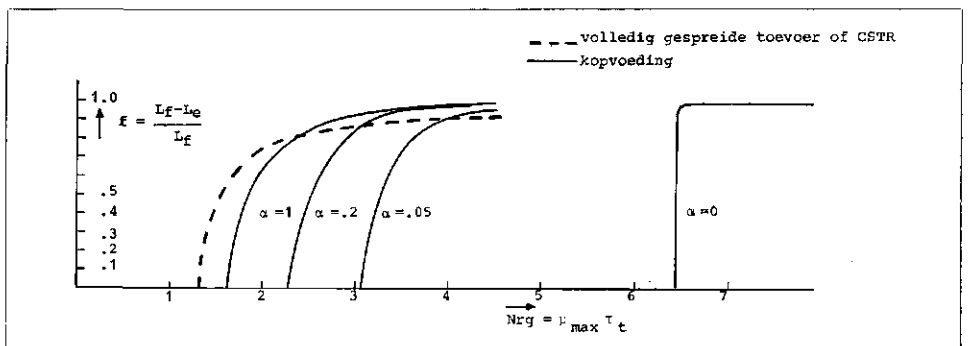
$$s_0 = s_e = s_1 (1 + \alpha + K_2 \tau_m - \mu_{\max} \tau_m \frac{l_1}{l_1 + l_m}) / \alpha \quad (24)$$

$$l_0 = l_e = l_1 (1 + \alpha + \mu_{\max} \tau_m \frac{s_1}{l_1 + l_m}) / \alpha - 1/\alpha \quad (25)$$

Dit stelsel vergelijkingen is analytisch niet oplosbaar voor $i \geq 3$. Derhalve zijn numerieke berekeningen uitgevoerd met behulp van een digitale computer. Aangezien het te ver zou voeren nader op dit programma in te gaan, zal hier volstaan worden met het vermelden van de resultaten. Deze zijn voor het systeem met kopvoeding grafisch weergegeven in afb. 7 (ononderbroken kurven).

In deze figuren is de conversiegraad $f = 1 - l_e$ weergegeven als functie van het aantal reaktietrappen, gedefinieerd volgens $N_{rg} = \mu_{\max} \tau_{\text{totaal}} = N \mu_{\max} \tau_m$ (in dit geval is $N = 5$).

Afb. 7 - De conversiegraad f als functie van het aantal reaktietrappen voor een kaskade schakeling van vijf ideale mixers (recirculatie van slib zonder indikking).



Hierbij is voor de auto-oxidatie snelheid een waarde van 3% van de maximale groeisnelheid genomen en voor de dimensieloze Michaelis-Menten konstante een waarde $l_m = 0,23$, waarden die voor het gebruikte substraat experimenteel bepaald zijn.

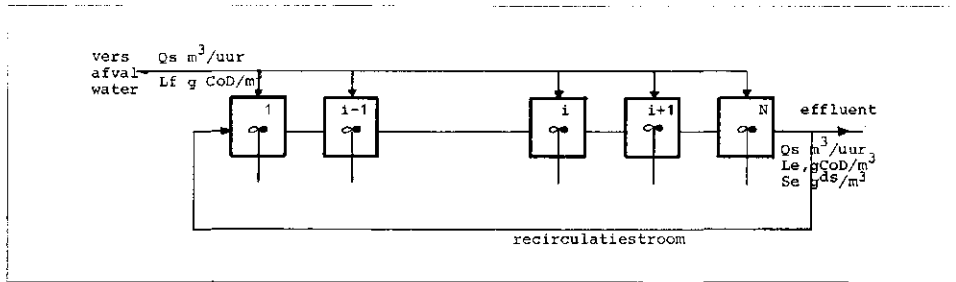
Uit afb. 7 kunnen een aantal belangrijke conclusies getrokken worden:

— Op de eerste plaats blijkt, dat het kopvoedingssysteem erg gevoelig is voor de waarde van de recirculatie-verhouding α . Voor iedere waarde van deze parameter is er verder een kritisch aantal reaktietrappen, waar beneden geen afbraak meer plaats vindt.

— Van de andere kant bestaat er voor iedere waarde van N_{rg} een minimale waarde van α om conversie te laten plaatsvinden. Het zal duidelijk zijn, dat beneden de kritische waarden van deze grootheden het reaktorsysteem leeggespoeld wordt: de netto groeisnelheid van de micro-organismen kan geen gelijke tred meer houden met de uitspoelsnelheid.

— Bij een waarde van $\alpha = 0$ neemt de conversiegraad zeer sterk toe met het aantal reaktietrappen bij overschrijding van de bijbehorende kritische waarde; een verschijnsel dat erg karakteristiek is voor dit type reacties.

— Voor $\alpha \rightarrow \infty$ nadert de conversiegraad naar een waarde weergegeven volgens de onderbroken lijn in afb. 7. Het zal duidelijk zijn dat het systeem voor grote waarden



Afb. 8 - Volledig gespreide toevoer van substraat. Slibrecirculatie zonder indikking.

van α nadert tot één groot ideaal gemengd systeem (Continuous Stirred Tank Reactor). Het bijbehorend kritische aantal reaktietrappen bedraagt in dit geval dan ook 1/5 van het aantal voor $\alpha = 0$.

5.2. Gespreide toevoer van substraat

Het processchema van deze uitvoeringswijze is weergegeven in afb. 8.

Op een analoge wijze als gebeurd is voor het systeem met kopvoeding, behandeld in 4.1., zouden weer materiaal balansen voor slib en substraat opgesteld kunnen worden voor iedere menger in de kaskade. Hierbij zou uiteraard rekening gehouden moeten worden met een stapsgewijze toename van het doorstroomdebiet in iedere menger als gevolg van de gespreide toevoer. Deze procedure is echter onnodig en te bewerkelijk!

Er kan namelijk aangetoond worden, dat zonder slibindikking het systeem zich gedraagt als één grote menger (CSTR) met een zelfde volume als dat van de totale kaskade. Aangezien het geven van het kwantitatieve bewijs te ver zou voeren, zal hier alleen getracht worden dit aanschouwelijk te maken.

We veronderstellen daartoe een kaskade van n gelijke ideale mixers, als weergegeven in afb. 9, waarin zich een willekeurige reactie voltrekt.

Aan iedere menger vindt een gelijke toevoer plaats met een debiet $\frac{1}{n} Q_s$. Aangezien de

gemiddelde verblijftijd in iedere menger hetzelfde is, zullen ook de effluentconcentraties van alle mixers gelijk zijn. Aangezien recirculatie van de effluentstroom van een ideale menger geen effect sorteert, maakt het ook niet uit of het effluent van de ene menger toegevoerd wordt aan de andere (aangegeven met de onderbroken lijnen in afb. 9).

Met andere woorden: het systeem gedraagt zich in dit geval als één grote ideale menger en uiteraard heeft ook recirculatie dan geen zin. (Het extreme geval van een propstroombassin met homogeen gespreide toevoer leidt derhalve ook tot hetzelfde

resultaat: het bassin gedraagt zich als één ideale menger!). Voor een CSTR luiden de materiaalbalansen over slib en substraat:

$$Q_s S_e = V \mu_{max} \frac{L_e S_e}{L_e + L_m} - V K_2 S_e \quad (26)$$

$$Y Q_s (L_f - L_e) = V \mu_{max} \frac{L_e S_e}{L_e + L_m} = Q_s S_e + V K_2 S_e \quad (27)$$

Hiermede volgt voor de substraat- en slibconcentratie in het effluent:

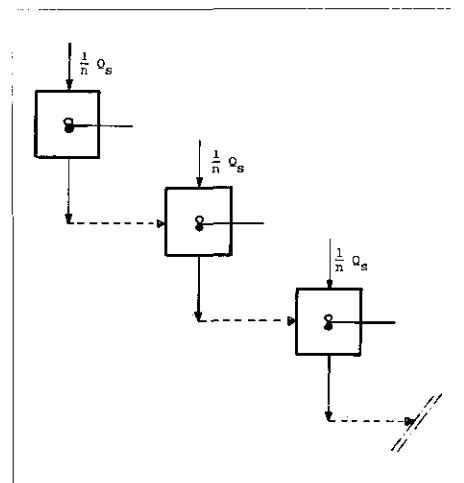
$$L_e = \frac{L_m}{\frac{\mu_{max} \tau}{1 + K_2 \tau} - 1} \text{ of } l_e = \frac{l_m}{\frac{N_{rg}}{1 + N_{ra}} - 1} \quad (28)$$

$$S_e = \frac{y(L_f - L_e)}{1 + K_2 \tau} \text{ of } s_e = \frac{1 - l_e}{1 + N_{ra}} \quad (29)$$

Voor dit systeem is de conversiegraad $f = 1 - l_e$ eveneens weergegeven in afb. 7 (onderbroken curve).

Uit deze afb. blijkt nu duidelijk dat beneden een kritisch aantal reaktietrappen, het step aeration proces (indien er geen slibindikking plaatsvindt, dus tevens een CSTR) een hogere conversiegraad oplevert dan het kopvoedingssysteem. Dit kritisch aantal

Afb. 9 - Kaskade schakeling van n ideale mixers met gespreide toevoer.



reaktietrappen is sterk afhankelijk van de recirculatieverhouding α van laatstgenoemd systeem. Oorzaak van deze hogere conversiesnelheid is het feit, dat bij lage waarden van het aantal reaktietrappen N_{rg} de slibconcentratie hoger is dan bij een ander systeem.

5.3. Meetresultaten

Zoals in 4.1. reeds vermeld is, zijn de groeikonstanten van het gebruikte synthetisch substraat gemeten aan een continu culture in een CSTR. De meetresultaten, die het gemiddelde zijn van circa 10 waarnemingen, zijn grafisch weergegeven in de afb. 10 en

11. In afb. 10 is de grootheid $\frac{L_f - L_e}{S_e}$

uitgezet als functie van de verblijftijd τ in de fermentor. Volgens vergelijking (29) levert dit een rechte op, die van de verticale as een stuk $\frac{1}{Y}$ afsnijdt en een helling heeft

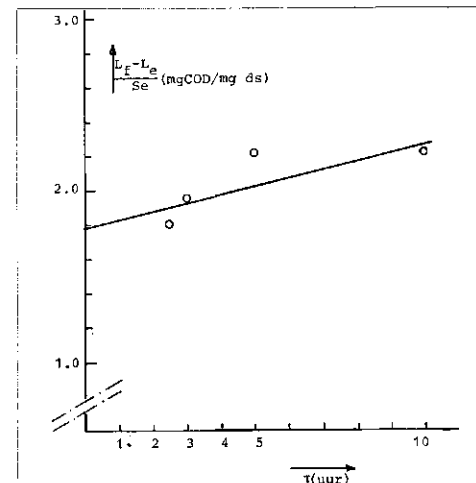
die gelijk is aan $\frac{K_2}{Y}$.

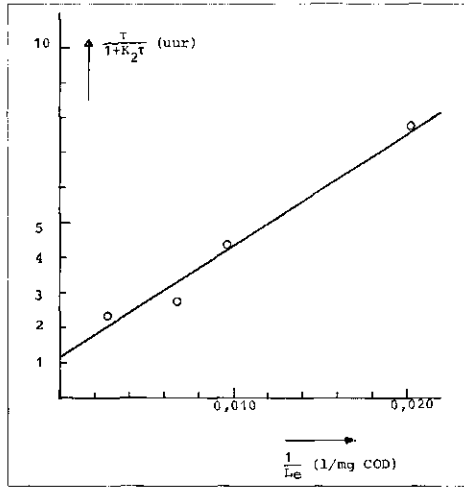
In afb. 11 is de grootheid $\frac{\tau}{1 + K_2 \tau}$ weergegeven als functie van de reciproke substraatconcentratie $\frac{1}{L_e}$.

Volgens vgl. (28) levert dit eveneens een rechte op met een afsnijding $\frac{1}{\mu_{max}}$ van de verticale as en een helling $\frac{L_m}{\mu_{max}}$.

(De substraatconcentraties L_e in beide figuren zijn effectieve concentraties, dat wil zeggen de gemeten COD-concentratie

Afb. 10 - Bepaling van de groeikonstanten Y (yield factor) en K2 (auto-oxidatiekonstante) in een CSTR.





▲Afb. 11 - Bepaling van de groeikonstanten μ_{max} (maximale groeisnelheid en L_M (Michaelis Menten konstante) in een CSTR.

vermindert met de restconcentratie zoals vermeld in 3).

Door lineaire regressie volgens de methode der kleinste kwadraten zijn hiermee de volgende waarden van de groeikonstanten bepaald:

- $\mu_{max} = 0,90 \text{ uur}^{-1}$
- $K_2 = 0,03 \text{ uur}^{-1}$
- $Y = 0,56 \text{ mg ds/mg COD}$
- $L_m = 287 \text{ mg COD/l}$ (effectieve waarde)

Voor de resultaten van de metingen die betrekking hebben op de kaskadeschakeling

met slibrecirculatie (zonder slibindikking) wordt verwezen naar de tabellen II en III. Tabel II toont voor het kopvoedings-systeem zowel de experimenteel gemeten conversiegraad in iedere menger als de met behulp van bovenstaande groeikonstanten theoretisch berekende waarde. De gevarieerde grootheden zijn de recirculatie-verhouding α en de gemiddelde verblijftijd τ in de gehele kaskade. In de tabel staan tevens de gemeten en theoretisch berekende dimensieloze slibconcentraties vermeld. Tabel III toont de resultaten voor het geval van een gespreide afvalwatertoevoer. Vergelijking van de gemeten conversiegraden laat zien, dat bij relatief korte verblijftijden (ca. 2 à 3 uur) step aeration het wint van het kopvoedings-systeem. (Vergelijk deze waarden met het theoretisch verloop weergegeven in afb. 7). Bij hogere verblijftijden is er geen uitgesproken verschil meer te constateren tussen beide systemen. Hoewel theoretisch bij een hoger aantal reaktietrappen het kopvoedings-systeem een hogere conversie zou moeten leveren, is deze voor beide systemen reeds zo hoog, dat verschillen door meeton nauwkeurigheden nauwelijks bepaald kunnen worden.

De meetwaarden van tabel III tonen verder duidelijk aan, dat zonder slibindikking het step aeration systeem zich inderdaad gedraagt volgens een CSTR. Hoewel de tabellen in het algemeen een redelijke overeenkomst tussen theorie en experiment vertonen, worden er ook grotere afwijkingen geconstateerd. Reden hiervan is waarschijnlijk het niet ideale karakter van de proefopstelling. Problemen zijn hierbij vooral ontmoet t.a.v.:

- slibhechting aan de wanden van de reaktoren;
- slibgroei op de wanden van het verdunningsvatje (zie afb. 5a) en de toevoerleidingen, waardoor hier reeds substraat-eliminatie plaatsvindt;
- de diskontinue werking van de slib-recirculatie-pomp.

Hierdoor is een nauwkeurige meting van de recirculatieverhouding niet goed mogelijk.

6. Model met nabezinker

In het voorgaande hoofdstuk is het geval behandeld dat er wel slibrecirculatie plaats vindt echter zonder slibindikking. Om een voldoende hoog slibniveau in het aeratiebassin te bewerkstelligen, vindt er in de praktijk echter meestal recirculatie van ingedikt slib plaats. In het navolgende zal blijken, dat dit geen wezenlijke verandering in de aanpak van het kopvoedings-systeem zal betekenen, echter wel voor het geval van een gespreide afvalwatertoevoer. Voor de

TABEL II - Experimenteel en theoretisch bepaalde waarden van de conversiegraad en slibconcentratie voor kopvoeding met recirculatie van niet ingedikt slib.

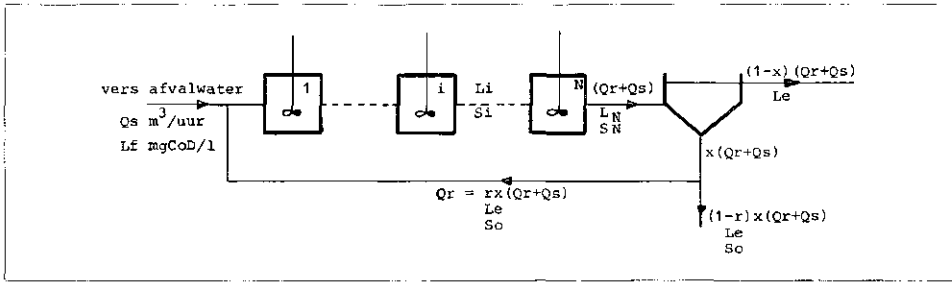
proces-parameters	α	.82		.92		.96		.93		.99		1.39		1.10		1.10			
		τ_{tot} (uur)		1.95		2.0		2.0		2.85		2.85		2.85		4.45		4.45	
analysemethode		COD		COD		COD		TOC		TOC		COD		TOC		TOC		TOC	
conversiegraad $f_1 = (U_f - L_1) / (U_f - L_{rest})$	no menger																		
	1	.23	.12	.24	.23	.37	.25	.40	.51	.63	.52	.39	.39	.59	.67	.65	.76	.65	
	2	.27	.14	.31	.27	.41	.28	.45	.60	.70	.61	.44	.43	.66	-	.78	.85	.78	
	3	.30	.17	.33	.31	.46	.33	.52	.70	.77	.71	.50	.48	.74	.93	.88	.96	.88	
	4	.34	.20	.39	.36	.52	.37	.55	.79	.86	.80	.53	.52	.82	-	.94	1.0	.94	
5	.37	.23	.45	.41	.57	.43	.59	.87	.91	.87	.55	.52	.88	.99	.98	1.0	.98		
slibconcentratie $s_1 = [S_1 / (U_f - L_{rest})] \cdot Y^{-1}$	1	.23	.12	.14	.22	.48	.24	.31	.48	.48	.49	.40	.38	.55	.55	.59	.60	.59	
	2	.27	.14	.16	.26	.55	.27	.35	.57	.53	.58	.40	.38	.63	-	.71	.69	.71	
	3	.31	.16	.18	.30	.70	.31	.41	.66	.58	.67	.42	.40	.70	.80	.81	.77	.81	
	4	.32	.19	.21	.34	.76	.36	.46	.75	.67	.75	.47	.45	.76	-	.86	.77	.86	
	5	.45	.22	.25	.39	.87	.41	.45	.81	.72	.82	.49	.46	.82	.85	.88	.56	.88	

E=experimenteel T=theoretisch

TABEL III - Experimenteel en theoretisch bepaalde waarde van de conversiegraad en slibconcentratie voor een uniforme gespreide afvalwatertoevoer. Wel slibrecirculatie, geen slibindikking.

proces-parameters	α	.82		.86		.89		1.25		.89		1.06		1.06		
		τ_{tot} (uur)		1.95		2.0		2.65		2.65		2.85		4.45		4.45
analysemethode		COD		COD		TOC		COD		TOC		TOC		TOC		
conversiegraad $f_1 = (U_f - L_1) / (U_f - L_{rest})$	no menger															
	1	.59		.57		.83		.68	.65		.97		1.0		.99	
	2	.59	↑	.56	↑	.78	↑	.69	.64	↑	.97	↑	-	↑	.99	↑
	3	.57	.65	.58	.63	.80	.81	.71	.66	.81	.97	.83	1.0	.91	.99	.91
	4	.61	↓	.58	↓	.80	↓	.71	.66	↓	.98	↓	-	↓	.99	↓
5	.56		.56		.77		.69	.66		.97		-		.98		
slibconcentratie $s_1 = [S_1 / (U_f - L_{rest})] \cdot Y^{-1}$	1	.82		.69		.75		.57	.56		.84		.78		.71	
	2	.67	↑	.71	↑	.69	↑	.60	.59	↑	.81	↑	-	↑	.71	↑
	3	.67	.61	.65	.59	.70	.75	.63	.62	.75	.81	.76	.77	.80	.77	.80
	4	.71	↓	.63	↓	.70	↓	.61	.60	↓	.80	↓	-	↓	.73	↓
	5	.73		.67		.69		.58	.57		.80		.77		.75	

E=experimenteel T=theoretisch



Afb. 12 - Kopvoeding van substraat met recirculatie van ingedikt slib.

overzichtelijkheid zullen beide systemen weer afzonderlijk behandeld worden.

6.1. Kopvoeding van substraat

Het processchema van deze uitvoeringswijze is weergegeven in afb. 12.

Indien we weer veronderstellen, dat het debiet van de gerecirculeerde slibstroom Q_r (m^3/uur) bedraagt, volgt hiermee voor het voedingsdebiet aan de nabezinker: $(Q_r + Q_s)$. Van deze hoeveelheid verlaat een fractie x de nabezinker met het ingedikte slib; de rest, een fractie $(1 - x)$, wordt afgevoerd als effluent.

Van de ingedikte slibstroom wordt een fractie r kontinuu gerecirculeerd, de rest, een fractie $(1 - r)$, wordt afgevoerd als spuislib.

Indien verondersteld wordt, dat alle slib in de nabezinker wordt afgescheiden, geldt voor de indikkingsfactor dat deze gelijk is

aan $\frac{1}{x}$. Uit een slibbalans over de indikker

volgt immers:

$$(Q_r + Q_s) S_n = x (Q_r + Q_s) S_o$$

derhalve: indikkingsfactor $= \frac{S_o}{S_n} = \frac{1}{x}$.

De reciproke indikkingsfactor x , de fractie r

en de recirculatieverhouding $\alpha = \frac{Q_r}{Q_s}$

kunnen niet onafhankelijk van elkaar gevarieerd worden.

Tussen deze grootheden bestaat een bepaald verband, waarvoor geldt:

$$Q_r = r x (Q_r + Q_s)$$

of

$$\alpha = r x (1 + \alpha) \tag{30}$$

In tegenstelling tot de systemen zonder nabezinker vertoont de recirculatieverhouding α een maximale waarde, opdat het slib in de nabezinker nog ingediktd wordt. Aangezien r steeds kleiner of hooguit gelijk één is, volgt uit (30):

$$\alpha \leq \frac{x}{1 - x}$$

Indien bijv. de indikking een factor 2

bedraagt, kan hier alleen aan voldaan worden indien $\alpha \leq 1$.

Voor de berekening van de concentratieprofielen van slib en substraat en daarmee de conversiegraad, kunnen weer, zoals in 5.1. is geschied, balansen over iedere menger worden opgesteld. Het is eenvoudig na te gaan dat de vergelijkingen (22) en (23) hiermee ongewijzigd blijven. Indien verondersteld wordt, dat in de nabezinker geen noemenswaardige substraatafbraak plaats vindt, blijft bovendien ook de 'randvoorwaarde' (25) voor het substraat ongewijzigd. Aan deze voorwaarde wordt in het algemeen voldaan door een veelal heersend zuurstofdeficiet in de nabezinker.

Slechts de 'randvoorwaarde' voor het slib (vgl. 24) wijzigt zich in zoverre, dat hiervoor nu geldt:

$$S_o = \frac{1}{x} S_n = S_1 (1 + \alpha + K_2 \tau_m - \mu_{max} \tau_m \frac{I_1}{I_1 + I_m}) / \alpha \tag{31}$$

De met behulp van de in 5.3. vermelde groeikonstanten numeriek berekende resultaten zijn weer voor een kaskadeschakeling van vijf mixers grafisch weergegeven in afb. 13 (getrokken kurven).

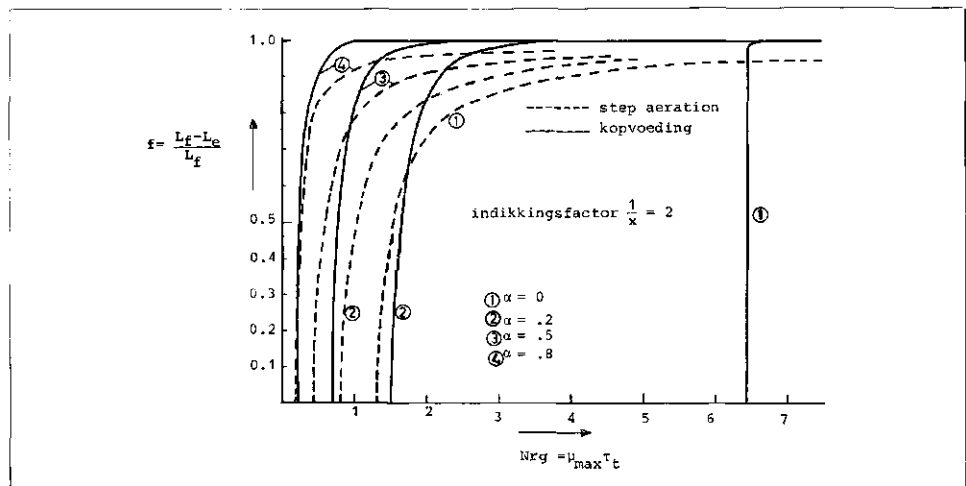
Vergelijking met de resultaten van afb. 7 laat zien, dat het algemene beeld ongewijzigd is gebleven. Door het recirculeren van ingediktd slib zal echter bij eenzelfde aantal reaktietrappen de slibconcentratie hoger zijn, waardoor de kurven naar links verschuiven. Het zal duidelijk zijn, dat de algemene konklusies getrokken in 6.1. daardoor niet zullen veranderen.

Zoals in het voorgaande is aangetoond, dient daarbij wel bedacht te worden, dat de recirculatieverhouding α niet willekeurig opgevoerd kan worden. Bij iedere waarde van de indikkingsfactor hoort een maximale α om deze indikking nog te kunnen realiseren.

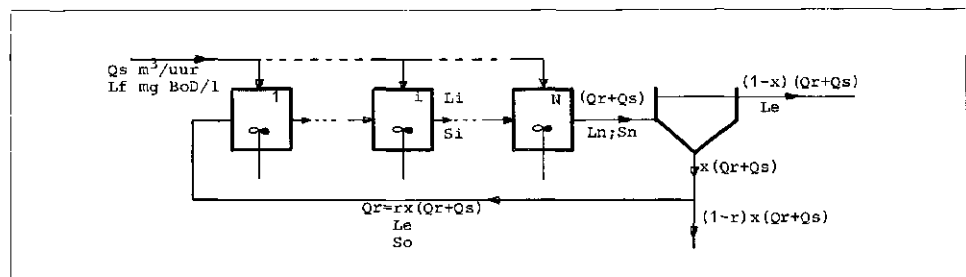
6.2. Gespreide toevoer van substraat

Het zal duidelijk zijn, dat door het recirculeren van ingediktd slib naar de eerste

Afb. 13 - De conversiegraad als functie van het aantal reaktietrappen voor kopvoeding en gespreide afvalwatertoevoer aan een kaskade van vijf ideale mixers. Recirculatie van ingediktd slib.



Afb. 14 - Gespreide toevoer van substraat met ingediktd slib.



menger in de kaskade een beschouwing als gegeven in 5.2. niet meer opgaat: het systeem gedraagt zich niet meer als één grote CSTR. Voor de oplossing van het probleem dienen slib- en substraatbalansen over iedere menger afzonderlijk te worden opgesteld. Aannemend dat iedere menger weer een gelijke fractie van het verse afvalwater krijgt toegevoerd, luiden deze balansen voor een willekeurige menger *i* in de kaskade (zie afb. 14):

$$(Q_r + \frac{i-1}{N} Q_s) S_{i-1} + V_m \mu_{max} \frac{L_i S_i}{L_i + L_m} =$$

$$(Q_r + \frac{i}{N} Q_s) S_i + V_m K_2 S_i$$

$$(Q_r + \frac{i-1}{N} Q_s) L_{i-1} + \frac{1}{N} Q_s L_f =$$

$$(Q_r + \frac{i}{N} Q_s) L_i + V_m \frac{\mu_{max}}{Y} \frac{L_i S_i}{L_i L_m}$$

$$s_{i-1} = (\alpha + \frac{i}{N} + K_2 \tau_m -$$

$$\mu_{max} \tau_m \frac{L_i}{L_i - L_m}) s_i / (\alpha + \frac{i-1}{N}) \quad (32)$$

$$l_{i-1} = \left\{ (\alpha + \frac{i}{N} + \mu_{max} \tau_m \frac{S_i}{L_i + L_m}) l_i \right.$$

$$\left. - \frac{1}{N} l_f \right\} / (\alpha + \frac{i-1}{N}) \quad (33)$$

Een aantal oplossingen zijn grafisch weergegeven in afb. 13 (onderbroken kurven) met de recirculatieverhouding α als parameter. Duidelijk blijkt, dat de waarde van α nu eveneens een grote invloed heeft op het verloop van het proces.

Vergelijking met de resultaten van het kopvoedingssysteem leert, dat ook nu weer geldt, dat beneden een 'kritisch' aantal reaktietrappen een gespreide toevoer van afvalwater een hogere conversiegraad oplevert. Boven dit kritische aantal voldoet het kopvoedingssysteem beter.

6.3. Meetresultaten

In tabel IV zijn de meetresultaten aan de laboratoriumopstelling vermeld voor het kopvoedingssysteem en het step aeration proces bij recirculatie van ingedikt slib. Tevens zijn weer in deze tabel de theoretisch berekende waarden van de conversiegraad en slibconcentratie in iedere menger vermeld. De overeenkomst tussen de experimenteel en theoretisch bepaalde waarden van de getabelleerde grootheden is in het algemeen redelijk. De experimentele problemen vermeld in 5.3., alsmede fluktuaties in de experimenteel gemeten indikkingsfactor, zijn ook hier weer oorzaak van meer of minder grote afwijkingen. Duidelijk blijkt de nivellerende werking van het step aeration proces boven kopvoeding op de substraatconcentraties in het gehele systeem. Zoals vermeld in 3. vindt dit zijn oorzaak in de slibconcentratie-gradiënt,

hetgeen door de experimentele waarnemingen bevestigd wordt.

7. Conclusies

Resumerend kunnen uit het voorgaande de volgende konklusies getrokken worden:

— Een gespreide afvalwatertoevoer (step aeration) aan een langwerpige aeratie-bassin (of een kaskade van mengers) biedt boven kopvoeding het voordeel, dat de substraatbelasting in het bassin in hoge mate geëgaliseerd wordt. Op deze wijze worden vrij uniforme condities in het bassin gekreëerd, hetgeen in het algemeen gunstig zal uitwerken op de activiteit van de actief-slib flora.

— Door de nivellerende werking is het step aeration proces minder gevoelig voor gif- en/of stootbelastingen, daar deze door de gehele slib flora worden opgevangen.

— Door het egaliseren van de substraatbelasting zal bij een gespreide afvalwatertoevoer ook de zuurstofbehoefte in het bassin in hoge mate geëgaliseerd worden. In de praktijk betekent dit een optimale benutting van een uniform verdeelde beluchtingscapaciteit (OC).

— Beneden een kritisch aantal reaktietrappen (d.w.z. verblijftijd) geeft het step aeration proces bij een gelijke activiteit van de slib flora een hogere conversiegraad dan het kopvoedingssysteem (boven dit kritische aantal is het omgekeerde het geval). In het geval dat de biologische oxidatie in

TABEL IV - Experimenteel en theoretisch bepaalde waarden van de conversiegraad en slibconcentratie voor kopvoeding en step aeration bij recirculatie van ingedikt slib.

Meetresultaten 'step aeration' met nabezinker

proces-parameters	α	.62	.31	.20				
	τ_{tot} (uur)	1.39	1.37	1.80				
$x = \frac{S_B}{S_R}$.51	.35	.83				
anlysemethode	TOC	E	T	E	T	E	T	
	konversiegraad $f_L = (L_f - L_i) / (L_f - L_{rest})$	no menger						
		1	.97	.91	.96	.92	.71	.65
		2	.99	.91	.97	.91	.70	.65
		3	.98	.90	.98	.90	.66	.64
		4	.99	.89	.96	.89	.64	.64
		5	.96	.88	.95	.87	.64	.64
		R	.97	.88	.94	.87	.62	.64
E _f	.97	.88	.96	.87	.59	.64		
slibconcentratie $s_L = (S_i / (L_f - L_{rest}))^{1/y}$	1	3.87	2.90	4.61	3.33	.45	.69	
	2	3.04	2.49	3.14	2.61	-	.66	
	3	2.19	2.20	2.69	2.20	.42	.64	
	4	2.30	1.99	1.89	1.93	.38	.63	
	5	1.87	1.83	2.21	1.74	.36	.62	
	R	3.66	3.59	6.27	4.97	.43	.74	
	E _f	.76	.74	1.05	.74	.40	.60	

E=experimenteel
T=theoretisch
R=retourleiding
E_f=effluent

Meetresultaten kopvoeding met nabezinker

proces-parameters	α	.59	.32	.16				
	τ_{tot} (uur)	1.30	1.44	2.08				
$x = \frac{S_B}{S_R}$.40	.33	.17				
anlysemethode	TOC	E	T	E	T	E	T	
	konversiegraad $f_L = (L_f - L_i) / (L_f - L_{rest})$	no menger						
		1	.73	.79	.64	.61	.65	.71
		2	.93	.95	.89	.85	.95	.92
		3	.97	.99	.98	.96	1.0	.99
		4	.99	.99	.99	.99	1.0	1.0
		5	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0
		R	.99	1.0	.97	1.0	.98	1.0
E _f	.98	1.0	.98	1.0	1.0	1.0		
slibconcentratie $s_L = (S_i / (L_f - L_{rest}))^{1/y}$	1	6.12	6.02	3.14	2.98	3.01	3.13	
	2	6.24	6.15	3.37	3.20	3.53	3.32	
	3	6.29	6.16	3.50	3.28	3.31	3.34	
	4	6.34	6.13	3.33	3.29	3.42	3.31	
	5	5.98	6.10	3.53	3.27	3.33	3.27	
	R	15.07	15.25	10.80	9.91	19.80	19.35	
	E _f	.52	.70	.82	1.15	.30	.76	

twee of meer trappen wordt uitgevoerd, ieder met een relatief laag aantal reaktie-trappen, is dit van bijzonder voordeel. In de praktijk zal dit het geval zijn in de behandeling van hoog gekoncentreerde afvalwaters, bijv. industriële afvalwaters, waarbij verschillende trappen gebruikt worden met het oog op de biologische stabiliteit.

— Het benodigde minimum aantal reaktie-trappen is bij een gespreide afvalwater-toevoer lager dan bij kopvoeding. Dit komt vooral tot uitdrukking bij lage waarden van de recirculatieverhouding. Dit impliceert een minder snel 'leegspoelen' van het biologisch systeem bij plotseling hoge toevoerdebieten.

Dankbetuiging

Deze studie kwam mede tot stand door bijdragen, in het kader van een afstudeer-opdracht, van de heren ir. P. H. A. M. J. de Bekker en ir. P. van Dijken.

Schrijver dezes is genoemde heren, alsmede de heer A. H. C. van den Oever, die het onderzoek naar de groeikonstanten verricht heeft, voor deze bijdragen zeer erkentelijk.

Literatuur

1. Arden, E.; Lockett, T.; *J. Soc. Chem. Ind.*, 33 (1914).
2. Mc.Kee, J. E.; Fair, G. M.; *Sewage Works J.*; 14, 121/145 (1942).
3. Gould, R. H.; *Sewage Works J.*; 14, 70/80 (1942).
4. Polonscik, S.; Grieves, R. B.; Pipes, W. O.; *Proc. 20th Ind. Waste Conf.*; Purdue University; Lafayette; 197/209 (1965).
5. Erickson, L. E.; Ho, Y. S.; Fan, L. T.; *J. Water Poll. Contr. Fed.*; 40 no. 5; 717/732 (1968).
6. Chu, G. C. Y.; Erickson, L. E.; Fan, L. T.; *Biotechnol. Bioeng.*; XVI, 231/250 (1974).
7. Sierp, F.; *Die gewerblichen und industriellen Abwässer*; Springer Verlag (Berlin); 304 (1959).
8. Sawyer, C. N.; *J. Water Poll. Contr. Fed.*; 37, no. 2, 151/162 (1965).
9. Eckenfelder, W. W.; O'Connor, D. J.; *Biological Waste Treatment*; Pergamon Press; 204 (1961).
10. Ottengraf, S. P. P.; *H₂O*; no. 8. 176/178 (1971).
11. Ottengraf, S. P. P.; *De Ingenieur*; 4; no. 20, Ch 39/50 (1971).
12. Michaelis, L.; Menten, H.; *Biochem. Z.*; 49, 333/369 (1913).
13. Monod, J.; *Ann. Rev. Microbiol.*; 3; 371/394 (1949).
14. Pallasch, O.; Triebel, W.; *Lehr- und Handbuch der Abwassertechnik*; Verlag Wilh. Ernst & Sohn; Berlin; 389 (1969).

