

1997-25_zuivering-stedelijk-afvalwater

stowa

Stichting Toegepast Onderzoek Waterbeheer

**Zuivering van stedelijk afvalwater
in een airlift-biofilmreactor**
Uitontwikkeling en demonstratie



97 25

**Zuivering van stedelijk afvalwater
in een airlift-biofilmreactor**
Uitontwikkeling en demonstratie

97 25

Arthur van Schendelstraat 816
Postbus 8090, 3503 RB Utrecht
Telefoon 030 232 11 99
Fax 030 232 17 66

Publicaties en het publicatie-
overzicht van de STOWA kunt u
uitsluitend bestellen bij:
Hageman Verpakkers BV
Postbus 281
2700 AC Zoetermeer
o.v.v. ISBN- of bestelnummer en
een duidelijk afleveradres.
ISBN 90.74476.89.9

INHOUDSOPGAVE

INHOUDSOPGAVE	i
TEN GELEIDE	ii
SAMENVATTING	1
1. INLEIDING	3
1.1 Historie	3
1.2 CIRCOX®-reactor met geïntegreerd anoxisch compartiment	5
1.3 Leeswijzer	6
2. DOEL EN AANPAK VAN HET DEMO-ONDERZOEK	7
3. MATERIAAL EN METHODEN	8
3.1 De demoreactoren	8
3.2 Monsternamen en analyses voor het demo-onderzoek	10
3.3 Defosfateringsproef met slib uit de demoreactoren	11
3.4 Respiratieproeven met slib uit de demoreactoren	11
3.5 Het flankerend onderzoek	11
4. RESULTATEN & DISCUSSIE	13
4.1 Karakterisering van het afvalwater	13
4.2 Hydrodynamica	16
4.3 Opstart	16
4.4 CZV- en BZV-verwijdering	17
4.5 Nitrificatie	22
4.6 Denitrificatie	29
4.7 Bio-P-accumulatie	34
4.8 Biomassa in de airliftreactoren	37
4.8.1 Biofilmontwikkeling in de demoreactoren	37
4.8.2 Biofilmstabiliteit	47
4.8.3 Processtabiliteit	48
5. DIMENSIONERINGSGRONDSLAGEN	49
5.1 Biologische dimensioneringsgrondblagen	49
5.2 Hydraulische dimensioneringsgrondblagen	49
5.3 Verwijdering van zwevende stof	49
6. TECHNISCH-ECONOMISCHE EVALUATIE	51
7. CONCLUSIES	56
8. REFERENTIES	58
9. AFKORTINGEN	60
BIJLAGE A: DEMO-ONDERZOEK	61
BIJLAGE B: FLANKEREND ONDERZOEK	67

TEN GELEIDE

Laboratoriumonderzoeken aan de driefasen-airliftreactor - die aanvankelijk door Gist-brocades was ontwikkeld voor de anaërobe zuivering van voorbehandeld farmaceutisch afvalwater - toonden aan dat deze reactor interessante perspectieven bood voor de aërobe behandeling van huishoudelijk afvalwater, met de vermindering van het benodigde reactoroppervlak, de geringe slibproductie, een hoog zuiveringsrendement en het optreden van nitrificatie als aantrekkelijke punten.

Uit een technisch-economische evaluatie voor verschillende systeemconfiguraties met een airliftreactor bleek dat de jaarlijkse kosten voor dergelijke systemen vergelijkbaar waren met die voor een conventionele referentie-installatie. Ontwikkelingen in de airlifttechnologie maakten het tevens mogelijk om via integratie van een anoxisch compartiment te denitrificeren. Deze stand van zaken maakte het interessant om op grotere schaal naar de eigenschappen van deze zuiveringstechniek, met betrekking tot huishoudelijk afvalwater, te kijken.

Van april 1994 tot half augustus 1996 werd de zuivering van huishoudelijk afvalwater onderzocht in airliftreactoren op semi-technische schaal op de rwzi Zaandam-Oost, met een programma van flankerend laboratorium-onderzoek ter ondersteuning, met als doel om onder meer meer inzicht te krijgen in de processtabiliteit, de biofilmvorming, ontwerpparameters en technisch-economische aspecten.

Het thans voorliggende rapport 97-25 "Zuivering van stedelijk afvalwater in een airlift-biofilmreactor; uitontwikkeling en demonstratie" beschrijft opzet en resultaten van dit onderzoek, dat aangeeft dat de airlifttechnologie technologisch en economisch een interessant alternatief voor de conventionele behandeling van huishoudelijk afvalwater kan zijn.

Het onderzoek werd uitgevoerd door het Instituut voor Milieuwetenschappen TNO, afdeling Milieubiotechnologie - thans TNO Milieu, Energie en Procesinnovatie, divisie Milieu & Procestechologie (projectteam bestaande uit ir. D.H. Eikelboom en ir. A. Mulder) en Paques Water Systems B.V. te Balk (projectteam bestaande uit mw. ir. C.T.M.J. Frijters en dr. R. Mulder). Het project werd namens de STOWA begeleid door een commissie bestaande uit ir. A.E. van Giffen (voorzitter), prof.dr.ir. J.J. Heijnen, ing. R. Kampf, ir. P.C. Stamperius en ir.T.W.M. Wouda.

Het onderzoek werd gefinancierd door de STOWA en uit de "Stimuleringsregeling voor collectief bedrijfsgericht technologisch onderzoek" van het ministerie van Economische Zaken.

Aan het onderzoek werden belangrijke bijdragen geleverd door het hoogheemraadschap van Uitwaterende Sluizen in Hollands Noorderkwartier en medewerkers van de rwzi Zaandam-Oost. De STOWA is hen daarvoor zeer erkentelijk.

Utrecht, juli 1997

De directeur van de STOWA

drs. J.F. Noorthoorn van der Kruijff

SAMENVATTING

Van april 1994 tot half augustus 1996 werd bij de rwzi Zaandam-Oost de behandeling van huishoudelijk afvalwater in airliftreactoren op semi-technische schaal onderzocht, met flankerende laboratorium-experimenten ter ondersteuning. Dit semi-technische onderzoek volgde uit eerder onderzoek op laboratoriumschaal met veelbelovende resultaten voor de CZV-verwijdering en nitrificatie. Een technisch-economische evaluatie toonde toentertijd aan, dat de investeringskosten van de airlifttechnologie lager en de bedrijfskosten hoger waren dan voor een conventioneel actief-slibstelsel. Hierbij werd reeds rekening gehouden met de nieuwe effluenteisen voor N en P, namelijk $N < 10 \text{ mg/l}$ en $P < 1 \text{ mg/l}$. Uit deze technisch-economische evaluatie kon worden geconcludeerd dat integratie van denitrificatie en optimalisatie van het belichtingsrendement de bedrijfskosten van de airlifttechnologie aanzienlijk zouden kunnen verlagen.

Inmiddels werd door PAQUES Water Systems een airliftreactor met een geïntegreerd anoxisch compartiment ontwikkeld, waarin het water/slib-mengsel afwisselend over het oxische en anoxische compartiment wordt gerecirculeerd door middel van een mammoetpomp. De ontwikkeling van deze denitrificerende airliftreactor maakt het mogelijk de bedrijfskosten van de airlifttechnologie, toegepast op huishoudelijk afvalwater, te verlagen. Het semi-technische onderzoek werd uitgevoerd in dit reactorsysteem. Het volume van de denitrificerende reactor bedroeg $3,4 \text{ m}^3$, waarvan 34% anoxisch was.

De zuiveringsprestaties van het reactorsysteem werden onderzocht met bovengenoemde effluenteisen als uitgangspunt. Parallel werd een standaard airliftreactor (met hetzelfde beluchte volume) bedreven om de resultaten van BZV-verwijdering, nitrificatie en slibontwikkeling te kunnen vergelijken. Aan de hand van de resultaten werden ontwerpparameters vastgelegd waarmee opnieuw een technisch-economische evaluatie werd uitgevoerd.

De reactoren werden de eerste 18 maanden gevoed met voorbezonden afvalwater. Vanwege een aanzienlijke recirculatie van water uit de oxidatiebedden naar de voorbezinkers van de rwzi Zaandam-Oost was het CZV in het influent dermate laag dat het moeilijk werd de reactoren voldoende hoog te belasten. Om deze reden werd overgeschakeld op ruw, gezeefd rioolwater. Om zowel bij DWA- als RWA-condities een zo reëel mogelijke belasting te kunnen handhaven, werd het debiet naar beide reactoren proportioneel gestuurd op het influentdebiet van de rwzi. Uit de resultaten is gebleken dat goede zuiveringsrendementen in beide airliftreactoren voor BZV-verwijdering en nitrificatie werden behaald. De CZV- en BZV-verwijdering waren in beide reactoren gelijk. Het BZV in gecentrifugeerd effluent voor zowel de periode met voorbezonden rioolwater als voor de periode met ruw rioolwater als influent bedroeg minder dan 10 mg/l .

De nitrificatierendementen in de airliftreactoren waren hoog. Voorwaarde hiervoor was dat de omzetbare-CZV-belasting hoger was dan $2,5 \text{ kg CZV}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ (dit kwam overeen met een totale CZV-belasting van $8,0 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$). In de periode dat gevoed werd met voorbezonden afvalwater kwamen situaties voor waarbij de belasting beduidend lager was. Bij deze lagere CZV-belastingen verslechterde de biofilmkwaliteit zodanig dat vanwege afslag van op de biofilmen ontwikkelde rafels, de nitrificerende bacteriën zich niet konden handhaven.

Uit de resultaten kon tevens worden geconcludeerd dat de nitrificatie minder temperatuurgevoelig was dan de nitrificatie in actief-slibsystemen. Bij temperaturen lager dan 13 °C werd in beide airliftreactoren tussen 0,4-0,7 kg N/(m³·d) omgezet.

Boven de 15 °C werd nagenoeg 100% van het ammonium genitrificeerd. In de airliftreactor met geïntegreerde denitrificatie, waarin de N-belasting op het oxische volume 1,5 maal hoger was dan in de standaard airliftreactor, werd tot 1,3 kg N/(m³·d) omgezet.

Gedurende het onderzoek was het denitrificatierendement optimaal. De denitrificatierendementen waren gelijk aan de rendementen die op grond van theoretische berekeningen zouden worden verwacht. Geconcludeerd kan worden dat de kinetiek van de airliftreactor met geïntegreerde denitrificatie vergelijkbaar is met die van een oxidatiecircuit.

Uit de resultaten is voorts gebleken dat de effluenteis van totaal-N < 10 mg/l niet altijd werd gehaald. Uitgaande van de afvalwaterkarakteristieken van het rioolwater in Zaandam-Oost en een anoxisch volume van 34 %, kan berekend worden dat aan deze eis ook niet voldaan kan worden; het anoxisch volume zou minstens 41 % moeten bedragen, waaraan constructie-technisch kan worden voldaan. Tevens bleek dat om een BZV in het effluent < 10 mg/l te kunnen bereiken, slibverwijdering als nabehandelingsschap noodzakelijk is. De vaste stof in het effluent bestond uit vaste stof uit het influent en in de reactor geproduceerd slib. De netto vastestofproductie bedroeg 0,06 kg VSS/kg T-CZV-influent (0,18 kg TSS/kg T-BZV-influent). Aangezien de bezinkingseigenschappen van de vaste stof in het effluent goed waren, zal in praktijk een goede vastestofverwijdering mogelijk zijn.

Opmerkelijk was dat door de seizoenen heen een grote verscheidenheid aan biofilmen werd waargenomen. Dit had echter geen invloed op de zuiveringsprestaties van het airliftsysteem. Hieruit kan geconcludeerd worden dat er sprake was van een stabiel zuiveringsproces.

In batch-testen werd aangetoond dat het slib uit de reactor met geïntegreerde denitrificatie, fosfaat accumuleerde. Biologische defosfatering behoort tot de mogelijkheden in dit reactorsysteem. Hieraan werd tijdens dit onderzoek verder geen aandacht besteed.

Uit de resultaten kan worden geconcludeerd dat op basis van de afvalwaterkarakteristieken van het rioolwater in Zaandam, bij een belasting van tenminste 8,0 kg CZV/(m³·d) in de airliftreactor en een anoxisch volumefractie van 41%, voldaan kan worden aan de effluenteisen. Hiervoor is een vastestof- en fosfaatverwijdering als nabehandeling noodzakelijk.

Met behulp van de resultaten van het onderzoek kon een technisch-economische evaluatie worden uitgevoerd. In de technisch-economische evaluatie werd een airliftreactor vergeleken met een laagbelast actief-slibstelsysteem (referentie-installatie) voor een capaciteit van 100.000 v.e.. De technisch-economische evaluatie wees uit dat de investeringskosten beduidend lager zijn dan die van een referentie-installatie. De bedrijfskosten, waarvan de kosten voor beluchting het grootste deel uitmaken, komen overeen met die van de referentie-installatie. Een effectieve zuurstofoverdracht van ongeveer 2 kg O₂/kWh werd bepaald.

De airlifttechnologie blijkt zowel technologisch als economisch een interessant alternatief voor de behandeling van huishoudelijk afvalwater, met name voor toepassing bij uitbreiding van bestaande rwzi's.

1. INLEIDING

1.1 Historie

Uit een literatuurstudie [20] bleek, dat de drie-fasen-airliftreactor, ontwikkeld door Gist-brocades voor de behandeling van anaëroob voorbehandeld farmaceutisch afvalwater [5], een interessante optie was voor de behandeling van huishoudelijk afvalwater. De belangrijkste voordelen van de drie-fasen-technologie, die de toepassing voor de behandeling van huishoudelijk afvalwater aantrekkelijk maken, zijn onder andere: vermindering van het benodigde reactoroppervlak en geringe slibproductie.

Aansluitend werd bij TNO in Delft verkennend (Fase I-)onderzoek [8] uitgevoerd naar de zuivering van stedelijk afvalwater in een drie-fasen-airliftreactor [8]. De resultaten van deze experimenten, die werden uitgevoerd op 2-liter- en 25-liter-schaal waren veelbelovend: hoge slib-op-drager-concentraties (10-40 g/l CZV-biomassa) en hoge zuiveringsrendementen voor CZV werden bereikt. Tevens bleek, dat ook nitrificatie optrad.

Op grond van de resultaten die voortkwamen uit het verkennend onderzoek [8] en uit bovengenoemd literatuuronderzoek werd besloten een Fase II-onderzoek bij TNO uit te voeren (1987-1989). De belangrijkste doelstelling van dit vervolgonderzoek was de verbetering van de processtabiliteit en het zuiveringsrendement. Uit de resultaten van dit onderzoek kon geconcludeerd worden, dat hoge CZV-omzettingssnelheden en nitrificatiesnelheden in een airliftreactor konden worden bereikt. Hierdoor waren veel hogere volumetrische CZV-belastingen (van 6-7 kg totaal-CZV/(m³·d), bij een HRT van 1,5-2,5 uur) mogelijk in vergelijking met een conventioneel actief-slibstelsysteem. Zwevend stof werd in dit systeem niet verwijderd. De slibproductie was vergelijkbaar met een laag belast actief-slibstelsysteem [12].

Op basis van de resultaten van de onderzoeken [8, 12] werd een technisch-economische evaluatie gemaakt, waarbij onderzocht werd wat de meest geschikte systeemconfiguratie was om de airliftreactor in een nieuwe of bestaande rioolwaterzuivering in te passen [9]. De evaluatie werd uitgevoerd zonder rekening te houden met stikstofverwijdering en fosfaatverwijdering.

Echter in de tussentijd werden internationale afspraken gemaakt, in het kader van het Rijn Actie Programma en Noordzee Actie Programma, voor de lozing van stikstof en fosfaat. Dit hield in dat verscherpte emissie-eisen werden opgesteld voor de lozing van N en P op oppervlaktewater.

Vanwege deze nieuwe eisen werd een nieuwe technisch-economische evaluatie uitgevoerd [21]. Er werd uitgegaan van de volgende effluenteisen: BZV < 10 mg/l, totaal-stikstofconcentratie < 10 mg/l en totaal-fosfaatconcentratie < 1 mg/l.

Er werden vijf verschillende systeemconfiguraties ontworpen, waarin de airliftreactor ingepast kon worden. Deze systeemconfiguraties werden vergeleken met een referentie-installatie (laagbelast oxidatiesysteem). In alle systeemconfiguraties werd de airliftreactor ingezet voor CZV-verwijdering en nitrificatie. Denitrificatie werd uitgevoerd in een separate denitrificatie-kolom. Uit dit onderzoek werd geconcludeerd dat de totale kosten voor de verschillende configuraties, vergelijkbaar waren met die van de referentie-installatie.

De investeringskosten van de airliftreactor waren lager en de bedrijfskosten hoger in vergelijking met de conventionele technologie. Voorts werd geconcludeerd dat op locaties waar onvoldoende oppervlak beschikbaar is voor de bouw van conventionele systemen de airliftreactor een goed alternatief is. Indien de bedrijfskosten gereduceerd zouden kunnen worden, zou dit voor de toepassing van de airlift-technologie gunstige perspectieven bieden.

De bedrijfskosten zouden gereduceerd kunnen worden door voor-denitrificatie of denitrificatie in de airliftreactor geïntegreerd uit te voeren, waardoor extra reactorvolume voor denitrificatie beperkt

blijft. Ook het toevoegen van chemicaliën zou tot een minimum beperkt blijven. Ook verlaging van het energieverbruik in de airliftreactor alsmede biologische defosfatering direct in de airliftreactor zouden de bedrijfskosten aanzienlijk kunnen verlagen.

Op grond van deze conclusies en op grond van de resultaten van de onderzoeken [8, 12] leek het zinvol om een proef op semi-technische schaal op te zetten [13] waarbij de N-verwijdering nader onderzocht zou worden (Fase III-onderzoek).

In de tussentijd (1991) werd de airlift-technologie (CIRCOX® technologie) van Gist-brocades aan PAQUES WS overgedragen. PAQUES WS ontwikkelde de airliftreactor verder. Vanwege de nieuwe internationale N- en P-eisen voerde PAQUES WS in 1992 laboratoriumproeven uit met de CIRCOX®-reactor met geïntegreerde denitrificatie. In deze proeven, die uitgevoerd werden met industrieel afvalwater, werden hoge nitrificatie- en denitrificatierendementen verkregen. Op grond van deze resultaten werd een ontwerp voor een CIRCOX®-pilot-reactor met geïntegreerde denitrificatie gemaakt en gebouwd. In deze reactor werd de stikstofverwijdering in anaëroob voorbehandeld brouwerij-afvalwater getest. Bij een gemiddelde CZV-conversie van 4,2 kg/(m³·d) werd 1,5 kg NH₄⁻-N/(m³·d) genitrificeerd en 1,2 kg N/(m³·d) verwijderd [11]. De denitrificatierendementen kwamen overeen met de theoretisch haalbare.

Vanwege de veelbelovende resultaten met de nieuw ontwikkelde reactor werd deze reactor ingezet als demoreactor voor het Fase III-onderzoek waarin de N- en P-verwijdering in de CIRCOX®-reactor met geïntegreerde denitrificatie op semi-technische schaal getest zou worden. TNO en PAQUES WS stelden samen een onderzoeksplan op met als doel ontwerpparameters te verkrijgen voor een full-scale-airliftreactor met geïntegreerd anoxisch compartiment. Hierbij vormden de technisch-economische aspecten een belangrijk aandachtspunt.

Het onderzoekprogramma bestond behalve uit een demonstratieproef op praktijkschaal ook uit een flankerend onderzoek op 25-liter-schaal. Het flankerend onderzoek werd door TNO in Delft uitgevoerd. In dit onderzoek werden o.a. de biofilmkwaliteit en de zuiveringsprestaties onderzocht bij verschillende dragerconcentraties.

Dit rapport zal voornamelijk ingaan op de resultaten van de demoproef waarbij alleen de relevante conclusies van het flankerend onderzoek worden vermeld. Voor de resultaten van het flankerend onderzoek wordt verwezen naar Bijlage B.

Het demonstratie-experiment duurde 27 maanden en werd uitgevoerd door PAQUES WS. De demo-installatie was opgebouwd uit twee airliftreactoren, een volledig oxische reactor en een airliftreactor met een geïntegreerd anoxisch compartiment. Deze airliftreactoren werden parallel onder dezelfde procesomstandigheden bedreven. In de reactoren werd voorbezonden en later ruw (1-mm gezeefd) rioolwater van de rioolwaterzuivering in Zaandam-Oost (Hoogheemraadschap Uitwaterende Sluizen in Hollands Noorderkwartier) behandeld.

Naast de resultaten van dit demo-onderzoek is ook de technisch-economische evaluatie in dit rapport opgenomen.

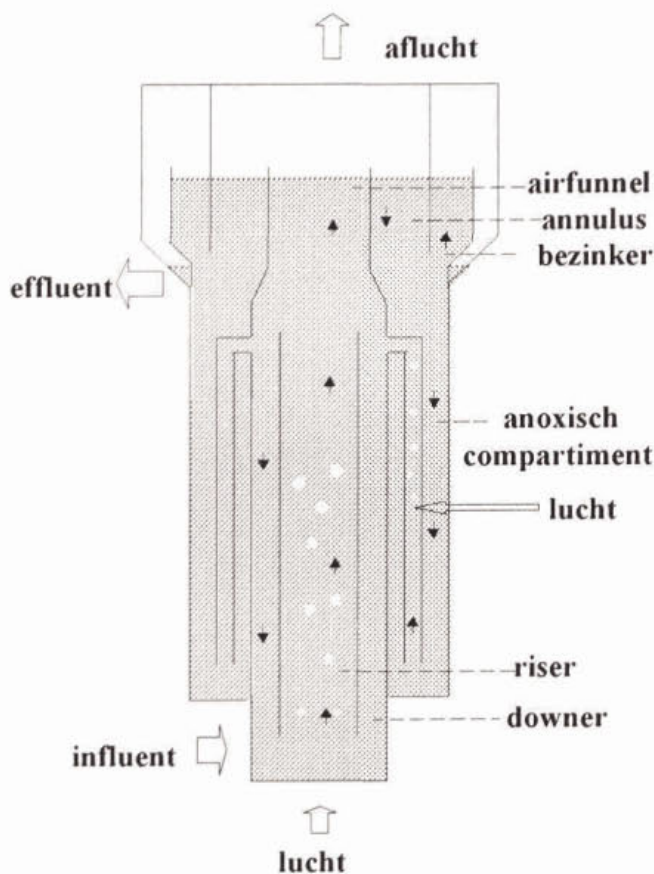
1.2 CIRCOX®-reactor met geïntegreerd anoxisch compartiment

De CIRCOX®-airlift-technologie met slib-op-drager wordt reeds succesvol in praktijk toegepast op anaëroob voorbehandeld farmaceutisch en brouwerij-afvalwater [6, 4]. Het principe van deze airliftreactoren wordt in onderstaande paragraaf beschreven.

Een airliftreactor bestaat uit twee cilinders waarvan de binnenste cilinder (de riser) belucht wordt. Hierdoor ontstaat een dichtheidsverschil tussen het water/slib-mengsel in de binnenste cilinder en de buitenste cilinder, waardoor een circulatie ontstaat over de binnenste cilinder (riser). Het slib-op-drager wordt door deze circulatie in suspensie gehouden. De lucht ontsnapt via de airfunnel. Het slib/water mengsel stroomt via de annulus naar de bezinker.

Vanwege de goede bezinkingseigenschappen (50-200 m/uur) van het slib-op-drager is slechts een kleine bezinker, die boven op de reactor geplaatst kan worden, nodig om biomassaconcentraties van 10-40 kg VSS/m³ in de reactor te handhaven.

De door PAQUES WS ontwikkelde airliftreactor met geïntegreerd anoxisch compartiment wordt schematisch in Figuur 1 weergegeven.



Figuur 1 CIRCOX®-reactor met een geïntegreerd anoxisch compartiment.

Dor middel van een mammoetpomp wordt het water/slib-mengsel over het oxische en anoxische compartiment gerecirculeerd. Door de luchttoevoer naar het recirculatiepijpe te variëren, kan het recirculatie-debiet nauwkeurig geregeld worden.

1.3 Leeswijzer

In het rapport worden voornamelijk de resultaten van het demo-onderzoek besproken. Alleen de belangrijkste resultaten van het flankerend onderzoek worden vermeld. Het merendeel van de resultaten van het flankerend onderzoek wordt in de bijlagen behandeld.

De opbouw van het rapport is de volgende:

In hoofdstuk 2 worden het doel en de aanpak van het demo-onderzoek besproken. In hoofdstuk 3 en 4 worden respectievelijk de materiaal en methoden en de resultaten van het demo-onderzoek besproken. De materiaal en methoden en resultaten van dat deel van het flankerend onderzoek dat rechtstreeks kan worden vergeleken met het demo-onderzoek, zoals defosfatering en biofilmkarakterisering, worden in deze hoofdstukken kort vermeld. In hoofdstuk 5 worden de dimensioneringsgrondslagen geformuleerd die verkregen zijn uit de resultaten van het demo-onderzoek. In hoofdstuk 6 wordt aansluitend een technisch-economische evaluatie gemaakt. In hoofdstuk 7 worden de belangrijkste conclusies van het onderzoek vermeld. In hoofdstuk 8 en 9 worden respectievelijk de referenties en de afkortingen vermeld. Tot slot, bevinden zich de bijlagen van het demo-onderzoek (Bijlage A) als van het flankerend onderzoek (Bijlage B) achterin het rapport. Het flankerend onderzoek dat in deze bijlage wordt beschreven, bestaat uit resultaten van proeven, waarin de stikstofverwijdering op laboratorium schaal onderzocht werd. Tevens wordt een overzicht gegeven van de resultaten van proeven, waarin de groei van (gehechte) biomassa in biofilmreactoren werd onderzocht, die sinds 1986 bij TNO werden uitgevoerd.

2. DOEL EN AANPAK VAN HET DEMO-ONDERZOEK

Het onderzoek kende twee doelstellingen.

De eerste doelstelling van dit onderzoek betrof het verkrijgen van ontwerpparameters voor een full-scale denitrificerende airliftreactor waarin huishoudelijk afvalwater wordt behandeld. In tegenstelling tot de meeste industriële afvalwateren varieert huishoudelijk afvalwater sterk in debiet, samenstelling en temperatuur. Dit beïnvloedt vooral de nitrificatie- en denitrificatiesnelheden. De effluentkwaliteit van de denitrificerende airliftreactor, als ook de parameters die de optimale stikstofverwijdering beïnvloeden, werden bij deze variërende procesomstandigheden bestudeerd. Er werd gestreefd naar een optimale stikstofverwijdering bij een zo hoog mogelijke CZV-belasting. Uitgangspunt m.b.t. de te behalen effluentkwaliteit zijn de effluenteisen zoals die door de overheid in de nabije toekomst worden gehanteerd: totaal-N < 10 mg/l en BZV < 10 mg/l. Omdat in de airliftreactor nauwelijks vaste stof wordt afgebroken, zal in de praktijk vaste-stof-verwijdering als nabehandeling toegepast moeten worden. Alhoewel het effluent in dit onderzoek niet werd nabehandeld, werd voor dit doel wel de kwaliteit van de vaste stof in het effluent bestudeerd.

De tweede doelstelling betrof het verkrijgen van inzicht in de technisch-economische haalbaarheid van de airlift-technologie toegepast op huishoudelijk afvalwater. Met behulp van de onderzoeksresultaten werd een technisch-economische evaluatie uitgevoerd.

Met het huidige concept van de denitrificerende reactor is het in beginsel niet mogelijk om fosfaat effectief te verwijderen. Toch is gedurende de proef enkele malen de defosfateringscapaciteit van het slib uit beide reactoren bepaald.

Gedurende 27 maanden werden de prestaties van de standaard airliftreactor en de reactor met geïntegreerd anoxisch compartiment bepaald aan de hand van de BZV-verwijdering, nitrificatie en denitrificatie. Om zowel bij DWA- als RWA-condities een zo reëel mogelijke belasting te kunnen handhaven, werd het debiet naar beide reactoren proportioneel gestuurd op het influentdebiet van de rwzi. Beide reactoren werden parallel bedreven onder gelijke procescondities. Hierdoor konden de resultaten van de BZV-verwijdering, van de nitrificatie en van de slibontwikkeling in de standaard airliftreactor worden gebruikt als referentie voor de resultaten van de denitrificerende airliftreactor.

3. MATERIAAL EN METHODEN

3.1 De demoreactoren

Afvalwater

Het afvalwater dat in de demoreactoren werd behandeld, was aanvankelijk voorbezonken rioolwater. Ongeveer 17 maanden na opstart werd overgeschakeld op ruw rioolwater dat gezeefd werd met een zeefbocht met een spleetwijdte van 1 mm.

Het afvalwater bestond voor 67% uit huishoudelijk afvalwater en voor 33% uit industrieel afvalwater. De pH van het afvalwater bedroeg 7 en de temperatuur van het water varieerde van 6 tot 24 °C gedurende het jaar. Voor de samenstelling van het afvalwater wordt verwezen naar paragraaf 4.1.

Dragermateriaal

Als dragermateriaal werd basalt (Basalt N.V., Schiedam, Holland) gebruikt. De deeltjes varieerden in diameter van 0,09 tot 0,30 mm. Bij de opstart werd 50 g kaal dragermateriaal per liter reactorinhoud toegevoegd.

Reactoren

Beide airliftreactoren waren uit roestvrij staal gemaakt. Het volume van het beluchte compartiment van beide reactoren bedroeg 2,28 m³. Eén reactor was uitgebreid met een onbelucht compartiment van 1,16 m³ (denitrificerende CIRCOX®-reactor). In de laatstgenoemde reactor werd het slib door middel van een mammoetpompwerking afwisselend over het oxische en anoxische compartiment gerecirculeerd. Beide reactoren hadden een vloeistofniveau van 7 m. Het bezinkeroppervlak van de denitrificerende en standaard reactor bedroegen respectievelijk 0,46 m² en 0,31 m². De hoogte van het anoxische compartiment bedroeg 5 m.

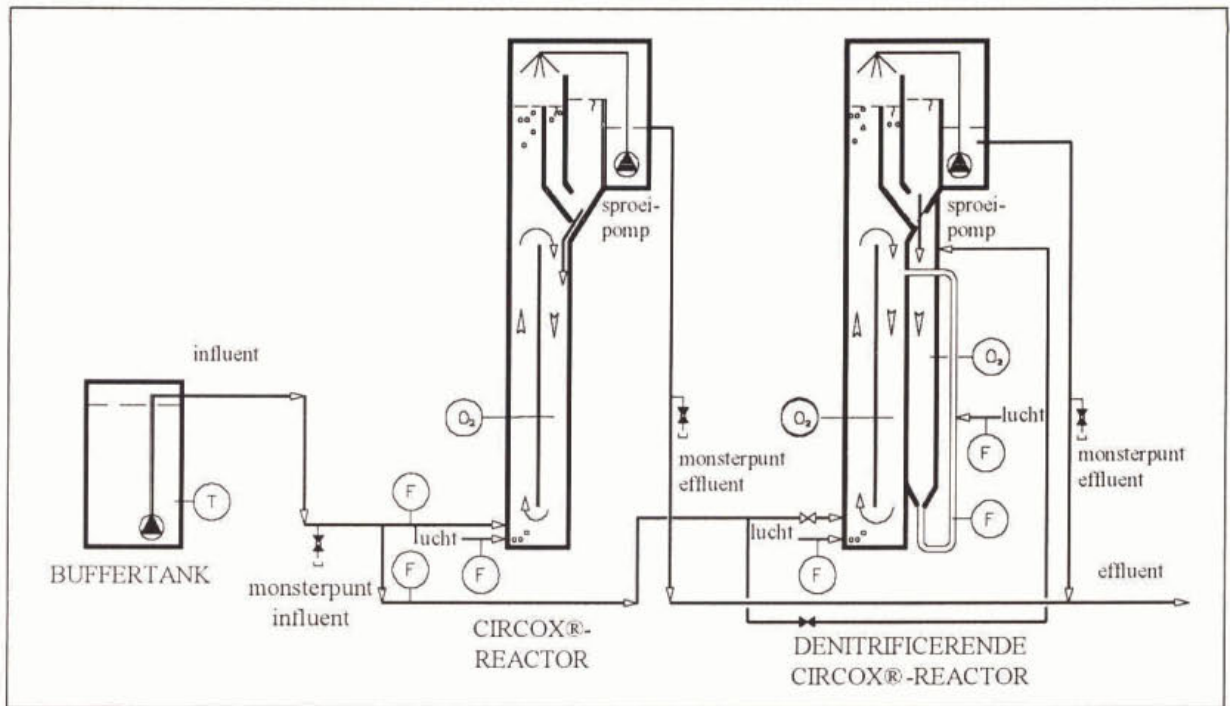
Het afvalwater werd de eerste 17 maanden vanuit een voorbezinker in de buffertank (2 m³) gepompt. De laatste 10 maanden werd afvalwater uit een rioolput via een zeefbocht, met een spleetwijdte van 1 mm, naar de buffertank gepompt. Vanuit de buffertank werd afvalwater naar de beide reactoren gepompt, die parallel werden gevoed (Figuur 2).

Procesvoering

Onder DWA-omstandigheden werden de reactoren bedreven bij verblijftijden van 1,3 tot 2,7 uur. Onder RWA-omstandigheden werden de verblijftijden automatisch verkort tot tijden tussen de 1,3 en 1,5 uur. Tijdens het overgrote deel van de proefperiode was de verhouding in debiet tussen de RWA- en DWA-omstandigheden een factor 1,5. Op deze manier werden praktijk DWA/RWA-omstandigheden zoveel mogelijk gesimuleerd.

De luchtdebieten naar beide reactoren werden, afhankelijk van de zuurstofvraag, tussen 10-50 nm³/uur geregeld. De bijbehorende superfiële gassnelheden (betrokken op het totale reactoroppervlak) lagen tussen 1 en 4 ncm/s. De luchtdebieten en superfiële gassnelheden zijn in dit rapport omgerekend naar een standaarddruk van 1 bar (alhoewel de luchtdebieten en de hieruit berekende gassnelheden genormaliseerd zijn, is niet gecorrigeerd voor de temperatuur; deze correctiefactor bleek, binnen de heersende temperaturen, binnen de meetfout van de debietmeting te liggen).

Het luchtdebiet voor de mammoetpompwerking was laag ten opzichte van de hiervoor genoemde luchtdebieten. Voor een recirculatie van afvalwater van 8-13 m³/uur was een luchtdebiet van 1-2,5 nm³/uur nodig.



Figuur 2 Schematische weergave van de demo-plant te Zaandam.

Metingen

Water- en luchtdebieten werden on-line gemeten met respectievelijk variomag-meters ((Endress + Hauser B.V., Maulburg, Duitsland) en roots-meters (Dresser Ind. Prod. B.V., Warrington, Engeland). Vloeistofsnelheidsmetingen werden uitgevoerd in de riser van beide reactoren met een biaxiale elektromagnetische snelheidsmeter, P-EMS met een E40-probe (Delft Hydraulics, Delft, Nederland). De zuurstofconcentraties in de oxische en anoxische compartimenten werden on-line gemeten met een 905/COS 1 meeteenheid (Endress + Hauser, Warrington, U.K.).

Regelmatig werden in het anoxische compartiment zuurstofprofielen gemaakt door in het anoxische compartiment een zuurstofelektrode te laten zakken (oxi-196/EOT 196 elektrode, Retsch B.V., Ochten, Nederland).

De zuurstofoverdrachtscoëfficiënt ($k_L A$) werd voor beide demoreactoren meerdere malen bepaald uit het product van de zuurstofoverdrachtsnelheid (ZOS) en het deficit van opgeloste zuurstof (opgeloste zuurstofconcentratie van met zuurstof verzadigd gefiltreerd effluent (c^*) - opgeloste zuurstofconcentratie in reactor (c_{ol})), m.a.w. $k_L A = ZOS / (c^* - c_{ol})$. De zuurstofoverdrachtsnelheid werd berekend uit de hoeveelheid zuurstof die verbruikt werd voor de omzetting van CZV en voor de nitrificatie. Hierbij werd het zuurstofverbruik voor CZV-omzetting en nitrificatie stoichiometrisch berekend uit de gemeten CZV en NH_4-N concentraties in het in- en effluent. Deze waarde werd gecorrigeerd voor de hoeveelheid CZV die gebruikt werd voor denitrificatie. De zuurstofconcentratie in het effluent werd een aantal malen handmatig bij verschillende temperaturen gemeten.

Met behulp van de bepaalde $k_L A$ en de superficiële gassnelheid ($V_{gas_{sup}}$) kon de proportionaliteitsfactor (C) voor verschillende temperaturen bepaald worden uit de volgende vergelijking: $k_L A = C * V_{gas_{sup}}$.

3.2 Monsternamen en analyses voor het demo-onderzoek

De volgende analyses werden regelmatig uitgevoerd:

Totaal Chemisch Zuurstofverbruik (T-CZV), Chemisch Zuurstofverbruik in supernatant na centrifugeren (5 minuten, 1500 G) (S-CZV), Colloïdaal Chemisch Zuurstofverbruik in supernatant na centrifugeren (5 minuten, 1500 G) (C-CZV), Totaal Biologisch Zuurstofverbruik (T-BZV), Biologisch Zuurstofverbruik in supernatant na centrifugeren (5 minuten, 1500 G) (S-BZV), Totaal-Kjeldahl-stikstof (T-NK_j), Kjeldahl-Stikstof in supernatant na centrifugeren (5 minuten, 1500 G) (S-NK_j), Ammonium-Stikstof (NH₄⁺-N), Nitraat-Stikstof (NO₃⁻-N), Nitriet-Stikstof (NO₂⁻-N), Totaal-fosfaat-Fosfor (T-PO₄³⁻-P), Ortho-fosfaat-Fosfor (o-PO₄³⁻-P), Total Suspended Solids (TSS), Volatile Suspended Solids (VSS).

De monsters waarin bovenstaande analyses werden uitgevoerd, werden genomen volgens onderstaand monsternameschema (Tabel 1)

analyse	Influent	Reactoren	Effluent
T-CZV	2/w	1/2w (tijdens opstart)	2/w
S-CZV	2/w		2/w
C-CZV	1/2w		1/2w
Bezinkbare fractie (CZV)	1/2w		1/2w
T-BZV	1/2w		1/2w
S-BZV	1/2w		1/2w
T-NK _j	2/w		2/w
NH ₄ -N	2/w		2/w
Anion (NO ₂ ⁻ -N, NO ₃ ⁻ -N, o-PO ₄ ³⁻ -P)	2/w		2/w
T-PO ₄ ³⁻ -P	1/2w		1/2w
TSS	2/w	1/w	2/w
VSS	2/w	1/w	2/w
slibvolume ml/l		2/w	
VFA	1/2w		1/2w
Zuurstofgehalte in het afgas		2/w	

Tabel 1 Frequentie van monsternamen in het influent, effluent en in de demoreactoren.
1/w = 1/ per week; 2/w = 2/ per week; 1/2w = 1/ per 2 weken.

De T-CZV- en T-PO₄³⁻-P-analyses werden uitgevoerd met behulp van colorimetrisch analysemethoden (Dr. Lange Benelux, Tiel, Nederland). De S-CZV-, NH₄⁺-N-, NO₂⁻-N-, NO₃⁻-N- en

$o\text{-PO}_4^{3-}\text{-P}$ -concentraties werden bepaald in het supernatant van gecentrifugeerde monsters (5 minuten, 1500 G) met behulp van colorimetrische analysemethoden (Dr. Lange Benelux, Tiel, Nederland). C-CZV-concentraties werden als volgt bepaald: aan 100 ml supernatant van een gecentrifugeerd monster werd 1 ml van een 100 mg/l zinkacetaat-oplossing toegevoegd. Hierna werd de pH met NaOH op 10,4 gesteld en langzaam geroerd. Om een goede uitvlokking te verkrijgen werd het monster enkele minuten weggezet. Hierna werd het decantaat gecentrifugeerd. In het supernatant van dit monster werd het CZV colorimetrisch bepaald. De C-CZV-concentratie werd berekend uit het verschil tussen de S-CZV-concentratie en de CZV-concentratie in het hierboven genoemde monster. Het CZV van het bezinksel kon bepaald worden door het verschil te bepalen tussen het totale CZV en het CZV van de bovenstaande vloeistof na een half uur bezinken van een afvalwatermonster.

De T-NK_j-, T-BZV-, S-BZV- en de S-NK_j-concentraties (de laatste twee na centrifugerend gedurende 5 minuten bij 1500 G) werden bepaald volgens de Nederlandse NEN-standaarden. Ook de TSS- en VSS-concentraties werden bepaald volgens de NEN-standaarden. Regelmatig werden ook de T-CZV-analyses via de NEN-standaarden bepaald.

3.3 Defosfateringsproef met slib uit de demoreactoren

Het fosfaatgehalte in het slib van beide reactoren werd als volgt bepaald:

Aan 1-liter reactorinhoud van beide reactoren werd 1 g CZV-Na-acetaat/l toegevoegd. Tijdens de meting was de pH=7, de T= 18-20 °C en de O₂= 0 mg/l. In beide oplossingen werd op t=0 de fosfaatconcentratie gemeten. Na 2 ½ uur werd de fosfaatconcentratie nogmaals gemeten.

3.4 Respiratieproeven met slib uit de demoreactoren

Respiratieproeven werden uitgevoerd (conform een methode ontwikkeld door TNO-MEP beschreven in: "Activiteitsmetingen met behulp van de respirometer", werkvoorschrift MTB\SB\025, TNO-MEP, Delft, Nederland) met slib uit de denitrificerende en de standaard airlifreactor.

3.5 Het flankerend onderzoek

Voor de ondersteunende laboratoriumexperimenten werden dezelfde 25-l reactoren gebruikt als bij de vooronderzoeken [12]. Bij het experiment met een geïntegreerd anoxisch compartiment werd een afgasrecirculatie toegepast om bezinken van de (begroeide) drager te voorkomen. Voor een schets van deze reactoren wordt verwezen naar Bijlage B1. De reactoren werden gevoed met voorbehandeld (zeefbocht; 0,15 mm) rioolwater uit Delft.

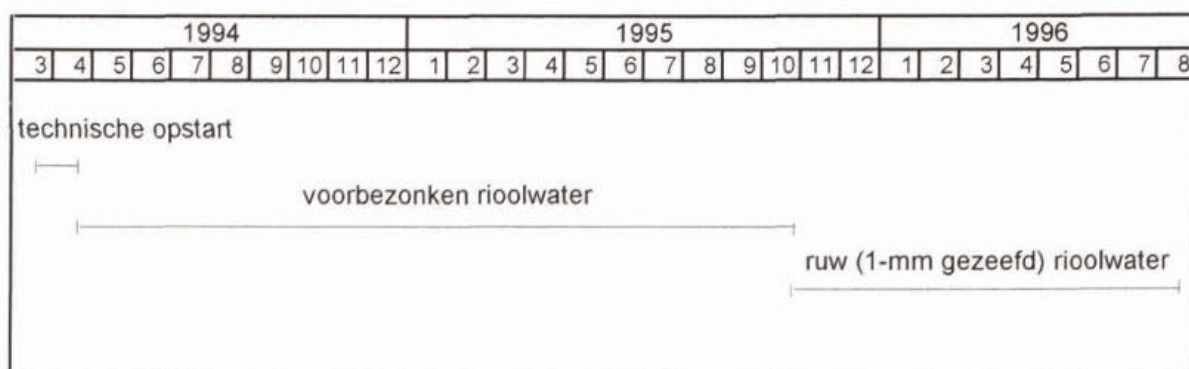
Uitgezonderd de experimenten waarbij het effect van de dragerconcentratie nader werd onderzocht, werd steeds een dragerconcentratie van circa 180 g/l toegepast. Hierbij werd in eerste instantie lava (0,2-0,3 mm) gebruikt, in het tweede onderzoeksjaar is overgeschakeld op dezelfde dragerkwaliteit als bij de demo-experimenten (basalt). Dit basalt werd eerst gezeefd en gewassen om de fractie <circa 0,1 mm grotendeels te verwijderen, waardoor een fractie met een diameter van 0,1 mm-0,3 mm resteerde.

De chemische analysemethoden die werden toegepast kwamen overeen met die van het demoonderzoek (paragraaf 3.2). Naast de daarin vermelde methoden, werd soms ook het CZV_F (dit is het CZV van monsters na filtratie over een 0,2-µm-filter) in het influent en effluent bepaald.

Alle bepalingen zijn in steekmonsters uitgevoerd. Het microscopisch onderzoek werd uitgevoerd met behulp van een Wild M7 Stereomicroscop. De in deze rapportage opgenomen foto's zijn gemaakt met Kodak EPY 64T kunstlichtfilms.

4. RESULTATEN & DISCUSSIE

Alvorens de resultaten worden besproken, wordt in onderstaand schema aangegeven in welke periode de reactoren operationeel waren, in welke periode de technische opstart plaatsvond en met welk type influent de reactoren werden gevoed.



Schema 1 Bedrijfsvoering demo-plant.

Opgemerkt dient te worden, dat belastingen of omzettingen uitgedrukt worden per kubieke meter **totaal**-reactorvolume, tenzij anders vermeld.

4.1 Karakterisering van het afvalwater

De reden voor het overschakelen van voorbezonken afvalwater op ruw (1-mm gezeefd) rioolwater was dat regelmatig water vanuit de oxidatiebedden over de voorbezinkers van de rwzi Zaandam-Oost werd gerecirculeerd. Hierdoor was met name de CZV-concentratie zo laag, dat het niet mogelijk was de demoreactoren voldoende hoog te belasten.

De samenstelling van het afvalwater wordt in Tabel 2 weergegeven.

Gedurende 2 maanden was de concentratie vaste stof in het voorbezonken rioolwater erg hoog als gevolg van een te hoog slibgehalte in de voorbezinkers van de rwzi Zaandam-Oost. Dit verklaart de hoge T-CZV-, T-BZV- en T-NK_j-waarden.

Het grote bereik van de concentraties in het voorbezonken rioolwater werd veroorzaakt door verdunning van het voorbezonken water door een recirculatie over de oxidatiebedden onder DWA-condities en door regenval (RWA).

Aangezien de regenval gedurende de periode dat ruw rioolwater als influent werd gebruikt zeer beperkt was, wijken de gemiddelde waarden gedurende deze periode niet veel af van de waarden onder DWA-condities. Onder RWA-condities konden deze concentraties dalen tot een derde van deze waarden.

Vanwege de (variabele) recirculatie van water vanuit de oxidatiebedden naar de voorbezinkers, bedroegen de concentraties in het voorbezonken afvalwater onder DWA-condities 50-100 % van de concentraties in het ruwe (1-mm gezeefde) influent. Alleen de TSS- en VSS- concentraties in het voorbezonken rioolwater waren ongeveer de helft van de concentraties in het ruwe (1-mm gezeefde) afvalwater (onder normale procesomstandigheden van de voorbezinkers). Onder RWA-

omstandigheden werd nauwelijks/niet vanuit de oxidatiebedden naar de voorbezinkers gerecirculeerd. Hierdoor waren onder RWA-omstandigheden de concentraties van de verschillende verbindingen (behalve TSS/VSS) in het voorbezonden rioolwater vergelijkbaar met de concentraties in het ruwe gezeefde water onder RWA-omstandigheden.

component	eenheid	voorbezonden rioolwater		(1-mm gezeefd) rioolwater	
		range	gemiddelde	range	gemiddelde
T-CZV	mg/l	120-2660	438	470-1380	729
S-CZV	mg/l	60-490	206	195-550	369
C-CZV	mg/l	60-190	104	140-250	199
T-BZV	mg/l	20-470	138	170-480	292
S-BZV	mg/l	10-150	78	20-260	149
T-NK _j	mg/l	10-130	54	40-90	63
S-NK _j	mg/l	niet gemeten	-	10-75	54
NH ₄ ⁻ -N	mg/l	5-60	37	20-70	52
NO ₃ ⁻ -N	mg/l	< 1		0-6	1,6
NO ₂ ⁻ -N	mg/l	< 1		< 1	
T-PO ₄ ³⁻ -P	mg/l	2-15	7	4-15	10
o-PO ₄ ³⁻ -P	mg/l	2-11	6	4-10	8
TSS	mg/l	0-1860	123	70-510	185
VSS	mg/l	0-1290	88	50-310	139

Tabel 2 Samenstelling van het voorbezonden en ruwe afvalwater.

In Tabel 3 wordt de **gemiddelde** samenstelling (bij RWA en DWA) van het totaal CZV in het influent vóór en na de overschakeling op ruw (1-mm gezeefd) afvalwater weergegeven.

Type CZV	voorbezonden rioolwater		(1-mm-)gezeefd rioolwater	
	mg/l	%	mg/l	%
S-CZV (na centrifugeren 1500 G)	206	47	369	51
C-CZV (colloidaal na centrifugeren, 1500 G)	105	24	199	27
CZV in bezinksel	65	15	225	31
CZV gesuspendeerd*	167	38	135	19
T-CZV (totaal)	438	100	729	100

Tabel 3 Gemiddelde CZV-samenstelling van voorbezonden en gezeefd rioolwater in Zaandam . * = berekende waarden, zie onderstaande tekst.

Het CZV van de gesuspenderde deeltjes is het CZV van de deeltjes die niet door bezinking maar wel door centrifugeren worden verwijderd. Het CZV van deze deeltjes kon als volgt berekend worden: CZV gesuspenderd = CZV totaal - (CZV na centrifugeren + CZV in bezinksel)). Het totaal CZV bestond dus uit CZV van het bezinksel, het CZV van gesuspenderde deeltjes en het CZV dat na centrifugeren in de oplossing aanwezig bleef. Deze laatste fractie bestond voor een deel uit colloïdaal en voor een deel uit werkelijk opgelost CZV.

Het CZV van het gesuspenderde materiaal bestond waarschijnlijk uit bacteriën, vezels etc. Het totaal aantal colloïden, die gedefinieerd worden als verbindingen met afmetingen van 0,1 tot 50 nm [10], bestond uit deze deeltjes (ook wel supracolloïden genoemd) en de colloïden die gemeten werden in het supernatant na centrifugeren (5 minuten, 1500 G). De verdeling tussen deze twee fracties colloïden hangt vanzelfsprekend af van de analysemethode die gehanteerd wordt [16].

Het opgelost-CZV kan berekend worden uit het verschil tussen het CZV in het supernatant na centrifugeren en het colloïdaal CZV in dit supernatant. Ook hiervoor geldt dat de methode die gebruikt wordt om de colloïden in het supernatant van het gecentrifugeerde monster te bepalen, bepalend is voor de hoeveelheid werkelijk opgelost CZV. Met de in deze proef gehanteerde methode kon 45-50% van het CZV in het supernatant gedefinieerd worden als werkelijk opgelost CZV. Dit was ongeveer 25% van het totaal CZV.

De samenstelling van het ruwe (1-mm gezeefde) afvalwater kwam overigens goed overeen met in de literatuur beschreven waarden voor ruw afvalwater. Rickert et al. [15] onderzocht drie verschillende rioolwateren en bepaalde dat 40% van het CZV in opgeloste vorm aanwezig was en 10% uit colloïden bestond. Ongeveer 20% van het CZV bestond uit supracolloïdale deeltjes en 30% uit bezinkbaar materiaal.

Uit bovenstaande resultaten blijkt dat het CZV van de colloïdale deeltjes in de gecentrifugeerde fractie ongeveer 27% van het totaal CZV bedroeg. Het verschil met de in de literatuur [15] gevonden waarden kan deels verklaard worden door de verschillende methoden die gebruikt zijn om de colloïden te bepalen.

Vanwege problemen met de conservering van de monsters voor de VFA-analyses waren de VFA-getallen van het voorbezonden afvalwater onbetrouwbaar. De gemeten VFA-concentraties in het ruwe (1-mm gezeefde) afvalwater waren wel betrouwbaar.

De VFA-concentraties in het ruwe (1-mm gezeefde) influent varieerden sterk: zij varieerden van 0 tot 50 mg/l bij 6-14 °C (0-15% van het CZV). Bij 14-20 °C lagen deze concentraties tussen 25 en 100 mg/l (15-25%). Azijnzuur maakte altijd voor meer dan 80% deel uit van het totaal VFA-CZV. Af en toe werd tot 20% van het VFA-CZV aan propionzuur gemeten. Uit deze resultaten kan geconcludeerd worden dat bij hogere temperaturen er meer voorverzuring in het riool plaatsvond. Deze resultaten komen overeen met de resultaten van het Fase II-onderzoek [12].

Geconcludeerd kan worden dat de samenstelling van het ruwe (1-mm gezeefde) rioolwater van Zaandam representatief was voor rioolwater in het algemeen. Bij het schrijven van dit rapport waren nog geen gegevens voorhanden van de gemiddelde concentraties in het rioolwater in Nederland in 1995 en 1996. Het ruwe rioolwater was geconcentreerder dan het gemiddelde rioolwater in Nederland in 1994 (Centraal Bureau voor de Statistiek, 1994).

Echter in de periode dat de reactoren gevoed werden met het ruwe influent, was de regenval veel minder dan in de jaren ervoor.

Het voorbezonden (deels voorbehandelde) afvalwater was niet representatief. Het afvalwater was minder geconcentreerd dan het gemiddelde rioolwater in Nederland [1].

4.2 Hydrodynamica

Om de resultaten van de behandeling van het huishoudelijke afvalwater in de denitrificerende reactor goed te kunnen interpreteren, is het noodzakelijk om de hydrodynamica van het systeem te beschrijven.

Vloeistofsnelheidsmetingen (menggedrag)

Het anoxische compartiment is niet compleet gemengd. Vanwege de vloeistofsnelheden en het oppervlak van dit compartiment kan de stroming beschouwd worden als een propstroom.

In het oxische compartiment van beide airliftreactoren werden vloeistofsnelheidsmetingen uitgevoerd bij verschillende gassnelheden om de mengtijden te bepalen (Bijlagen A1 en A2).

Uit deze metingen werden mengtijden van 20 tot 50 seconden berekend. Deze mengtijden komen overeen met de mengtijden die bepaald werden in de full-scale airliftreactoren [6].

Het oxische compartiment kan door de korte mengtijden beschouwd worden als een compleet gemengd systeem.

De hydraulische verblijftijd in het anoxische compartiment was gemiddeld 8 minuten. Uitgaande van de totale verblijftijd van 80-100 minuten kan de menging in het totale reactorsysteem als goed worden beschouwd.

Slib-fluidisatieproeven

Om de fluidisatie van het slib-op-drager na te gaan, werden gedurende de proefperiode op verschillende hoogten in het oxische compartiment (in de riser) van beide reactoren slibconcentraties gemeten. Deze metingen werden verricht bij verschillende gassnelheden (Bijlagen A3 en A4). Uit de resultaten van deze metingen kan geconcludeerd worden dat de slibconcentraties op de verschillende hoogten, bij gassnelheden variërend van 0,9 tot 4,4 ncm/s (betrokken op het gehele reactoroppervlak), nagenoeg constant waren. De toegepaste gassnelheden in de demoreactoren lagen gedurende de gehele periode binnen deze waarden.

Tevens bleek dat ook in het anoxische compartiment de slibconcentratie gelijk was aan die in het beluchte compartiment. Dat wil zeggen dat het effect van verdunning van het slib, onder invloed van de zwaartekracht, te verwaarlozen was. De oorzaak van deze gehinderde bezinking was toe te schrijven aan de hoge deeltjesconcentratie en de viscositeit van het slib/water-mengsel.

Uit het bovenstaande kan geconcludeerd worden dat de slibconcentratie in het gehele systeem redelijk constant was.

4.3 Opstart

De opstartperiode werd gedefinieerd als de periode waarin :

- een volledige omzetting van ammonium werd bereikt;
- een stabiel BZV in het supernatant van het gecentrifugeerde effluent werd bereikt;
- de hoeveelheid slib-op-drager zich redelijk stabiliseerde.

Binnen enkele dagen werd in beide reactoren CZV verwijderd. Dit was conform de opstart van full-scale airliftreactoren [4, 6]. Binnen ongeveer 40 dagen werd reeds 2 kg CZV/(m³-reactor-d)

omgezet. In het supernatant van het gecentrifugeerde effluent werden BZV-concentraties van 10 tot 15 mg/l gemeten.

In beide reactoren vond binnen 30 dagen nitrificatie plaats. Deze periode kwam overeen met de opstartperiode voor nitrificatie in een bench-scale airliftreactor waarin huishoudelijk afvalwater werd behandeld [14]. Binnen 50 dagen werd ongeveer 60% van het ammonium omgezet en binnen 90 dagen werd het ammonium volledig omgezet.

De opstart in beide reactoren verliep op nagenoeg dezelfde manier. Binnen 2 maanden na opstart was de concentratie slib-op-drager in beide reactoren nagenoeg stabiel. De ontwikkeling van de biofilmen wordt in het hoofdstuk 4.7 besproken.

Uit bovenstaande kan worden geconcludeerd dat lengte van de opstartperiode werd bepaald door de snelheid waarmee de nitrificerende bacteriën ingroeiden.

4.4 CZV- en BZV-verwijdering

De totale CZV-belasting varieerde nogal gedurende de periode dat het influent vanuit de voorbezinker naar de reactoren werd gepompt. Op de rwzi werd regelmatig effluent van de oxidatiebedden gerecirculeerd over de voorbezinkers. Hierdoor werd het influent van de demoreactoren regelmatig verdund. De gemiddelde CZV-belasting in deze periode bedroeg 5,2 kg CZV/(m³·d) (Tabel 4). Na het overschakelen op ruw (1-mm gezeefd) influent bedroeg de gemiddelde belasting 8,0 kg CZV/(m³·d) (Tabel 5). De verblijftijden voor beide periodes waren nagenoeg gelijk.

De CZV- en BZV-verwijderingsrendementen in beide reactoren waren nagenoeg gelijk (Tabellen 4 en 5). De verwijdering van T-CZV was ongeveer gelijk aan de verwijdering van S-CZV. Hieruit kan geconcludeerd worden, dat de netto vastestofproductie op basis van deze getallen gering was. Uit de vastestofanalyses bleek dat de gemiddelde slibproductie in beide reactoren nagenoeg gelijk was. De productie bedroeg in de periode met voorbezonden water als influent, 0,25 kg VSS/kg S-CZV-verwijderd (dit kwam overeen met 0,10 kg VSS/kg T-CZV-influent). In de periode met ruw (1-mm gezeefd) rioolwater als influent, werd 0,14 kg VSS/kg S-CZV-verwijderd geproduceerd (dit kwam overeen met 0,06 kg VSS/kg T-CZV-influent). De vaste stof in het effluent had goede bezinkingseigenschappen. Hier wordt in paragraaf 4.8 verder op ingegaan.

Uit de resultaten (Tabellen 4 en 5) valt niet op te maken hoeveel colloïden biologisch werden verwijderd en hoeveel colloïden werden verwijderd door het invangen in de biofilm of door uitvloeking.

Het invangen van colloïden in de biofilm is in de literatuur reeds beschreven [18].

Met behulp van fluorescerende deeltjes (met een gemiddelde diameter van 0,87 µm) werd aangetoond dat door het voorkomen van gaten en kloven in de biofilm, transport mogelijk is van kleine vastestofdeeltjes. De kloven en gaten in de biofilm kunnen dichtgroeien waardoor deze deeltjes deel uit gaan maken van de biofilm. Daarnaast vindt afslag van de biofilm plaats. Deze processen geven aan dat er sprake is van een zekere dynamiek en dat vastestofdeeltjes die de reactor binnenkomen met het afvalwater kunnen verschillen van de vastestofdeeltjes die de reactor verlaten met het effluent. Het percentage colloïden dat uitvlokte of ingevangen werd in de biofilm, kon met de in deze proeven gehanteerde analysemethoden niet achterhaald worden.

	*D		**S	
	kg/(m ³ ·d)	%	kg/(m ³ ·d)	%
S-CZV-belasting	2,9	-	2,9	-
C-CZV-belasting	1,5	-	1,5	-
T-CZV- belasting	5,2	-	5,2	-
S-BZV-belasting	1,3	-	1,3	-
T-BZV-belasting	1,9	-	2,0	-
S-CZV- verwijdering	2,0	69	1,9	64
C-CZV-verwijdering	1,1	72	1,1	69
T-CZV- verwijdering	2,0	38	2,0	37
S-BZV-verwijdering	1,2	92	1,2	90
T-BZV -verwijdering	1,0	51	1,1	54

Tabel 4 Gemiddelde belastingen en rendementen van CZV en BZV in beide demoreactoren met afvalwater uit de voorbezinker als influent. De resultaten uit de opstartperiode werden hierbij buiten beschouwing gelaten.

*D=denitrificerende airliftreactor, **S=standaard airliftreactor.

	*D		**S	
	kg/(m ³ ·d)	%	kg/(m ³ ·d)	%
S-CZV-belasting	4,1	-	4,1	-
C-CZV- belasting	2,1	-	2,2	-
T-CZV-belasting	8,1	-	7,9	-
S-BZV-belasting	1,6	-	1,7	-
T-BZV-belasting	3,2	-	3,4	-
S-CZV- verwijdering	3,2	78	3,2	77
C-CZV-verwijdering	1,7	79	1,7	78
T-CZV-verwijdering	3,3	40	2,9	35
S-BZV-verwijdering	1,5	91	1,6	91
T-BZV- verwijdering	1,6	45	1,6	47

Tabel 5 Gemiddelde belastingen en rendementen van CZV en BZV in beide demoreactoren met (1-mm) gezeefd afvalwater als influent. *D=denitrificerende airliftreactor, **S=standaard airliftreactor.

Uit de massabalansen, gemaakt over beide reactoren, blijkt dat de concentraties CZV en BZV in het effluent van beide reactoren min of meer gelijk waren (Tabel 6 en 7). Het gemiddelde S-BZV in het effluent bedroeg 7 mg/l in de periode dat voorbezonden afvalwater als influent werd gebruikt. In de periode met ruw (1-mm gezeefde) afvalwater als influent, bedroeg dit gemiddeld 9 mg/l. Uit de resultaten kan tevens geconcludeerd worden dat wanneer er voldaan moet worden aan een eis van < 10 mg/l BZV in het effluent een nabehandeling noodzakelijk is om de vastestof-BZV te verwijderen.

Type ZV \ Type water	voorbezonden rioolwater	effluent *D	effluent **S
	mg/l		
S-CZV	189	59	65
C-CZV	104	29	34
CZV in bezinksel	84	117	118
T-CZV	338	211	210
T-BZV	128	60	54
S-BZV	84	6	8

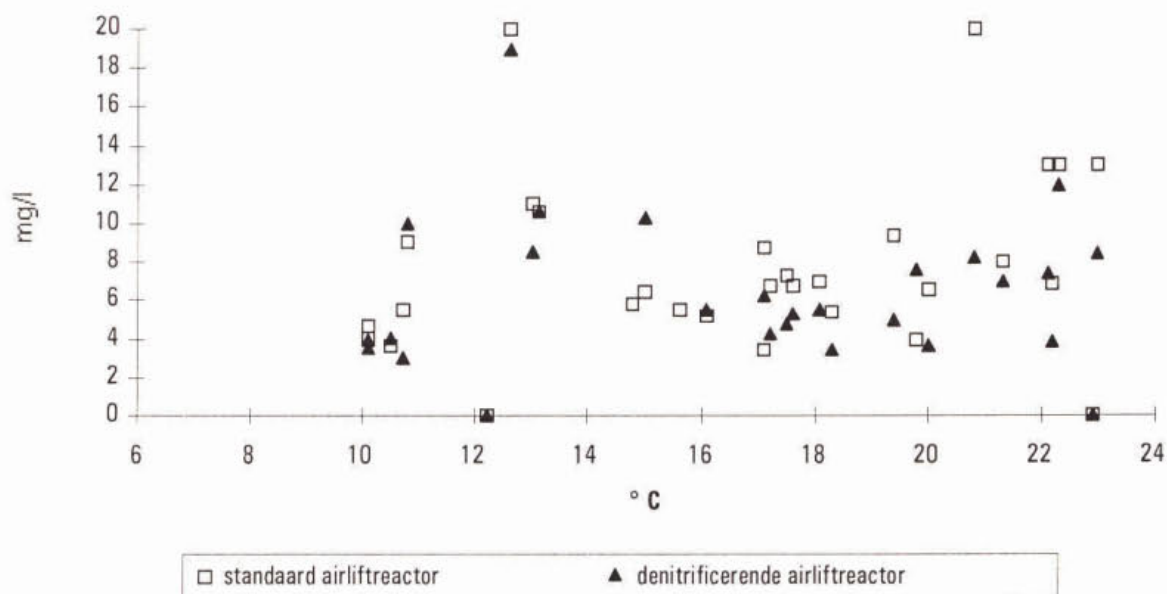
Tabel 6 Gemiddelde CZV- en BZV- massabalans over beide demoreactoren (met voorbezonden rioolwater als influent). De resultaten van de opstartperiode zijn buiten beschouwing gelaten. *D= denitrificerende airliftreactor. **S=standaard airliftreactor.

Type ZV \ Type water	ruw (1-mm gezeefd rioolwater	effluent *D	effluent **S
	mg/l		
S-CZV	369	80	82
C-CZV	199	40	42
CZV in bezinksel	255	266	32
T-CZV	729	434	461
T-BZV	292	153	158
S-BZV	149	9 ^{***}	10 ^{***}

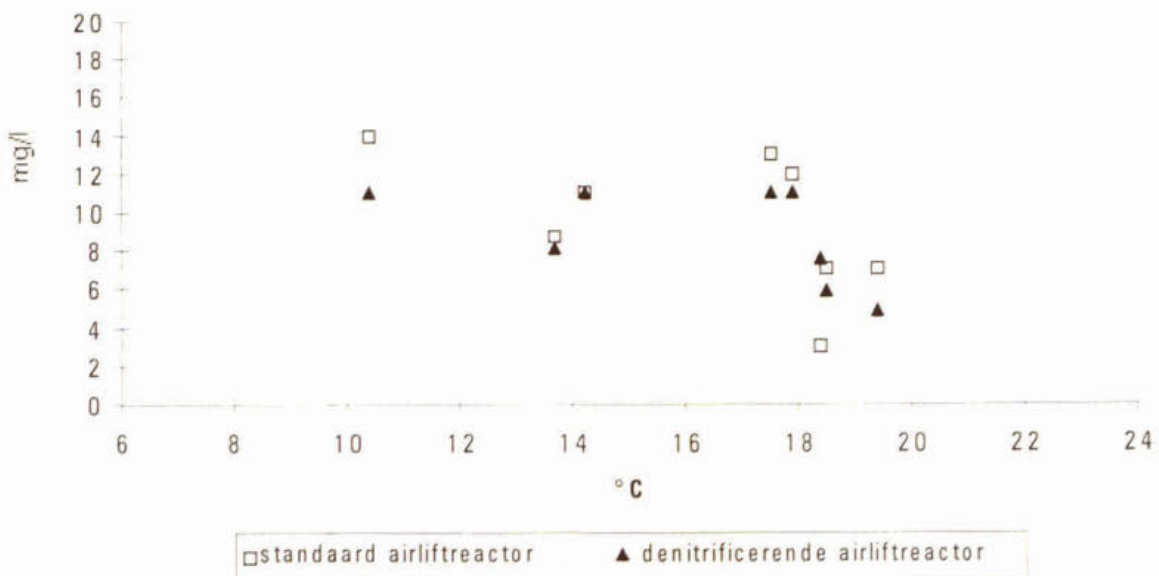
Tabel 7 Gemiddelde CZV- en BZV- massabalans (met ruw rioolwater als influent). *D=denitrificerende airliftreactor. **S=standaard airliftreactor. ***= deze waarden zijn een gemiddelde van een periode van 5 maanden (9-20 °C) in plaats van 10 maanden, een aantal analyses is mislukt vanwege fouten in de voorbereiding van de monsters (zie ook tekst in onderstaande paragraaf).

Effect van de temperatuur

De temperatuur bleek slechts een geringe invloed te hebben op het S-BZV in het effluent (Figuren 3 en 4). Gedurende de periode dat het voorbezonden afvalwater als influent werd gebruikt, varieerde de temperatuur van het afvalwater van 8 tot 24 °C. In de periode dat ruw (1-mm gezeefd) rioolwater als influent werd gebruikt, varieerde de temperatuur van 6 tot 20 °C. Een aantal S-BZV-analyses mislukte omdat bij de monstervoorbereidingen vastestofdeeltjes in de monsters terecht waren gekomen. In de periode waarin wel goede analyses werden uitgevoerd (9 tot 20 °C), leek er een verband tussen het S-BZV en de temperatuur te bestaan. Bij hogere temperaturen nam het S-BZV in het effluent af. Hierbij dient opgemerkt te worden dat de relatie van het S-BZV met de temperatuur niet los gezien kan worden van de omzetbare-CZV-belasting. In de periode waarin het voorbezonden water als influent werd gebruikt, bedroeg de omzetbare-CZV-belasting de helft van de belasting in de periode dat ruw 1-mm gezeefd) rioolwater werd gebruikt als influent. Voor de full-scale situatie moet uitgegaan worden van een voldoende hoge CZV-belasting. De resultaten van de laatste periode (Figuur 4) zijn daarom het meest representatief.



Figuur 3 Het S-BZV in het effluent van beide demoreactoren in relatie tot de temperatuur. Gedurende deze periode werd voorbezonden afvalwater als influent gebruikt.



Figuur 4 Het S-BZV in het effluent van beide demoreactoren in relatie tot de temperatuur. Gedurende deze periode werd ruw (1-mm gezeefd) afvalwater als influent gebruikt.

4.5 Nitrificatie

Opgemerkt dient te worden dat de $\text{NH}_4\text{-N}$ -belasting werd uitgedrukt als $\text{kg NH}_4\text{-N}/(\text{oxische-m}^3\cdot\text{d})$. De reactoren werden op CZV-basis, berekend voor het gehele volume, gelijk belast. In de denitrificerende CIRCOX®-reactor maakte het oxische volume 66% van het totale reactorvolume uit, dit in tegenstelling tot de standaard reactor die volledig werd belucht. Dit wil zeggen dat de $\text{NH}_4\text{-N}$ -belasting in de denitrificerende reactor 1,5 maal hoger was in vergelijking met de standaard airliftreactor.

De nitrificatiesnelheid was in beide reactoren afhankelijk van de CZV-belasting en van de temperatuur.

Effect van de CZV-belasting

Bij CZV-belastingen, waarbij minder dan $2,5 \text{ kg CZV}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$ werd omgezet, werden de biofilmen los van structuur. De afslagsnelheid van de biofilmen was hoog waardoor er gesuspendeerd slib ontstond dat vervolgens uit de reactor spoelde. Bovendien ontstonden in de reactor grote hoeveelheden ciliaten door de toename van de hoeveelheid gesuspendeerd materiaal. Hierdoor spoelde bovendien een fractie kleine begroeide basaltdeeltjes uit, waardoor de slibverblijftijd afnam. Dit resulteerde in een afname van de nitrificatiesnelheid.

Bovenstaande is ook bekend voor actief-slibsystemen. Bij extreem lage slibbelastingen vallen de slibvlokken uit elkaar waardoor de slibretentie lager wordt. Hierdoor neemt de nitrificatie af.

Situaties, waarin de CZV-belasting zo laag was dat in de reactoren minder dan 2,5 kg CZV/(m³·d) werd omgezet, kwamen voortdurend voor gedurende de periode waarin voorbezonden afvalwater als influent werd gebruikt. Bij CZV-omzettingen van 0,5 tot 2,5 kg S-CZV/(m³·d) waren de nitrificatiesnelheden dan ook regelmatig laag (Figuren 5 en 7).

Effect van de temperatuur

De nitrificatiesnelheid was tevens sterk gerelateerd aan de temperatuur. Beneden 15 °C was een daling van de nitrificatiesnelheden in beide reactoren duidelijk meetbaar. Echter de nitrificatiesnelheden in de airliftreactoren bij lage temperaturen waren hoger in vergelijking met de nitrificatiesnelheden in het laag-belaste (0,07 kg BZV/(m³·d)) actief-slibstelsysteem in Zaandam (dat in de winter bij een vergelijkbaar percentage anoxisch volume werd bedreven.)

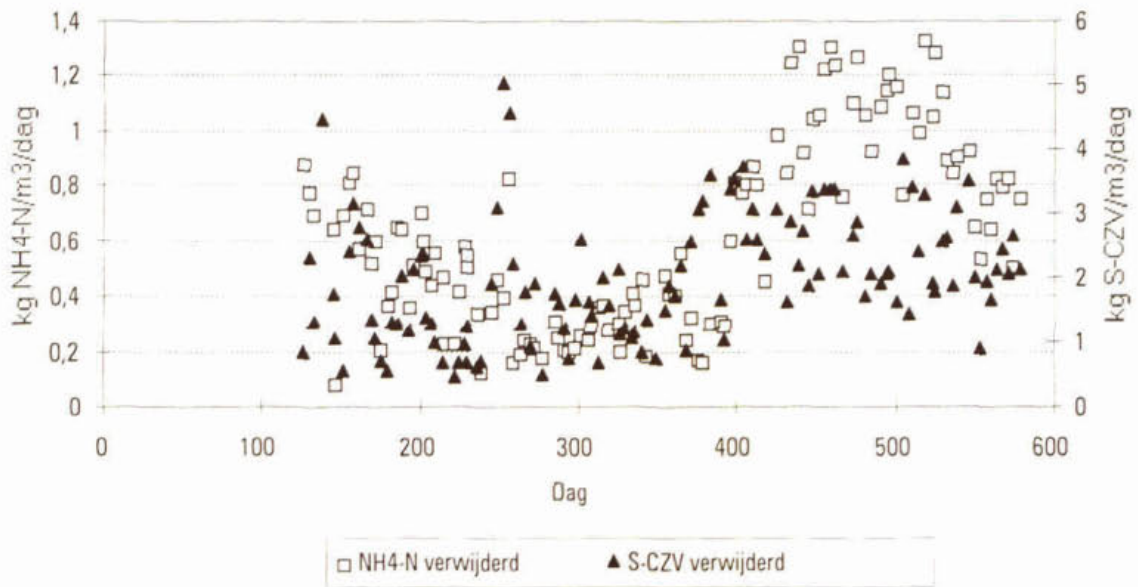
Uit de resultaten blijkt dat de nitrificatiesnelheden in de demoreactoren in de periode waarin de reactoren voldoende hoog belast werden, minder gevoelig waren voor lage temperaturen. In deze perioden werden aanzienlijk hogere nitrificatiesnelheden gehaald (Figuren 9 t/m 12) dan in de periode waarin de reactoren continu werden onderbelast (Figuren 5 t/m 8). In beide reactoren werd bij temperaturen lager dan 13 °C tussen de 0,4 en 0,7 kg NH₄-N/(m³·d) omgezet in de periode waarin het ruwe afvalwater als influent werd gebruikt, terwijl in de periode dat het voorbezonden water werd gebruikt tussen de 0,2 en 0,5 kg NH₄-N/(m³·d) werd omgezet. Hierbij dient opgemerkt te worden dat hiervoor de resultaten van dag 581 tot ongeveer dag 640 niet zijn gebruikt (Figuren 5 t/m 8) omdat de bacteriën tijd nodig hadden om na het overschakelen op ruw influent in te groeien (dit gebeurde vrij snel ondanks de lage temperaturen van het afvalwater).

De lage nitrificatiesnelheden van dag 680 tot dag 750 in de denitrificerende CIRCOX®-reactor zijn het gevolg van een reeks calamiteiten.

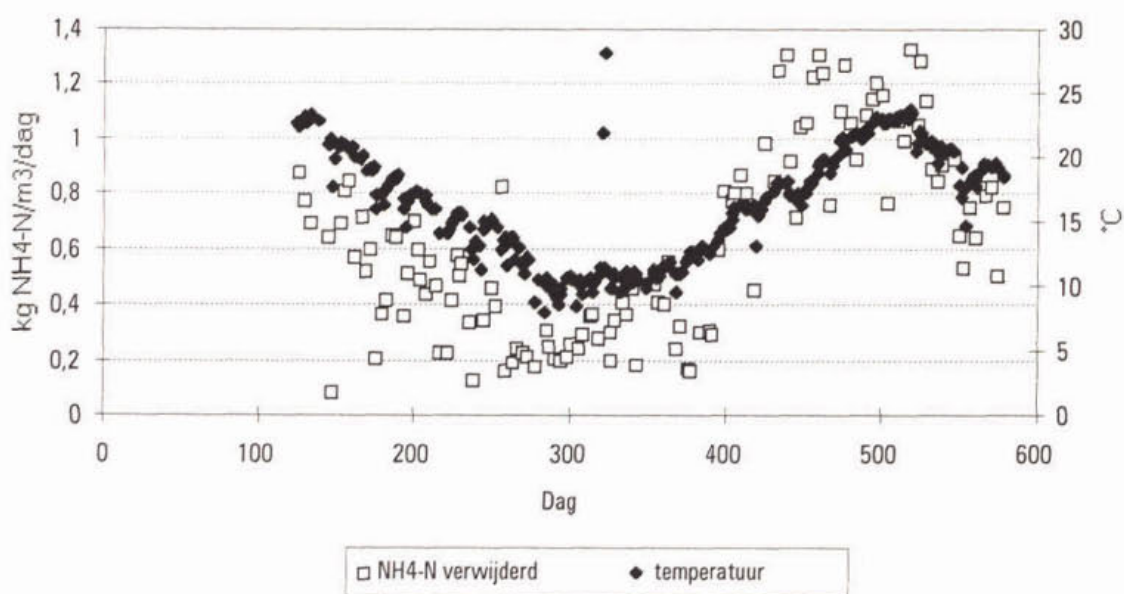
Op dag 680 raakte meer dan de helft van het slib-op-drager verloren doordat het luchtdebiet in het recirculatiepijpje per ongeluk op nul werd gebracht. Hierna werd het luchtdebiet in het oxische compartiment verhoogd om ondanks de lage temperaturen de nitrificatiesnelheden zo hoog mogelijk te houden. De zuurstofconcentraties in het oxische compartiment waren extreem hoog, namelijk 9 mg/l. Er werd echter geen rekening gehouden met doorslag van zuurstof naar het anoxische compartiment. Ondertussen ontwikkelden zich draadvormers in de reactoren waardoor de afslagsnelheid van de biofilmen aanzienlijk hoog was. Pas na 2 weken werden zuurstofmetingen op verschillende hoogten in het anoxische compartiment uitgevoerd, waaruit bleek dat tot 1,5 m onder de terugvoergaten de zuurstofconcentraties hoger waren dan 0,5 mg/l. Het ontstaan van de draadvormers in deze periode kan hiermee verklaard worden: bij lage zuurstofconcentraties kunnen draadvormers zich sneller ontwikkelen in verhouding tot andere heterotrofe bacteriën. Omdat het influent in de anoxische ruimte werd ingevoerd, waarin de stroming laminair was, konden de draadvormig bacteriën van veel substraat worden voorzien.

Vanaf dag 720 werd het luchtdebiet in het oxische compartiment zodanig afgesteld dat zuurstofdoorslag naar het anoxische compartiment niet meer plaatsvond. Direct daarna steeg de nitrificatiesnelheid.

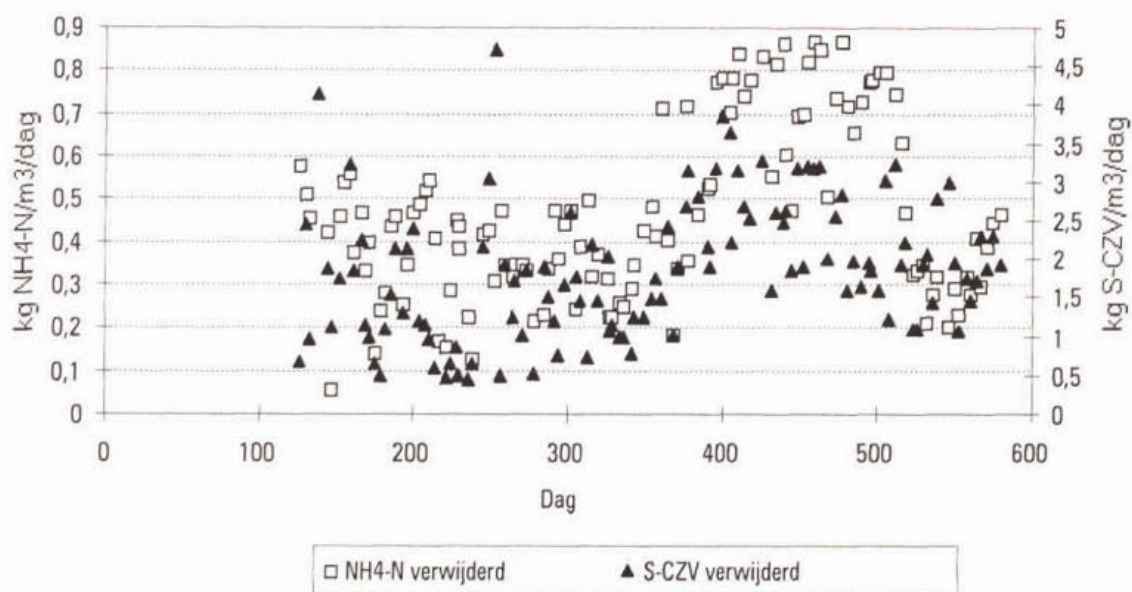
Ondanks de lage temperaturen (8 °C) groeiden de nitrificerende bacteriën relatief snel. Hieruit blijkt weer dat, wanneer de reactor operationeel goed bestuurd wordt, bij een voldoende hoge CZV-belasting, zelfs bij temperaturen lager dan 10 °C goede nitrificatie-rendementen gehaald kunnen worden. Ook in andere studies [22] is aangetoond dat het effect van temperatuur op de nitrificatie voor geïmmobiliseerde nitrificerende bacteriën minder groot is.



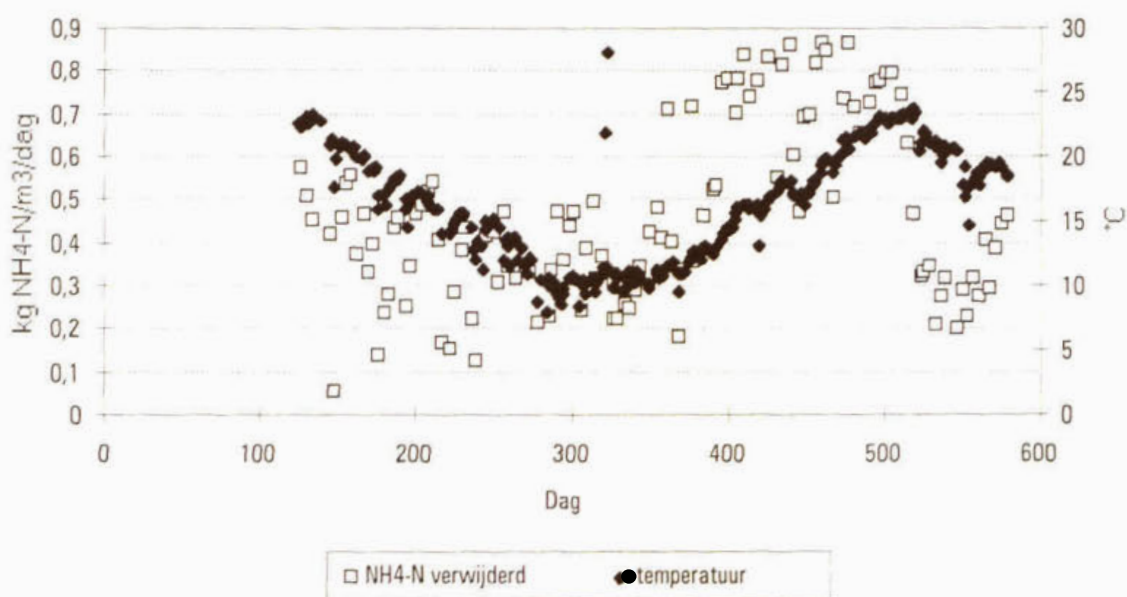
Figuur 5 De nitrificatiesnelheden in de denitrificerende CIRCOX[®]-reactor bij verschillende S-CZV-omzettingen tegen de tijd (in de periode met voorbezonken afvalwater als influent).



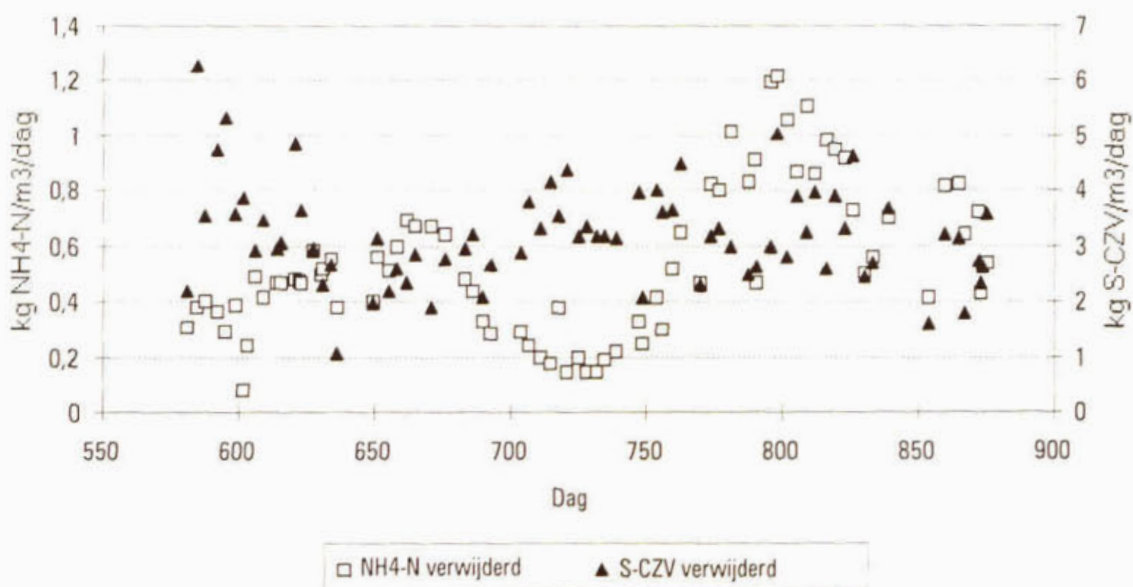
Figuur 6 De nitrificatiesnelheden in de denitrificerende CIRCOX®-reactor bij verschillende temperaturen tegen de tijd (in de periode met voorbezonken afvalwater als influent).



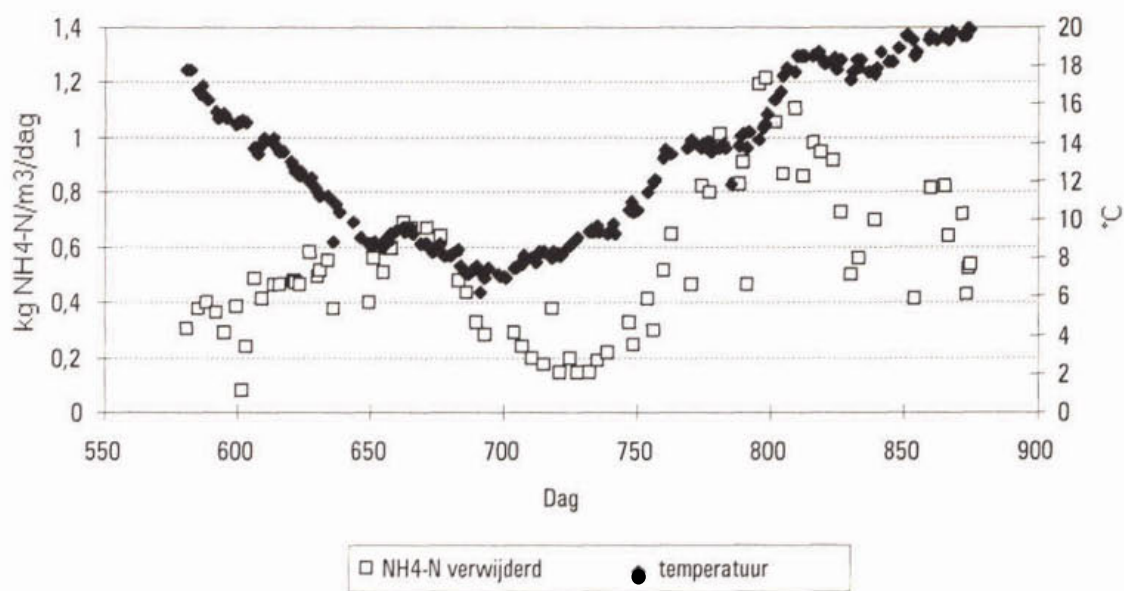
Figuur 7 De nitrificatiesnelheden in de standaard CIRCOX®-reactor bij verschillende S-CZV-omzettingen tegen de tijd (in de periode met voorbezonken afvalwater als influent).



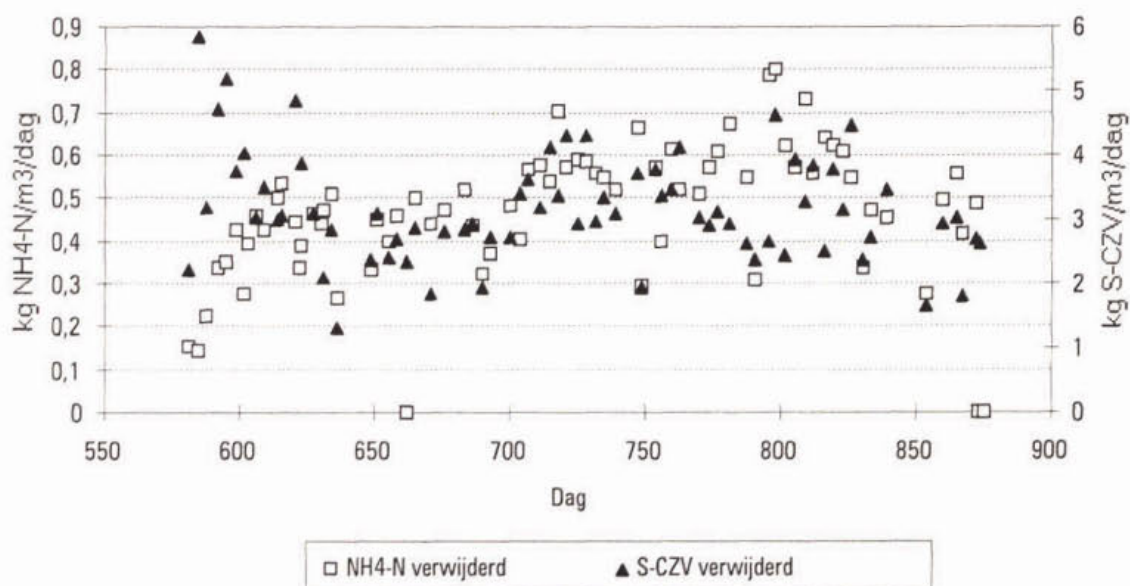
Figuur 8 De nitrificatiesnelheden in de standaard CIRCOX®-reactor bij verschillende temperaturen tegen de tijd (in de periode met voorbezonden afvalwater als influent).



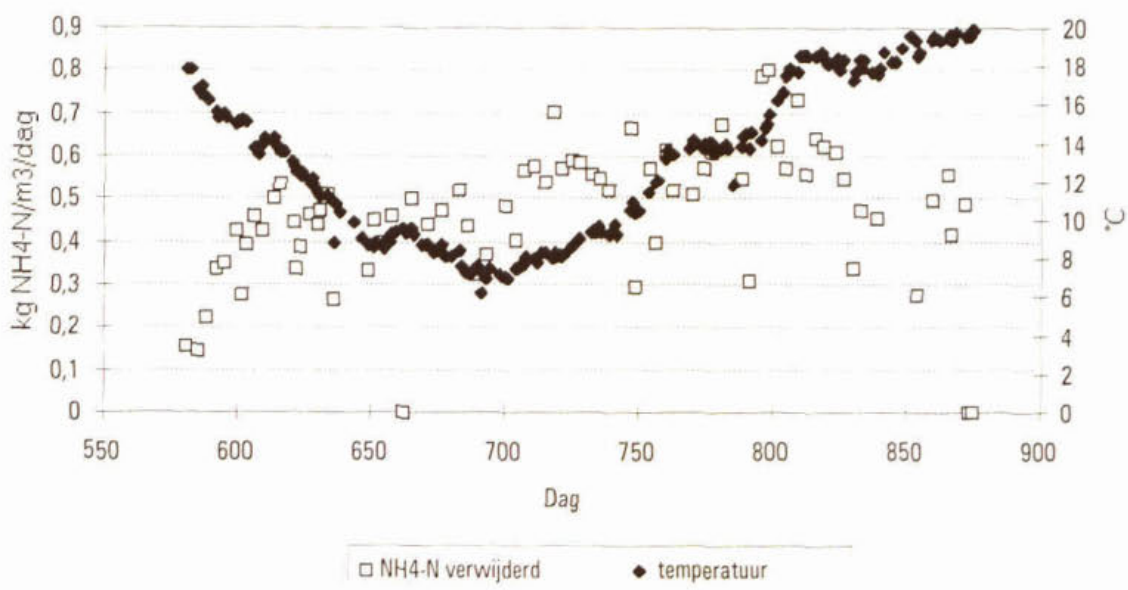
Figuur 9 De nitrificatiesnelheden in de denitrificerende CIRCOX®-reactor bij verschillende S-CZV-omzettingen tegen de tijd (in de periode met ruw afvalwater als influent). De lage waarden van dag 680 tot 750 waren een gevolg van calamiteiten (zie tekst in deze paragraaf).



Figuur 10 De nitrificatiesnelheden in de denitrificerende CIRCOX®-reactor bij verschillende temperaturen tegen de tijd (in de periode met ruw afvalwater als influent). De lage waarden van dag 680 tot 750 waren een gevolg van calamiteiten (zie tekst in deze paragraaf).



Figuur 11 De nitrificatiesnelheden in de standaard CIRCOX®-reactor bij verschillende S-CZV-omzettingen tegen de tijd (in de periode met ruw afvalwater als influent).



Figuur 12 De nitrificatiesnelheden in de standaard CIRCOCX®-reactor bij verschillende temperaturen tegen de tijd (in de periode met ruw afvalwater als influent).

In de standaard airlifreactor en in de denitrificerende airlifreactor werden ammonium-verwijderingssnelheden tot respectievelijk 0,99 en 1,32 kg NH₄-N/(m³·d) gemeten.

Gedurende de proefperiode is enkele malen een massabalans gemaakt (zie Tabel 8). Uit deze massabalans kan geconcludeerd worden dat het gerechtvaardigd is de nitrificatie te berekenen uit de ammoniumomzetting.

Gemiddeld werd in de denitrificerende airlifreactor 42 mg/l S-NK_j omgezet (Tabel 8). Hiervan bestond 39 mg/l uit ammonium-N. Er werd dus 3 mg/l meer N omgezet dan uit de ammoniumgetallen kon worden berekend. Tevens bleek dat gemiddeld netto 36 mg/l organische vaste stofdeeltjes in de reactor werden geproduceerd. Er kan vanuit worden gegaan dat 10% van de biomassa uit N bestaat [7]. Dit betekent dat ruim 3 mg/l N werd gebruikt voor slibgroei. Dit getal komt overeen met de 3 mg/l N die behalve NH₄-N werd omgezet. Hieruit kan worden geconcludeerd dat in dit geval de hoeveelheid genitrificeerde N overeenkwam met de ammoniumomzetting.

component	mg/l		
	influent	effluent	omzetting
S-NK _j	47	5	42
NH ₄ -N	41	2	39
S-NK _j - NH ₄ -N	6	3	3
NO ₂ -N	0,14	0,8	-
NO ₃ -N	1,3	8,8	-
VSS	140	176	-36

Tabel 8 Gemiddelde stikstofmassabalans over de denitrificerende CIRCOX®-reactor in de laatste drie maanden van de demoproef.

4.6 Denitrificatie

Biokinetiek

Behalve het menggedrag is ook de biokinetiek bestudeerd om de resultaten van onder andere de denitrificatie te kunnen interpreteren.

Gedurende enkele dagen werd het influent via de oxische ruimte gestuurd. De denitrificatierendementen veranderden hierdoor niet in vergelijking met de periode ervoor. Denitrificatierendementen van 90% werden behaald.

Een aantal malen werd na een tijdsduur van 3 uur de toevoer van het influent van het anoxische naar het oxische compartiment overgeschakeld. De denitrificatie veranderde hierdoor nauwelijks (Tabel 9).

Bij een totale verblijftijd van 2,2 uur geldt dat binnen 3 uur ongeveer de helft van de reactorinhoud wordt ververs. Om er zeker van te zijn dat een nieuw evenwicht wordt bereikt, wordt doorgaans 3 verblijftijden gewacht. Omdat rioolwater van samenstelling verandert, is het gewenst zo snel mogelijk een dergelijke proef uit te voeren. Als compromis werd daarom gekozen voor een tijdsduur van 3 uur: binnen deze tijd veranderde het water niet noemenswaardig van samenstelling en werd meer dan de helft van de reactorinhoud ververs.

Meting (no.)	influent- toevoer	mg/l					
		influent			effluent		
		NH ₄ ⁺ -N	NO ₂ ⁻ -N	NO ₃ ⁻ -N	NH ₄ ⁺ -N	NO ₂ ⁻ -N	NO ₃ ⁻ -N
1	anoxisch	51	0,2	0,8	0	1,4	26,0
	oxisch	56	0,3	1,5	1	1,8	24,0
2	anoxisch	-	-	-	-	-	16,0
	oxisch	-	-	-	-	-	16,0
3	anoxisch	56	-	2,4	1	1,1	5,5
	oxisch	56	-	2,4	0	2,4	1,5
4	anoxisch	62	0,3	1,1	4	1,5	5,5
	oxisch	75	0,3	1,2	8	2,4	3,0

Tabel 9 Stikstofconcentraties in het effluent van de denitrificerende airliftreactor voor en na omschakeling van de influenttoevoer.

Deze resultaten wijzen erop dat de substraatconversiesnelheid min of meer constant was door de hele reactor heen. De geringe verhoging in substraatconcentratie bij toevoer van influent in het anoxische compartiment had geen duidelijk effect op de denitrificatiesnelheid. Dit impliceert een nulde-orde relatie tussen de substraatconcentratie in de vloeistoffase en de denitrificatiesnelheid. Het bovenstaande wordt ondersteund door de resultaten van enkele batch-experimenten die uitgevoerd werden met slib uit de reactor. Uit de resultaten bleek dat de zuurstofverbruikssnelheid zonder toevoeging van substraat (momentane respiratie) ongeveer even groot was als de substraatverbruikssnelheid in de reactoren (Tabel 10).

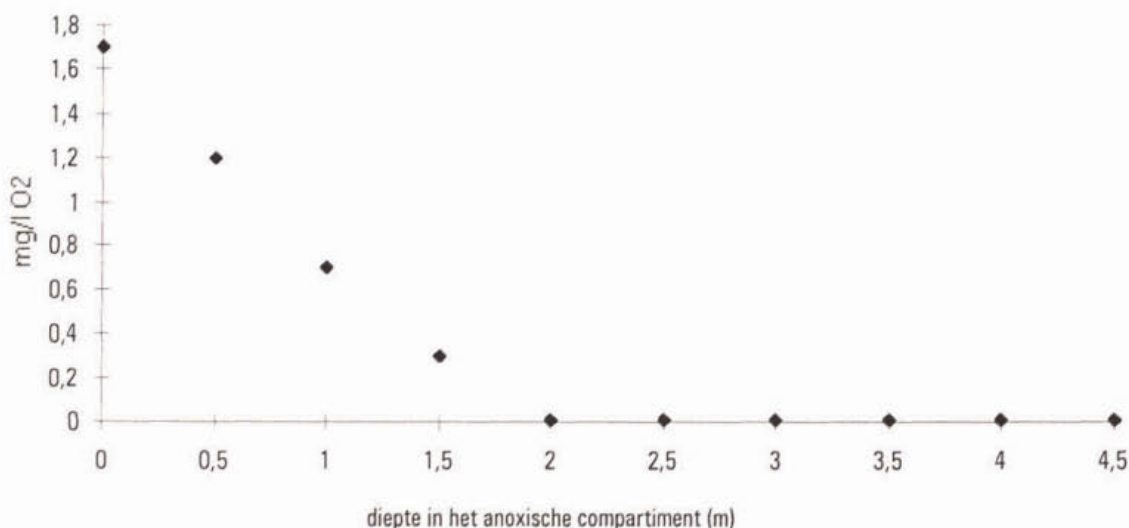
Meting (no.)	mg verwijderde-CZV/(g VSS·d) in reactor	mg O ₂ -verbruik/(g VSS·d) in respiratieproef
1	600	707
2	376	325
3	286	227

Tabel 10 Vergelijking tussen CZV-omzettingssnelheden in de denitrificerende CIRCOX®-airliftreactor en de momentane respiratie bepaald in batch-proeven.

Zuurstofprofielen

Uitgaande van het menggedrag en de biokinetiek kan worden gesteld dat de denitrificatiesnelheid in de denitrificerende airliftreactor bij een influent met een hoge CZV/N-verhouding voornamelijk bepaald wordt door de verhouding recirculatie-/influentdebiet. Hierbij wordt er tevens vanuit gegaan dat het anoxische compartiment volledig anoxisch is.

Uit de resultaten van de zuurstofprofielen, die gemaakt werden door een zuurstofelektrode via de terugvoergaten in het anoxische compartiment te laten zakken, kon geconcludeerd worden dat bij lage CZV-belastingen in een deel van het compartiment zuurstofconcentraties hoger dan 0,5 mg/l werden gemeten (Figuur 13).



Figuur 13 Zuurstofprofiel gemeten in het anoxische compartiment bij een lage belasting vóór optimalisatie.
(Overgang van de bezinker naar het anoxische compartiment = diepte 0 m).

De beluchting en het recirculatie-debiet kwamen in dat geval niet overeen met de zuurstofverbruikssnelheid van het slib. Als een gevolg hiervan daalde de denitrificatiesnelheid.

De zuurstofconcentratie op een bepaalde diepte in het anoxische compartiment is een functie van de zuurstofconcentratie in het oxische compartiment en de zuurstofverbruikssnelheid van het slib. Uit verschillende gemeten profielen kon geconcludeerd worden dat de zuurstofconcentratie lineair afnam met de diepte bij zuurstofconcentraties van meer dan 0,2 mg/l.

Uitgaande van propstroom-condities in het anoxische compartiment suggereert het bovenstaande een nulde orde reactievergelijking voor de zuurstofverbruikssnelheid. In de literatuur is dit ook voor actief-slibsystemen met geïntegreerde denitrificatie beschreven [3].

Uit het zuurstofprofiel (Figuur 13) kan een O₂-verbruikssnelheid van 1,0 mg/(l·m-reactor) worden bepaald. Bij een vloeistofsnellheid van 465 l/(m²·min) in het anoxische compartiment kan de O₂-verbruikssnelheid omgerekend worden naar 0,66 kg O₂/(m³·d). Uit S-COD-metingen werd een omzetting van 0,76 kg COD/(m³·d) berekend. Ook uit deze resultaten blijkt dat de substraatconversiesnelheid in de reactor min of meer constant is. Het bovenstaande werd tevens

ondersteund door de resultaten van de experimenten waarin de invoer van het influent werd overgeschakeld van het anoxische naar het oxische compartiment (zie paragraaf: Biokinetiek).

Optimalisatie

Het denitrificatierendement in de denitrificerende airliftreactor, uitgedrukt als het percentage verwijderde N van de hoeveelheid genitrificeerde-N, kon theoretisch berekend worden uit de substraatconversiesnelheid. Het was duidelijk dat de verhouding recirculatie-/influentdebiet bij hoge CZV/N-verhoudingen de denitrificatiesnelheid bepaalde.

Bij het berekenen van de theoretisch maximale denitrificatiesnelheid werd er vanuit gegaan dat:

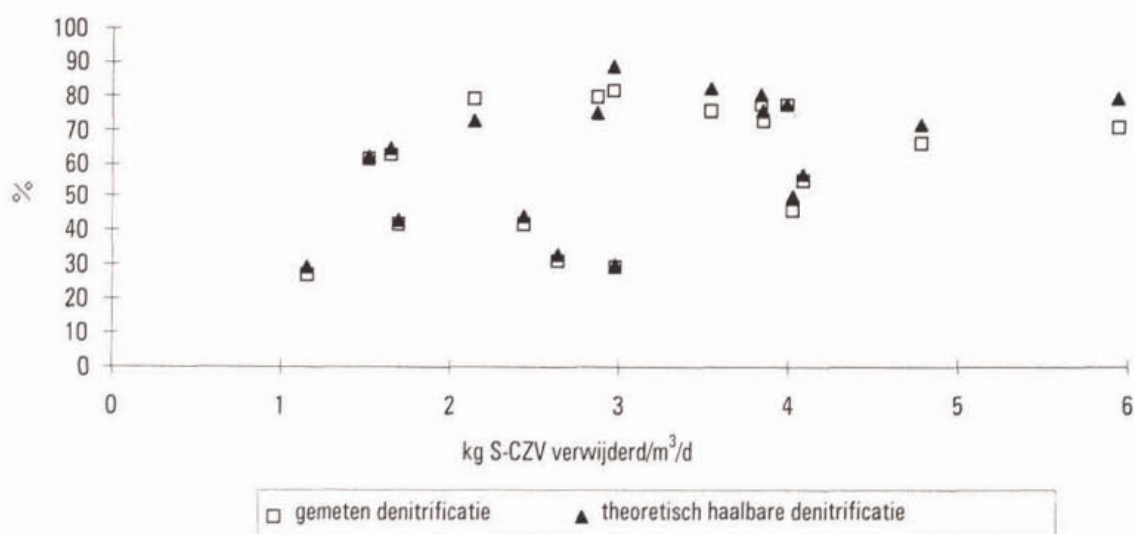
- de substraatconversiesnelheden gelijk waren voor zuurstof en nitraat als elektronen-acceptor;
- het anoxisch compartiment compleet anoxisch was.

Voor de berekening van de theoretisch maximale denitrificatierendementen kon de volgende vergelijking worden opgesteld:

$$\text{Denitrificatierendement} = \frac{\text{substraatconversiesnelheid} / 2,86 * 0,34 * 100\%}{\text{nitrificatiesnelheid}}$$

Waarbij: een fractie van 34% van het gehele volume onbelucht was.
de stoichiometrische denitrificatiesnelheid 2,86 kg CZV/kg NO_3^- -N bedroeg.

Een enkele keer was er sprake van doorslag van zuurstof naar het anoxische compartiment. In die gevallen was de denitrificatiesnelheid lager dan men op grond van bovenstaande formule zou verwachten. Echter door de beluchting en het recirculatie-debiet af te stellen op de CZV-verbruiksnelheid werd het anoxische compartiment inderdaad compleet anoxisch. Tijdens de experimenten werden bij verschillende CZV-omzettingssnelheden deze parameters geregeld. Dit resulteerde in een denitrificatierendement dat goed overeenkwam met de theoretische waarde berekend volgens bovenstaande formule (zie Figuur 14).



Figuur 14 Vergelijking van de werkelijke met de theoretisch haalbare denitrificatie in de denitrificerende CIRCOX®-reactor.

Gedurende de proef werden de beluchting en het recirculatiedebiet handmatig geregeld. Uiteraard kan een dergelijke regeling geautomatiseerd worden.

Uit de resultaten kan geconcludeerd worden dat de kinetiek in het reactorsysteem overeenkwam met de kinetiek van een oxydatiecircuit.

Stikstofconcentraties in het effluent van de denitrificerende CIRCOX®-reactor

De denitrificatiesnelheid in de reactor werd gedurende de gehele proefperiode voornamelijk bepaald door de CZV/N-verhouding. Deze was te laag om bij een anoxisch volumefractie van 34% een volledige denitrificatie te verkrijgen. Gedurende de laatste 3 maanden van het onderzoek werden, bij volledige nitrificatie, regelmatig nitraatconcentraties lager dan 10 mg/l gemeten (zie ook Tabel 9). Deze waarden waren lager dan men op grond van de theoretische berekeningen zou verwachten. Dit was toe te schrijven aan denitrificatie die binnenin de biofilm in het beluchte compartiment plaatsvond. Dit laatste werd tevens in de standaard reactor aangetoond.

Al met al kan geconcludeerd worden dat een uitbreiding van het anoxische volume nodig is om volledige denitrificatie te kunnen bewerkstelligen.

Berekend kan worden dat voor een effluentconcentratie lager dan 10 mg/l N, bij een gemiddeld omzetbaar CZV van 290 mg/l en een NH_4^+ -N-concentratie van 52 mg/l, het anoxische compartiment minimaal 41% van het totale volume moet bedragen.

Om te kunnen voldoen aan de effluenteis van totaal-N <10 mg/l en BZV < 10 mg/l is een nabehandeling noodzakelijk om de vaste stof uit het effluent te verwijderen. Gedurende de proef is hier geen aandacht aan besteed. Wel werd de bezinkbaarheid van het slib in het effluent regelmatig gemeten. De SVI (Slib Volume Index) van het gesuspendeerde slib in het effluent lag tussen 40 en 150 ml/gVSS. Het bezinkselvolume in het effluent van beide reactoren lag tussen 0 en 50 ml/l.

4.7 Bio-P-accumulatie

Demo-onderzoek

Er was sprake van fosfaat-accumulatie in het slib afkomstig van de denitrificerende CIRCOX®-reactor. In het slib van de standaard airliftreactor was dit veel minder het geval (Tabel 11). In vergelijkbare batch-testen met slib uit een actief-slibstelsel wordt slib met een fosfaatafgifte hoger dan 5 mg P/g droge stof beschouwd als slib met een hoge *Acinetobacter*-activiteit [18]. Voor het slib uit de denitrificerende reactor kan op grond van de resultaten (Tabel 11) geconcludeerd worden dat in de biofilmen hoge *Acinetobacter*-concentraties voorkwamen. De maximale fosfaatafgifte van het slib uit de denitrificerende reactor bedroeg 20 mg P/g VSS (Tabel 11).

serie no.	influent	denitrificerende reactor		standaard airliftreactor		denitrificerende reactor
		effluent t = 0	monster uit reactor met Na-Ac op t = 2,5 uur	effluent t=0	monster uit reactor met Na-Ac op t = 2,5 uur	fosfaat-afgifte
	o-PO ₄ ³⁻ -P (mg/l)					mg o-PO ₄ ³⁻ -P/g VSS
1	6	3	159	5	8	14
2	5	5	202	5	10	20
3	5	5	38	5	5	4
4	-	3	192	3	<10	8
5	8	2	54	7	9	5

Tabel 11 Resultaten van de fosfaatverwijdering in de demoreactoren en resultaten van defosfateringsproeven met slib uit de denitrificerende reactor en de standaard reactor.

De toepassing van de airliftreactor voor het verwijderen van fosfaat lijkt met het huidige reactorontwerp niet mogelijk. Defosfatering kan gerealiseerd worden door slib over een aparte reactorruimte te recirculeren (analoog aan het recirculeren over de anoxische ruimte t.b.v. van denitrificatie). In deze reactorruimte zou azijnzuur gedoseerd moeten worden om het fosfaat uit het slib te strippen.

Flankerend onderzoek

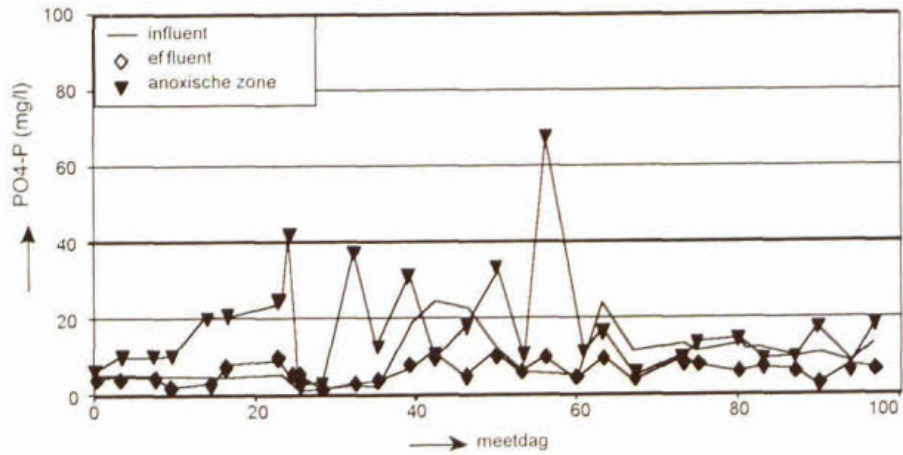
Ook in het flankerend onderzoek zijn verkennende proeven uitgevoerd waarbij is nagegaan in hoeverre in dit reactorconcept selectie van bio-P-accumulerende bacteriën plaatsvindt. Hiervoor zijn de laboratoriumreactoren gebruikt die in Bijlage B1 zijn beschreven. In reactor 1 (R1) en reactor 2 (R2) bedroeg het anoxisch reactorvolume 40%, resp. 50% van de totale reactorinhoud.

Het fosfaatgehalte werd gemeten in het influent, in de afloop van de anoxische zone en in het effluent. Rond dag 60 werd gestart met het dagelijks strippen (5x/week) van circa 25% van de biomassa. Dit was in feite een batchgewijs uitgevoerd zijstroomproces waarbij 150 mg CZV/g VSS (als acetaat) werd gedoseerd. Na een contacttijd van 8 uur werd de fosfaatarme biomassa teruggebracht in de reactoren.

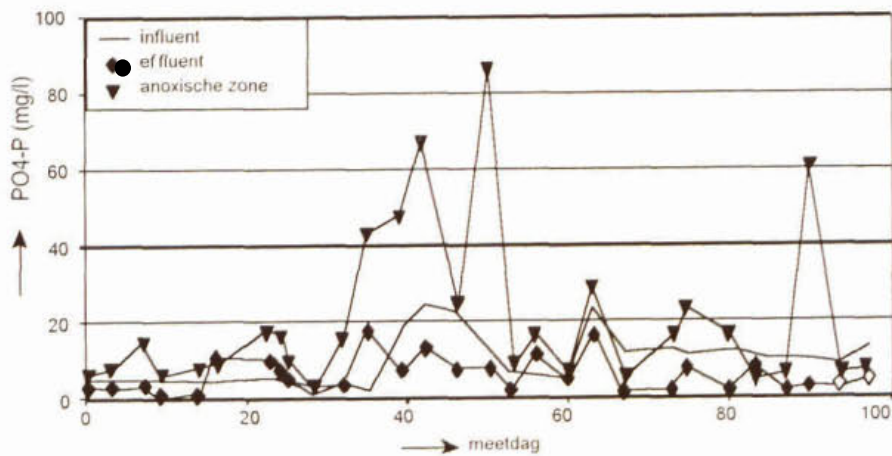
Het totaal fosfaatgehalte werd op drie bemonsteringspunten gemeten (Figuren 15 en 16). Uit deze resultaten kan geconcludeerd worden dat sprake was van een duidelijke fosfaatafgifte in de anoxische zones totdat gestart werd met het dagelijks strippen van een deel van de biomassa. Bij dit strippen werd een afgifte van 10 à 20 mg o-PO₄³⁻-P/g VSS vastgesteld. Eén en ander resulteerde met name in reactor 2 in een forse toename van het verwijderingsrendement van fosfaat (Tabel 12). Deze resultaten illustreren dat de integratie van een anoxisch compartiment tevens tot selectie van bio-P-accumulerende bacteriën leidt.

Periode	Totaal-fosfaat influent (mg o-PO ₄ ³⁻ -P/l)	Rendementen (%)	
		R1	R2
dag 1-50	7,8	39,2	21,8
dag 67-98	11,6	46,7	67,8

Tabel 12 Fosfaatverwijdering in de laboratorium-reactoren.



Figuur 15 Totaal fosfaatgehalte in reactor 1.



Figuur 16 Totaal fosfaatgehalte in reactor 2.

4.8 Biomassa in de airliftreactoren

4.8.1 Biofilmontwikkeling in de demoreactoren

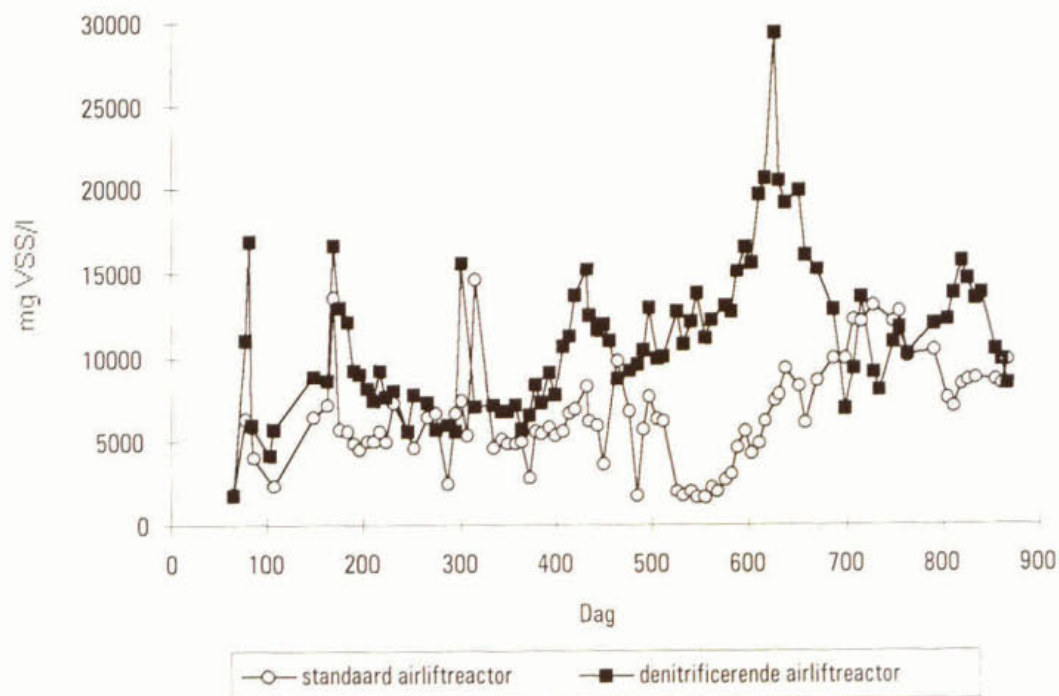
In deze paragraaf wordt de ontwikkeling van de biomassa in de demoreactoren besproken. Hierbij wordt soms verwezen naar Bijlage B2, waarin een aantal ervaringen met het kweken van biofilmen in airliftreactoren is samengevat.

Van de procesparameters die de ontwikkeling van de biofilmen beïnvloed kunnen hebben, moeten met name de volgende worden genoemd:

- volumebelastingen: Tijdens het eerste onderzoeksjaar waren deze met 2-4 kg T-CZV/(m³·d) aanmerkelijk lager dan bij alle vooronderzoeken. In de periode dag 340-574 is de belasting, via het terugbrengen van de HRT tot 1,25 uur, verhoogd tot 5-6 kg T-CZV/(m³·d). Vanaf de overschakeling op ruw influent (dag 580) is de volumebelasting gestuurd op 6-10 kg T-CZV/(m³·d);
- dragerconcentratie: De reactoren zijn opgestart met 50 g/l relatief grof basalt. Dit correspondeerde met een hechtingsoppervlak van circa 300 m²/m³. Ongeveer 1 maand na de technische opstart is overgeschakeld op een fijnere basaltkwaliteit en werd de dragerconcentratie verhoogd tot 100 g/l, waardoor het hechtingsoppervlak toenam tot 750 m²/m³. Vanaf dag 363 werd de dragerconcentratie geregeld op een minimumniveau van 20 à 30 g/l;
- de aanwezigheid van een anoxische zone in de denitrificerende airliftreactor.

Biomassa

In de standaard airliftreactor stagneerde de biomassa vrijwel voortdurend op een niveau van 5-8 g VSS/l. In de reactor met het anoxisch compartiment nam de biomassaconcentratie gedurende de proef echter toe. Tijdens het eerste onderzoeksjaar was 8-10 g VSS/l aanwezig, in de periode dag 400-580 nam de biomassa toe tot 10 à 12 g VSS/l, waarna het gehalte verder steeg tot 20 g VSS/l rond dag 620 (Figuur 17). Vervolgens daalde de biomassaconcentratie echter weer vanwege enkele calamiteiten in de laatste maanden (zie ook paragraaf 4.5).



Figuur 17 Ontwikkeling van de hoeveelheid biomassa in de demoreactoren.

De gerealiseerde biomassagehaltes zijn lager dan bij de vooronderzoeken op 25-liter-schaal (20-35 g VSS/l). Voor dit (aanmerkelijk) verschil zijn diverse verklaringen mogelijk.

Tijdens het eerste onderzoeksjaar was de volumebelasting in feite vaak te laag. Het opvoeren van de belasting leidde echter alleen in de denitrificerende airliftreactor tot een (tijdelijke) forse toename van de hoeveelheid biomassa.

Het is ook denkbaar dat verschillen in shear een rol hebben gespeeld. Gelet op de vorm van de biofilmen, een onderwerp waarop nog wordt teruggekomen, was de shear in de demoreactoren in elk geval niet groter dan in de 25-liter-reactoren.

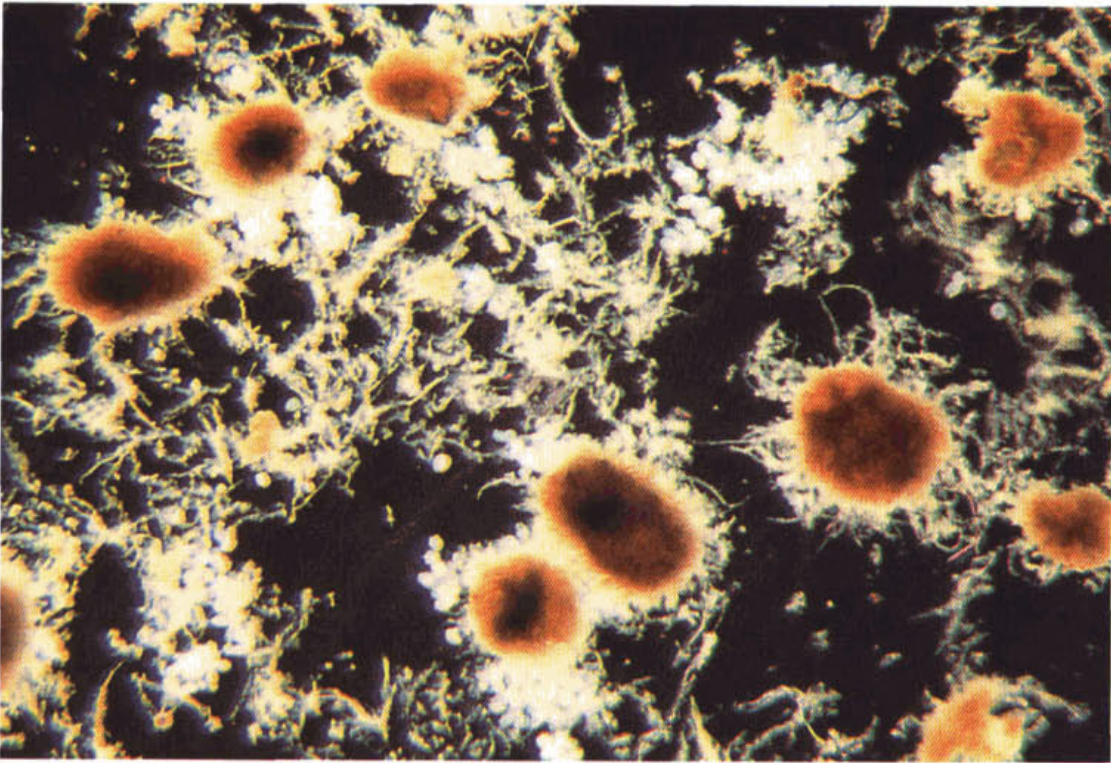
De meest waarschijnlijke verklaring voor de stagnering van de biomassa-ontwikkeling gedurende de demo-experimenten betreft de retentie van gesuspenderde biomassa in de demoreactoren. De vermelde vastestofgehalten (Figuur 17) zijn inclusief de niet-gehechte biomassa in de reactoren. Het gehalte aan gesuspenderde biomassa bedroeg gemiddeld 15% van de totale hoeveelheid.

Dit materiaal ontstond door afslag van de rafelige biofilmen. Het grootste deel van het gesuspenderde materiaal spoelde uit, maar een klein gedeelte werd samen met vaste stof uit het influent ingevangen in de biofilmen. Het materiaal omvatte dus voornamelijk afgeslagen rafels (inclusief protozoën en draadvormers), kleine deeltjes afkomstig uit influent en losse bacteriecellen (Figuur 18).

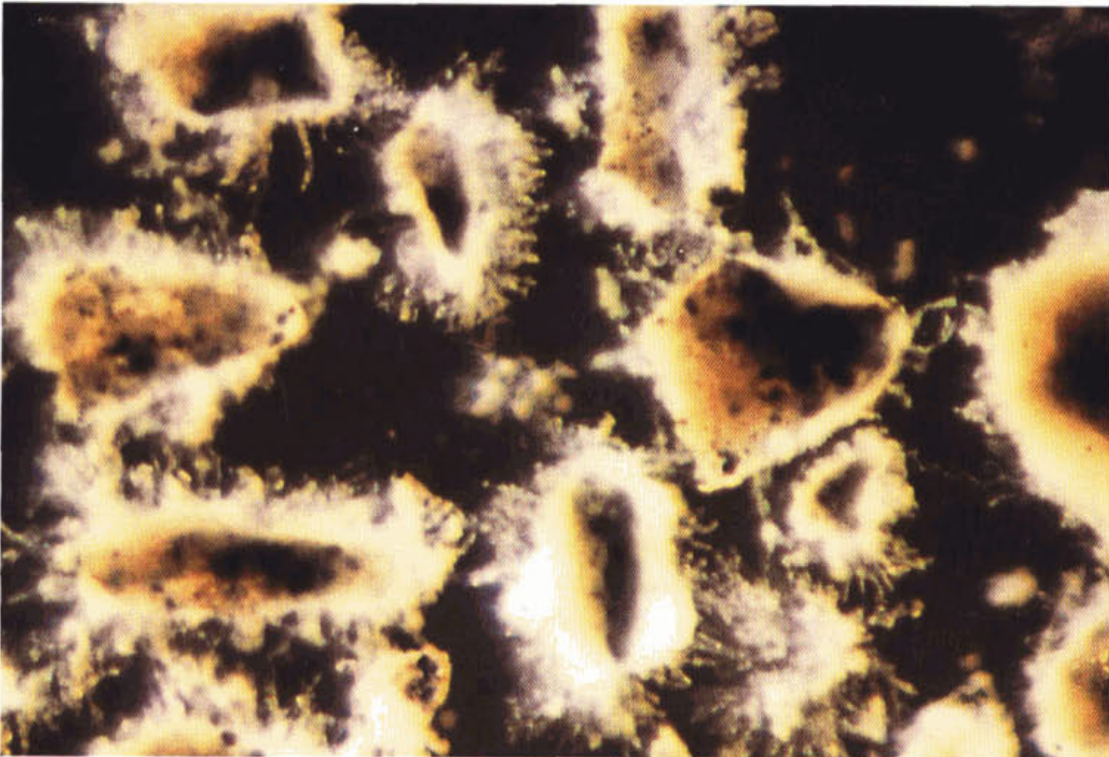
Gedurende het eerste jaar werd daarnaast ook met het influent gesuspendeerde biomassa aangevoerd, omdat de bezinktanks van de rwzi Zaandam-Oost niet altijd optimaal functioneerden.

Zoals in Bijlage B2 is aangegeven, leidt retentie van gesuspendeerde biomassa tot stagnering van de groei van biofilmen. Tijdens de periode waarin de hoeveelheid biomassa in de denitrificerende airliftreactor toenam tot 20 g VSS/l, was de hoeveelheid slib in suspensie dan ook gering (<0,5 g VSS/l).

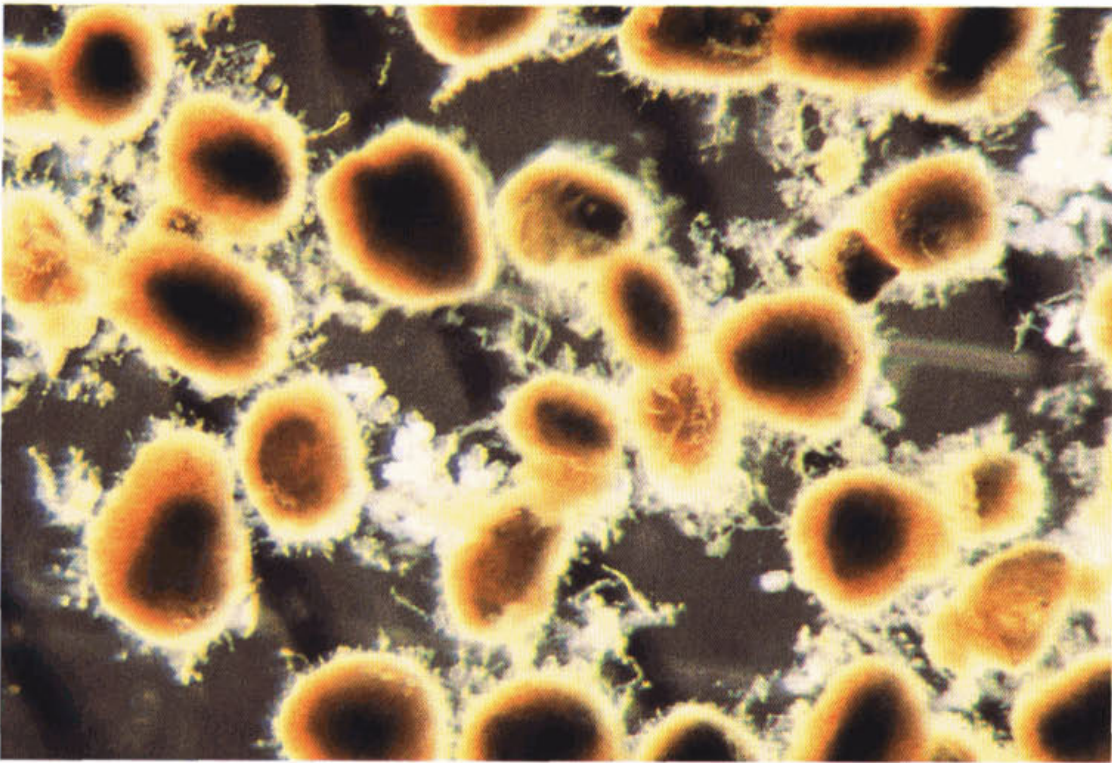
Een duidelijke verklaring voor de retentie in de reactoren ontbreekt echter. Bij de vooronderzoeken is retentie van biomassa slechts incidenteel opgetreden, vaak in combinatie met groei van draadvormende bacteriën op de biofilmen. Dit aspect kan tijdens het demoonderzoek slechts in enkele perioden een rol hebben gespeeld. Niet-gehechte biomassa wordt normaliter linea-recta uitgespoeld. In de demoreactoren konden zich periodiek echter zelfs vrij grote populaties van vrijzwemmende rotiferen en nematoden handhaven. Mogelijk moet de retentie van gesuspendeerde biomassa verklaard worden uit de structuur van de biofilmen. Deze waren vrijwel permanent minder rond en glad dan bij de laboratoriumonderzoeken, waardoor het "filtratie-effect" in de bezinker van de demoreactoren groter was.



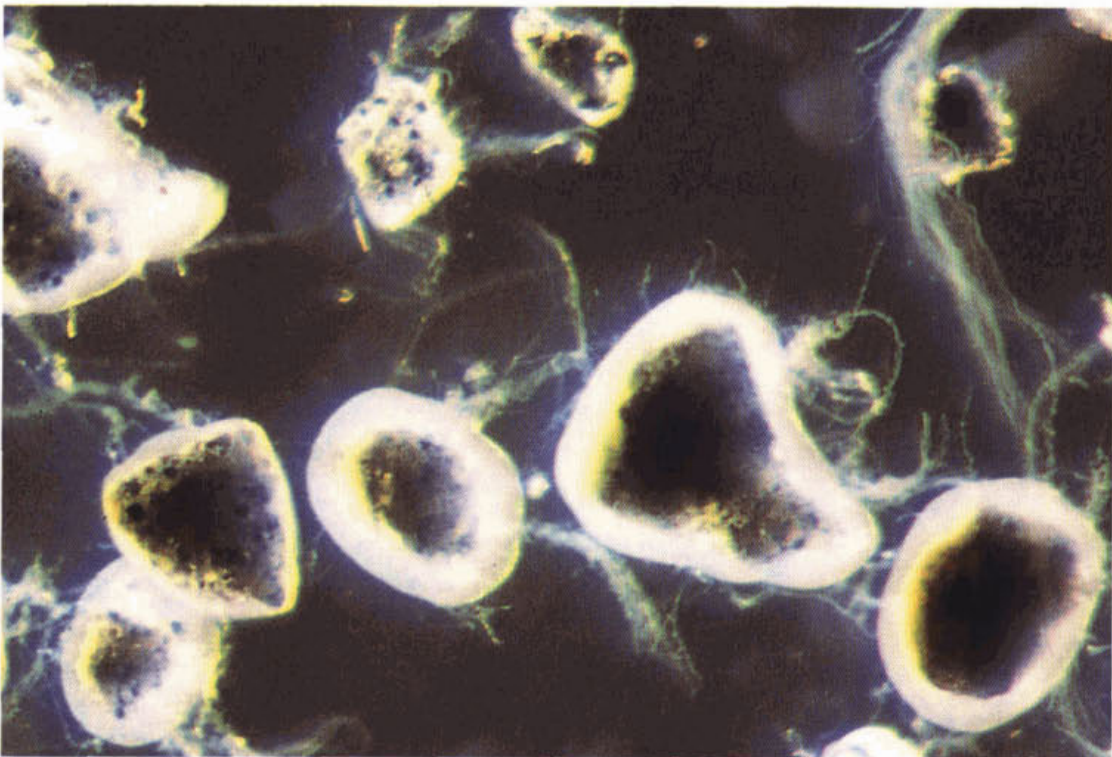
Figuur 18 Biomassa in suspensie: veel losgeslagen rafels (27x).



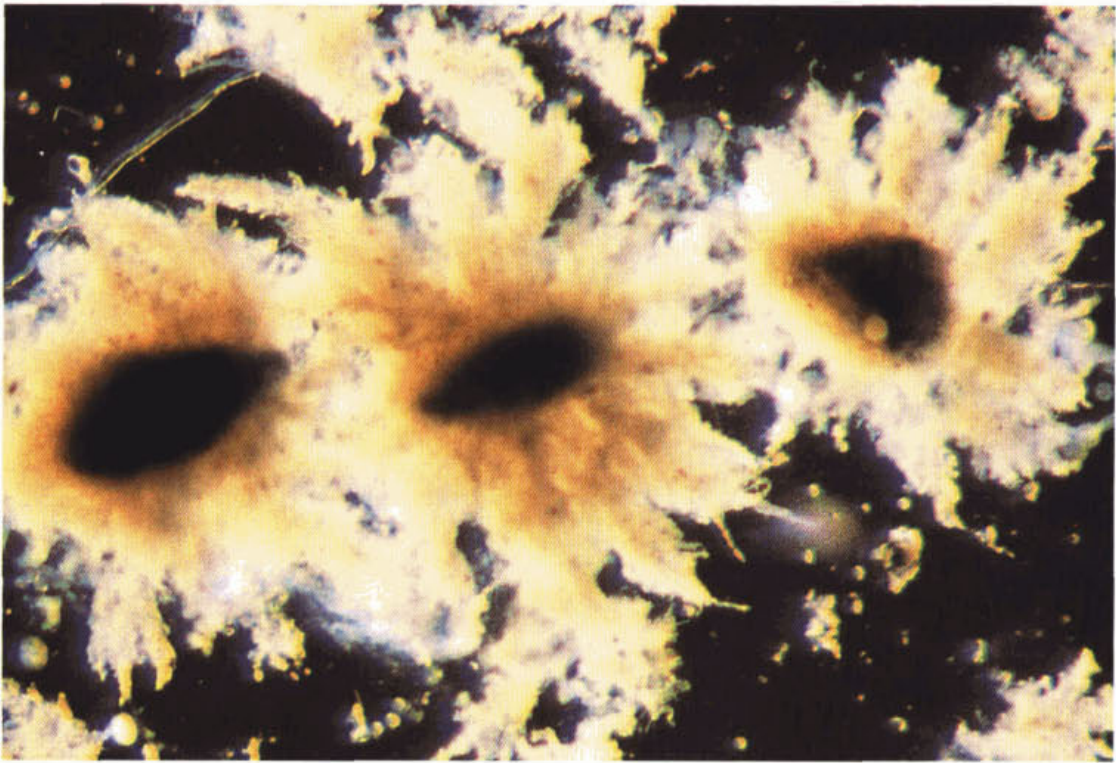
Figuur 19 Zoogloea kolonies op biofilmen (70x).



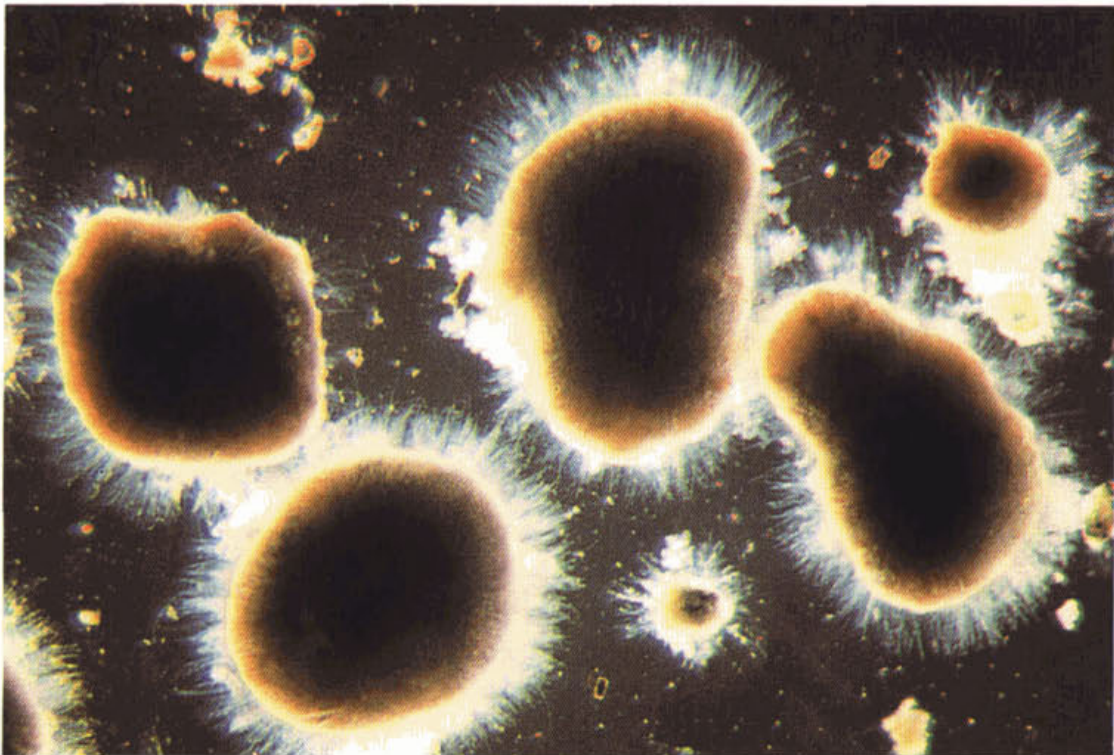
Figuur 20 Compacte filmen (31x).
N.B. de afstand tussen de zwarte banen bedraagt 1 mm.



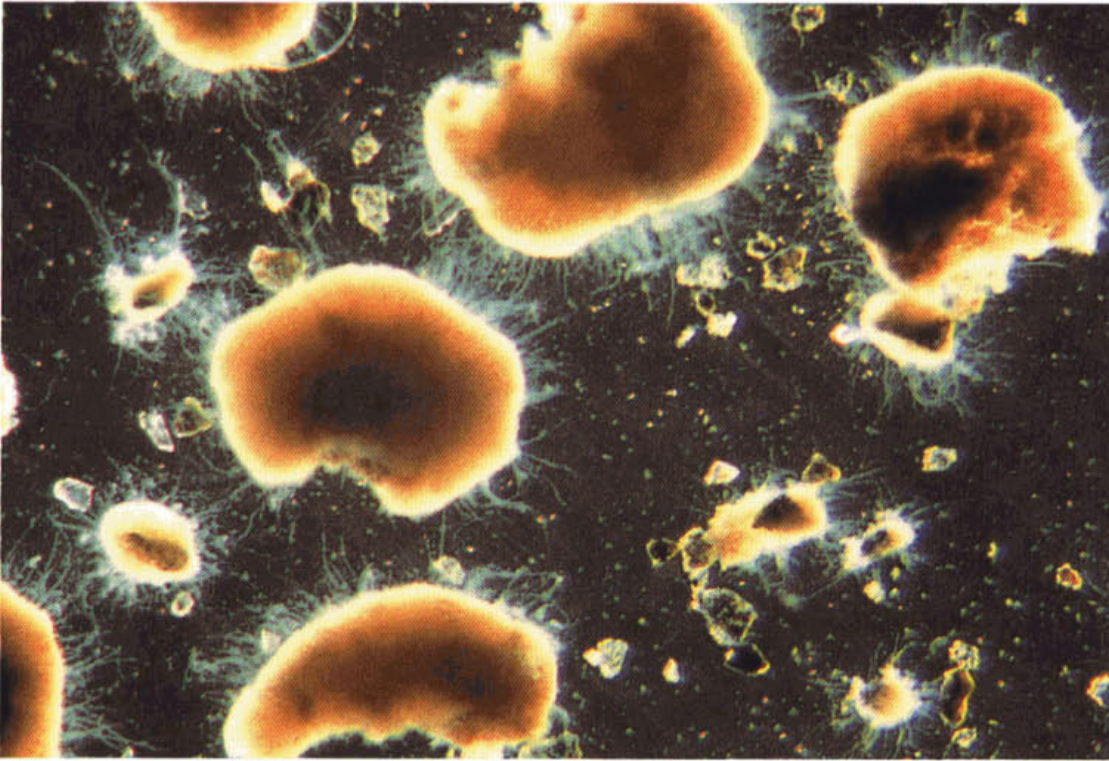
Figuur 21 Transparante "koolstoffilmen" (75x)



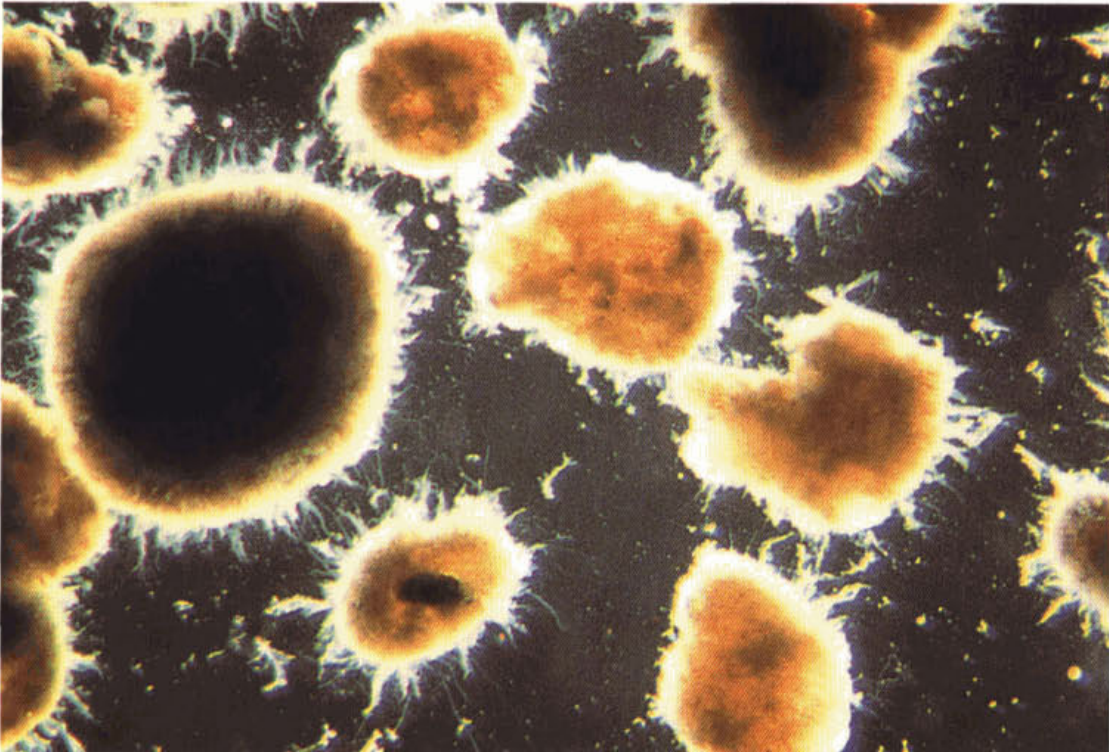
Figuur 22 Filmen met grote, karakteristiek gevormde, rafels (52x).



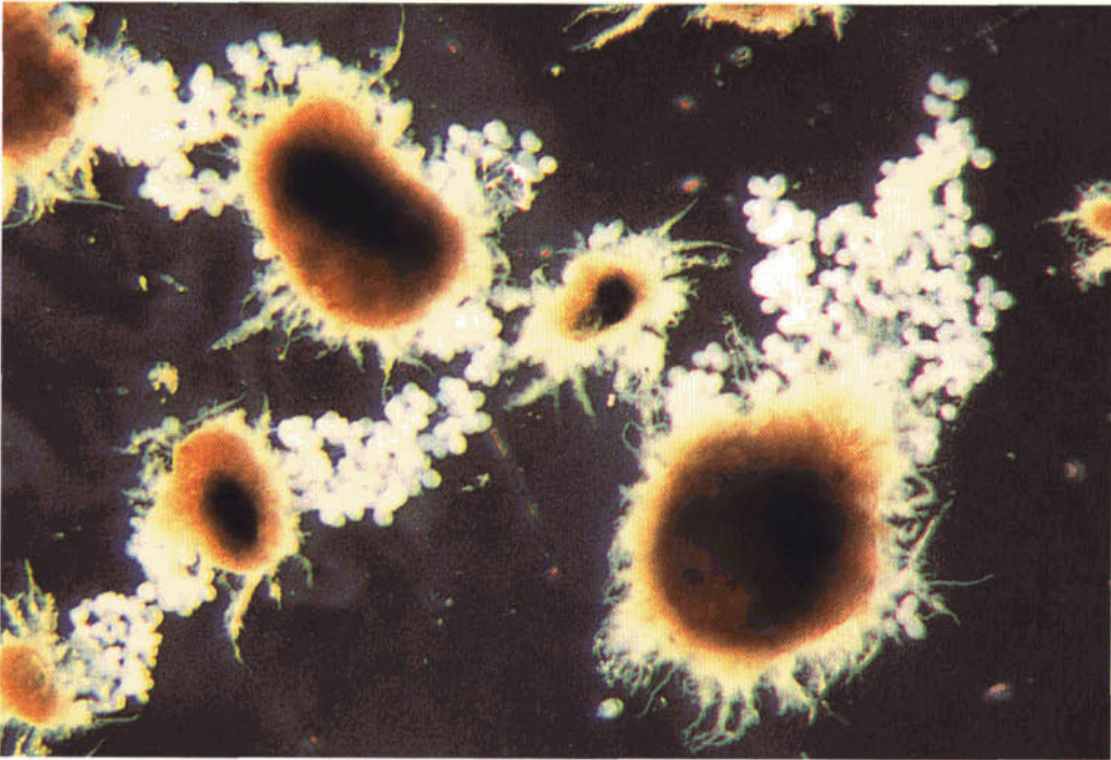
Figuur 23 Dikke biofilmen met een mantel van draden (21x).



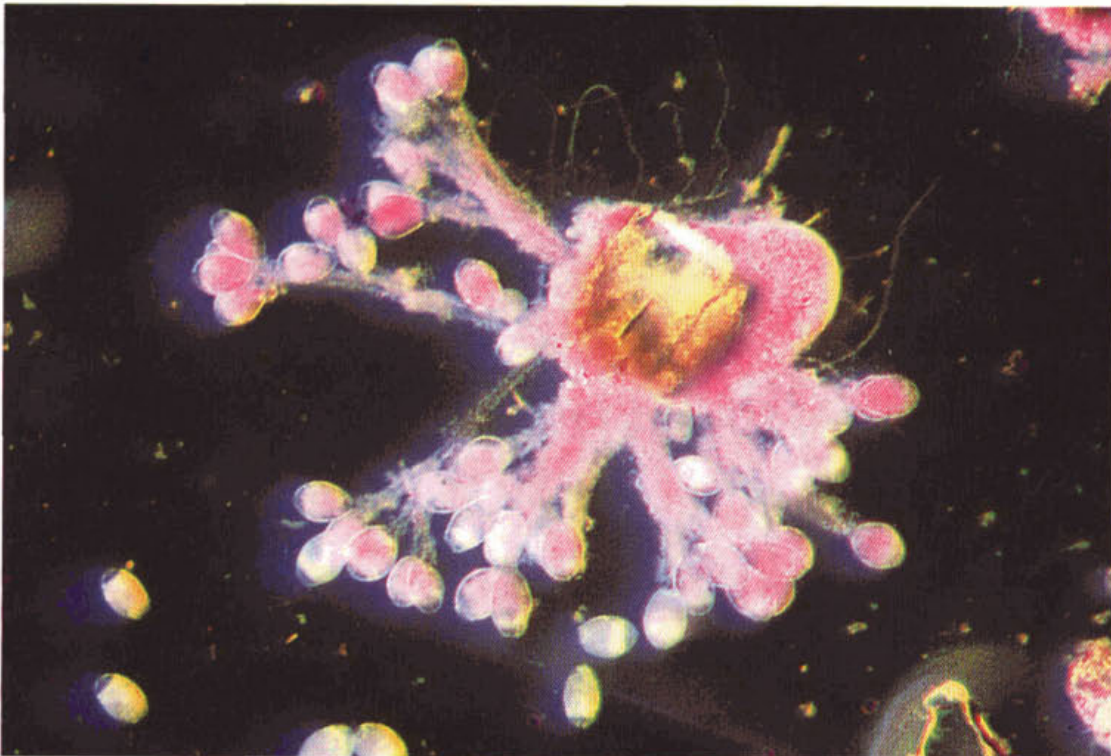
Figuur 24 Opendeknapte biofilmen en dragerdeeltjes met geen of een dunne biofilm (21x).



Figuur 25 Brokstukken biofilm; start granulenvorming (21x).



Figuur 26 Kolonies van protozoën op biofilmen (27x).



Figuur 27 Kolonie van protozoën na kleuring met carbolgentiaanviolet (68x).

Biofilmkarakteristieken

De vorm van de biofilm veranderde in feite voortdurend tijdens de experimenten. Een eenduidige, beknopte karakterisering is daardoor niet mogelijk. Er wordt daarom volstaan met een bespreking van voor de praktijk relevante aspecten. Ter illustratie is een aantal afbeeldingen van biofilmen opgenomen.

In Bijlage B2 wordt aangegeven dat de specifieke oppervlaktebelasting in belangrijke mate bepalend is voor het al dan niet ontstaan van compacte biofilmen. Bij specifieke oppervlaktebelastingen $>$ circa $10 \text{ g CZV}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ worden losse, rafelige biofilmen gevormd, waar voortdurend delen vanaf geslagen worden. Dit aspect heeft de biofilmvorming in de demoreactoren gedurende de eerste maanden negatief beïnvloed. De specifieke oppervlaktebelasting bedroeg in deze periode 10 à $15 \text{ g CZV}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$, hetgeen resulteerde in uitgesproken pluizige filmen door de groei van Zoogloea kolonies (Figuur 19). Ook in een later stadium, toen gestopt was met het handhaven van een hoge dragerconcentratie, heeft dit punt met name in de standaard airliftreactor, incidenteel nog een rol gespeeld.

Het opvoeren van het aanwezige hechtingsoppervlak resulteerde na verloop van tijd in stevige, geelbruin getinte biofilmen waarbij op het oppervlak alleen wat korte "rafels" aanwezig waren (Figuur 20). Dit type biofilm heeft gedurende een aantal perioden het beeld gedomineerd. De uitgesproken gladde biofilmen die bij de vooronderzoeken werden gekweekt, zijn exclusief de hierna vermelde C-filmen, in de demoreactoren niet waargenomen. Dit duidt op een, in vergelijking met de 25-liter-reactoren, lagere shear in de demo-installaties. De ontwikkeling van fragiele Zoogloea kolonies en de hechting van grote populaties kwetsbare ciliaten op de deeltjes wijst ook in deze richting.

Tijdens het eerste onderzoeksjaar is in beide reactoren waargenomen dat een "abrupte" toename van de volumebelasting (van 2 à 3 naar $5 \text{ kg T-CZV}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$) een massale ontwikkeling van zogenaamde C-filmen initieerde (Figuur 21). Deze filmen bestaan voornamelijk uit heterotrofe bacteriën. Het verschijnsel is ook onder laboratoriumomstandigheden waargenomen. De C-filmen waren in het begin bijna transparant, maar werden na verloop van tijd geelbruin en compact. Overigens groeiden de C-filmen voornamelijk op kale dragerdeeltjes, waardoor in feite twee typen biofilmen aanwezig waren.

In de airliftreactoren waren periodiek enorme rafels op de biofilmen aanwezig (Figuur 22). De rafels op de korrels in de denitrificerende airliftreactor leken groter dan in de standaard airliftreactor. Een duidelijke verklaring voor de groei van dit soort rafels ontbreekt. In tegenstelling tot het laboratoriumonderzoek, kon hun aanwezigheid niet gerelateerd worden aan veranderingen van de zuiveringsprestaties.

Vanaf dag 363 werd alleen nog drager toegevoegd indien het gehalte onder het niveau van 20 à 30 g/l daalde. Deze maatregel had tot gevolg dat het aantal deeltjes in de reactoren fors daalde, waardoor de resterende biofilmen veel dikker werden. De maximale diameter van de deeltjes nam toe van $0,5$ - $1,0 \text{ mm}$ tot 2 - 3 mm (Figuur 23). Dikke filmen knapten soms open (Figuur 24), waardoor ook brokstukken biofilm in de reactoren aanwezig waren. Kale dragerdeeltjes - toegevoegd of uit opengeknapte deeltjes - werden omgeven door "jonge" biofilmen. Deze combinatie van processen resulteerde in een, qua vorm en grootte van de deeltjes, zeer heterogeen samengestelde biomassa in de reactoren.

Er werd verwacht dat de veel lagere dragerconcentratie tijdens het tweede onderzoeksjaar na verloop van tijd tot een massale ontwikkeling van zogenaamde granulen zou leiden. Granulen zijn deeltjes biomassa waarbij de functie van de anorganische dragerkern is overgenomen door een "oud" stukje biofilm (Figuur 25). In een situatie waarbij stukken van losgeknapte biofilmen als groeikern gaan fungeren, vervalt de noodzaak om periodiek dragermateriaal toe te voegen en ontstaat een zichzelf regulerend systeem. De onderhavige experimenten hebben geen definitief uitsluitsel gegeven over de haalbaarheid van dit concept bij de behandeling van rioolwater. Retentie van stukken biofilm in de reactoren leidde wel tot een langzame toename van het aantal deeltjes zonder dragerkern, tot maximaal 50% van het totaal aantal deeltjes.

Tenslotte kan nog worden opgemerkt dat het bezinkgedrag van deeltjes met een diameter van enkele mm's, nog maar nauwelijks beïnvloed wordt door groei van draadvormende bacteriën, kolonies van protozoën of van rafels op het oppervlak van de biofilmen.

Draadvormende bacteriën

Over de gehele onderzoeksperiode was de gemiddelde grootte van de populatie van draadvormende bacteriën beperkt: de F1 bedroeg 2,2 in de standaard airliftreactor en 1,6 in de denitrificerende airliftreactor (F1 is de filament-index met een minimum van nul (geen draden) en een maximum van vijf (zeer veel draden). Er werd een duidelijk effect van de volumebelasting vastgesteld. De overschakeling op ruw influent en de daarmee gepaard gaande toename van de belasting resulteerde in grotere populaties van draden: de gemiddelde F1 nam toe tot 3,3 in de standaard airliftreactor en 2,5 in de denitrificerende reactor. Ook de SVI illustreerde dat de vaste stof in het effluent van de denitrificerende reactor aanzienlijk betere bezinkingseigenschappen bezat dan dat van de standaard reactor. De SVI-waarden van het effluent van de standaard reactor bedroegen voor de periode met voorbezonken influent en de periode met ruw influent respectievelijk 105 ml/g en 201 ml/g.

De waarden bedroegen voor de denitrificerende reactor respectievelijk 62 ml/g en 110 ml/g.

Deze resultaten illustreren, dat de integratie van een anoxisch compartiment de kans op een massale groei van draadvormers verkleint.

Dit is het gevolg van het feit dat de betreffende draadvormers alleen onder aerobe condities substraat kunnen opnemen. Voor een stabiel proces is het dan ook van belang, dat doorslag van zuurstof naar het anoxisch compartiment zoveel mogelijk wordt beperkt.

Tenslotte kan worden opgemerkt dat diverse malen is vastgesteld dat een abrupte verhoging van de belasting, meestal gepaard ging met een tijdelijke toename van het aantal draden in de reactoren.

Protozoën

In beide reactoren, maar vooral in de denitrificerende airliftreactor waren vrijwel permanent op alle biofilmen talrijke protozoën (voornamelijk ciliaten) aanwezig. Soms werden enorme kolonies gevormd (Figuren 26 en 27), waardoor de bezinkeigenschappen van de deeltjes aanmerkelijk verslechterden en biomassa uitspoelde. Bij het laboratoriumonderzoek werd vastgesteld, dat een vermindering van het aantal deeltjes in een airliftreactor resulteert in een toename van het aantal protozoëncellen per deeltje, hetgeen de forse kolonies bij het onderhavige experiment grotendeels verklaart. Protozoën consumeren voornamelijk losse

bacteriecellen en andere minuscule deeltjes. Een grote populatie impliceert dan ook een vergaande verwijdering van deze fractie tijdens de passage van de reactor.

Relatief grote populaties van rotiferen en nematoden werden alleen tijdens het eerste onderzoeksjaar, i.e. tijdens de periode met de zeer lage volumebelasting en hoge vastestofconcentraties in het influent, waargenomen.

4.8.2 Biofilmstabiliteit

Reeds enkele dagen na de opstart van de reactoren werd op een deel van de basaltdeeltjes bacteriegroei waargenomen. Binnen enkele weken ontwikkelde zich een dunne biofilm op de deeltjes. Overigens verliep in beide reactoren de biofilmontwikkeling grotendeels op dezelfde manier.

Gedurende de periode waarin als influent voorbezonden rioolwater werd gebruikt, varieerde de kwaliteit van de biofilmen sterk. Gedurende deze periode was het niet altijd mogelijk om een verband tussen de procesomstandigheden en de biofilmkwaliteit vast te stellen (zie paragraaf 4.8.1). Het was echter wel duidelijk dat bij lage CZV-belastingen ($< 2,5 \text{ kg omzetbare-CZV}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$) de biofilmkwaliteit verslechterde. De biofilmen werden pluizig en minder compact. De afslagsnelheid van rafels van de biofilmen was hoog en als gevolg hiervan steeg de hoeveelheid gesuspendeerde biomassa ($\pm 15\%$ van de hoeveelheid biomassa op drager). Het aantal ciliaten nam ook toe, zowel op de biofilmen als op de slibvlokjes in suspensie. Hierdoor nam de bezinkbaarheid van het slib af en spoelde het gesuspendeerde slib en een klein deel van het slib-op-drager uit. Dit had, vooral bij lage temperaturen, een negatief effect op de nitrificatie.

Tijdens de periode waarin het ruwe 1-mm gezeefde rioolwater als influent werd gebruikt, kon de belasting continu op een voldoende hoog niveau worden gehouden, zodat continu meer dan $2,5 \text{ kg CZV}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ werd omgezet. De slibkwaliteit gedurende deze periode was aanzienlijk beter dan in de periode ervoor (zie Figuur 20). Hierdoor was de slibverblijftijd voldoende lang om een goede nitrificatie te bewerkstelligen. Bij normale belastingen werden zogenaamde granules (slibkorrels zonder dragermateriaal) waargenomen. Deze granules ontstonden uit stukjes van de drager afgebroken biofilmen die vervolgens tot ovale of ronde granules uitgroeiden.

In beide reactoren trad in beperkte mate draadvorming op. De hoeveelheid draadvormers kon in de denitrificerende reactor beperkt blijven wanneer het anoxische compartiment ook daadwerkelijk anoxisch was. Dit kon geregeld worden door de beluchting en de recirculatie af te stemmen op de zuurstofvraag. Hoewel dit in de demoproef handmatig gebeurt, kan dit op praktijkschaal automatisch worden geregeld.

Het effect van de hoeveelheid drager op de biofilmontwikkeling is niet duidelijk vast komen te staan. Schaafeffecten lijken hierbij ook een rol te spelen: dit kan geconcludeerd worden uit de resultaten van full-scale airliftreactoren en de proeven op laboratoriumschaal (zie Bijlage B2). Zo bevinden zich in de full-scale airliftreactoren (waarin anaëroob voorbehandeld brouwerij- en farmaceutisch afvalwater worden behandeld) op de drager mooie gladde biofilmlagen bij dragerconcentraties van 30 tot 70 g/l, terwijl op laboratoriumschaal (Bijlage B2) pas bij hogere concentraties dragermateriaal (150 of 200 g/l; met een specifieke oppervlaktebelasting $< 10 \text{ g CZV}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$) een goede biofilmkwaliteit werd verkregen.

Door het optreden van granules lijkt de dragerconcentratie echter minder belangrijk omdat het beschikbare hechtingsoppervlak in de reactor op natuurlijke wijze wordt vergroot. In de demoreactoren echter ontwikkelden de granules zich niet massaal, dit in tegenstelling tot in full-scale reactoren. Bovendien spoelden kleine granules makkelijker uit.

Daarom lijkt het voor toepassing van airliftreactoren voor de zuivering van huishoudelijk afvalwater vooralsnog raadzaam om een dragerconcentratie van tenminste 50 g/l te hanteren.

4.8.3 Processtabiliteit

Opmerkelijk was dat de grote verscheidenheid van biofilmen, door de seizoenen heen, nauwelijks van invloed was op de zuiveringsprestaties van het airliftsysteem. Wel diende de volumetrische belasting groter te zijn dan 2,5 kg omzetbare-CZV/(m³·d) daar beneden deze belasting de afslagsnelheid van de biofilmen zo hoog was dat de nitrificatie werd aangetast. Zelfs bij lage temperaturen (6 °C) waren de zuiveringsprestaties goed indien een voldoende hoge belasting werd gehanteerd. Ofwel, het aanleggen van de juiste procescondities leidt voor de behandeling van huishoudelijk afvalwater in een airliftreactor tot goede, stabiele, zuiveringsprestaties.

5. DIMENSIONERINGSGRONDSLAGEN

5.1 Biologische dimensioneringsgrondblagen

Uitgaande van de afvalwaterkarakteristieken zoals die zijn bepaald in Zaandam op het ruwe afvalwater (zie 4.1) kunnen op basis van de proeven op semi-technische schaal de volgende dimensioneringsgrondblagen worden geformuleerd:

- De volumetrische totaal-CZV-belasting dient gemiddeld $8 \text{ kg CZV/m}^3 \cdot \text{d}$ te bedragen, bij deze belasting wordt een CZV-verwijderingsrendement van 40% totaal en 78% op opgeloste CZV bereikt terwijl het opgelost BZV minder dan 10 mg/l bedraagt. Tegelijkertijd bedraagt de totaal- NK_j -belasting dan $0,68 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ en vindt er boven $15 \text{ }^\circ\text{C}$ 100% nitrificatie plaats, 83% van de NK_j is nitrificeerbaar.
- Het anoxische compartiment dient 40% van het totale reactorvolume te bedragen om aan de stikstofeis van totaal-N $< 10 \text{ mg/l}$ te kunnen voldoen. Het recycledebiet voor de denitrificatie dient dan 5 tot 6 maal het invoerdebiet te bedragen. De stikstofbelasting in het beluchte compartiment bedraagt dan $1 \text{ kg NK}_j/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$.
- Ten behoeve van een optimaal nitrificatierendement is een opgeloste-zuurstofconcentratie nodig van minimaal $3 \text{ mg O}_2/\text{l}$.
- De benodigde zuurstofoverdrachtscapaciteit bedraagt voor genoemde gemiddelde situatie $8,7 \text{ kg O}_2/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$.
- Voor een gunstige zuurstofoverdrachtseconomie dient het vloeistofniveau van de reactor 15 à 20 m hoog te zijn (zie Bijlage A5).
- Onder DWA-omstandigheden zal de hydraulische verblijftijd in de reactor gemiddeld 2,2 uur bedragen.
- Bij opstart dient de dragerconcentratie tussen de 50 en 100 g/l te bedragen.

5.2 Hydraulische dimensioneringsgrondblagen

PAQUES WS beschikt over een bezinkerontwerp voor praktijkschaal waarbij het bezinkgedeelte wordt ontworpen op 20 m/uur. De annulaire ruimte (ontgassingsruimte) wordt zodanig gedimensioneerd dat een vloeistofsnelheid van 10 cm/sec kan worden gehanteerd, bij deze snelheid vindt volledige ontgassing plaats. De luchttrechter, het oppervlak waardoor de lucht in de kop van de reactor wordt doorgevoerd, wordt gedimensioneerd op een gassnelheid van 7 cm/sec . De dimensies van de kop van de reactor worden bepaald door het lucht- en waterdebiet. Het luchtdebiet wordt bepaald door de organische belasting (CZV en Kjeldahlstikstof). De hydraulische belasting wordt bepaald door de manier waarop het afvalwater wordt aangeboden en zal in de praktijk worden uitgelegd, voor huishoudelijk afvalwater, op een maximaal debiet van 2 à 3 maal de DWA.

5.3 Verwijdering van zwevende stof

Om aan de lozingseisen te kunnen voldoen is het noodzakelijk dat de zwevende stof na behandeling in de airliftreactor wordt verwijderd. Wanneer een airliftreactor als capaciteitsuitbreiding op een bestaande rwzi wordt geïnstalleerd kan eventueel gebruik worden gemaakt van de bestaande nabezinkers. In geval van een nieuw te bouwen installatie dient het zwevende stof uit het effluent van de airliftreactor te worden verwijderd. Behandeling in een conventionele nabezinker, behandeling in een compacte platenafscheider of nabehandeling door

middel van flotatie behoren tot de mogelijkheden. In het geval van behandeling van voorbezonken afvalwater kan zelfs directe zandfiltratie worden overwogen.

In het geval van voorbezonken afvalwater bevat het effluent van de airliftreactor gemiddeld 130 mg/l aan droge stof. Bij behandeling van ruw afvalwater bevat het effluent van de airliftreactor 230 mg/l aan zwevende stof. De slibvolumeindex van de zwevende stof in het effluent van de airliftreactoren lag tussen de 40 en 150 ml/g.

6. TECHNISCH-ECONOMISCHE EVALUATIE

Inleiding

Toepassing van de driefasen-airliftreactor bij de zuivering van stedelijk afvalwater werd reeds eerder technisch-economisch geëvalueerd [21]. De resultaten van deze evaluatie werden opgenomen in het TNO-rapport "Ontwikkeling van een slib-op-drager systeem voor de aërobe zuivering van stedelijk afvalwater." [12]

In die periode waren de inzichten in de te behalen effluentkwaliteit bij communale rwzi's aan wijzigingen onderhevig. Met name voor de verwijdering van de nutriënten fosfaat en nitraat zouden de effluenteisen worden aangescherpt.

De evaluatie werd uitgevoerd op basis van laboratoriumproeven uitgevoerd door TNO in 25-liter reactoren. In deze evaluatie werden verschillende systeemconfiguraties, waarin een airliftreactor met slib-op-drager was opgenomen, vergeleken met een referentie-installatie in de vorm van een laagbelast actief-slibstelsel.

Zoals al eerder aangegeven, was op het moment van de evaluatie van de airlift-technologie geen slib-op-drager systeem met geïntegreerde denitrificatie voorhanden. Wel werd vooruitgelopen op een dergelijke ontwikkeling en werd een dergelijk systeem in de evaluatie betrokken.

In genoemde evaluatie werd geconcludeerd dat de airliftreactor perspectieven biedt voor toepassing voor zuivering van huishoudelijk afvalwater. Dit gold met name voor configuraties die aansloten bij geavanceerde actief-slibinrichtingen, waarbij gedacht werd aan integratie van biologische defosfatering en denitrificatie. Bij alle doorgerekende configuraties bleken de investeringskosten voor de installaties lager te zijn dan die van de referentie-installatie. De hoge bedrijfskosten met name voor de beluchting van het systeem deden dit positieve effect echter weer teniet.

De evaluatie werd afgesloten met drie punten die nader onderzoek verdienen. Ten eerste diende er aandacht te worden besteed aan de optimalisatie van het beluchttingsrendement, ten tweede diende de technische haalbaarheid van een slib-op-drager systeem met geïntegreerde denitrificatie te worden onderzocht en ten derde moest worden onderzocht of biologische defosfatering tot de mogelijkheden behoorde.

Inmiddels is duidelijk geworden dat geïntegreerde denitrificatie wel degelijk tot de technische mogelijkheden behoort. Hoewel thans minder opportuun is biologische defosfatering met een slib-op-drager systeem ook mogelijk gebleken.

Uiteraard zijn voor het bepalen van de jaarlijkse kosten van een systeem de kosten voor het energieverbruik zeer bepalend. In de eerder uitgevoerde evaluatie werd voor de zuurstofoverdrachtseconomie een waarde aangenomen gebaseerd op ervaringen bij Gist-brocades, alwaar de eerste airliftreactor in de praktijk industrieel werd toegepast.

De beschreven experimenten op semi-technische schaal met stedelijk afvalwater hebben kengetallen voor de zuurstofoverdrachtseconomie opgeleverd. Zo werd bijvoorbeeld de zuurstofoverdrachtscoëfficiënt ($k_L A$) over een lange proefperiode bepaald. Op grond van deze kengetallen kan de energiebehoefte voor de beluchting van een praktijk airliftreactor, die rioolwater behandelt, nauwkeurig worden bepaald en kan de voornoemde evaluatie worden bijgesteld.

In onderstaande evaluatie wordt uitgegaan van de evaluatie uitgevoerd in 1990. Voor één configuratie van het airlift-systeem met geïntegreerde denitrificatie werden energieverbruik en investeringskosten opnieuw beschouwd en werd opnieuw de vergelijking met de referentie-installatie gemaakt.

Keuze van de systeemconfiguratie

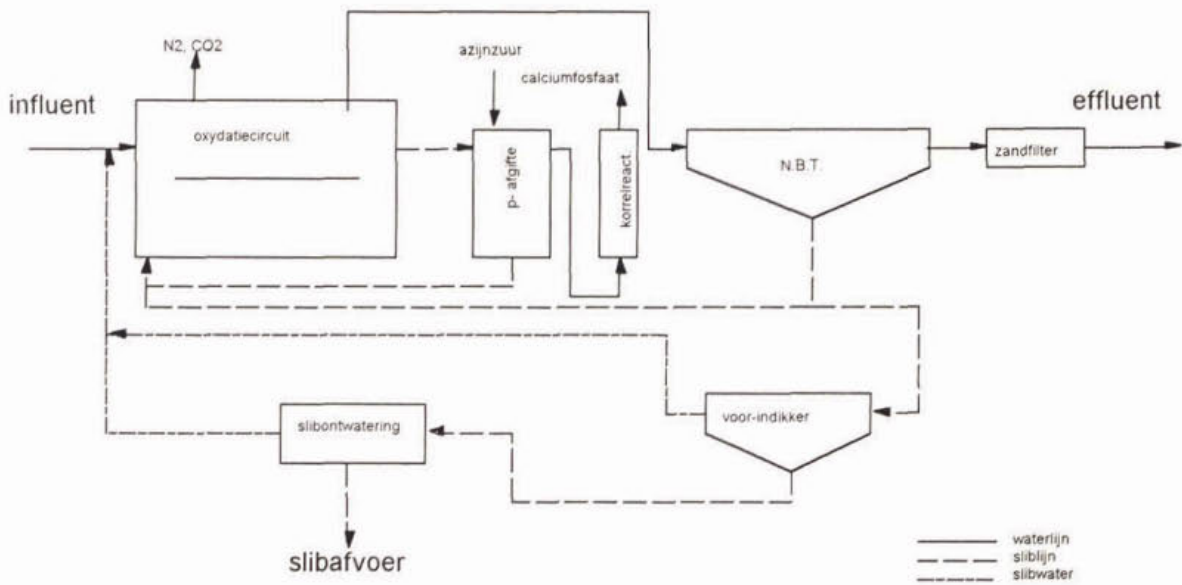
In de vorige evaluatie werden vijf systeemconfiguraties, waarin de airliftreactor als procesonderdeel was opgenomen, vergeleken met een referentie-installatie. Deze referentie-installatie betrof een laagbelast oxydatiecircuit met een slibbelasting van 0,05 kg BZV/(kg VSS·d) en had een capaciteit van 100.000 v.e. Bij deze belasting bedraagt de BZV-effluentconcentratie, evenals de jaargemiddelde totaal-N-effluentconcentratie, circa 10 mg/l. Fosfaat wordt biologisch verwijderd uit de sliblijn in combinatie met een korrelreactor. De slibverwerking bestaat uit slibindikking, slibontwatering en afvoer. Er is geen slibgisting.

In genoemde evaluatie werden twee systeemconfiguraties met airliftreactor opgevoerd waarin sprake was van geïntegreerde denitrificatie. De eerste betrof een systeem waarin ten opzichte van de referentie-installatie het oxydatiecircuit is vervangen door een airliftreactor met geïntegreerde denitrificatie en waarin net als bij de referentie-installatie fosfaat biologisch wordt verwijderd. De tweede configuratie verschilt van de eerste doordat fosfaat chemisch wordt verwijderd.

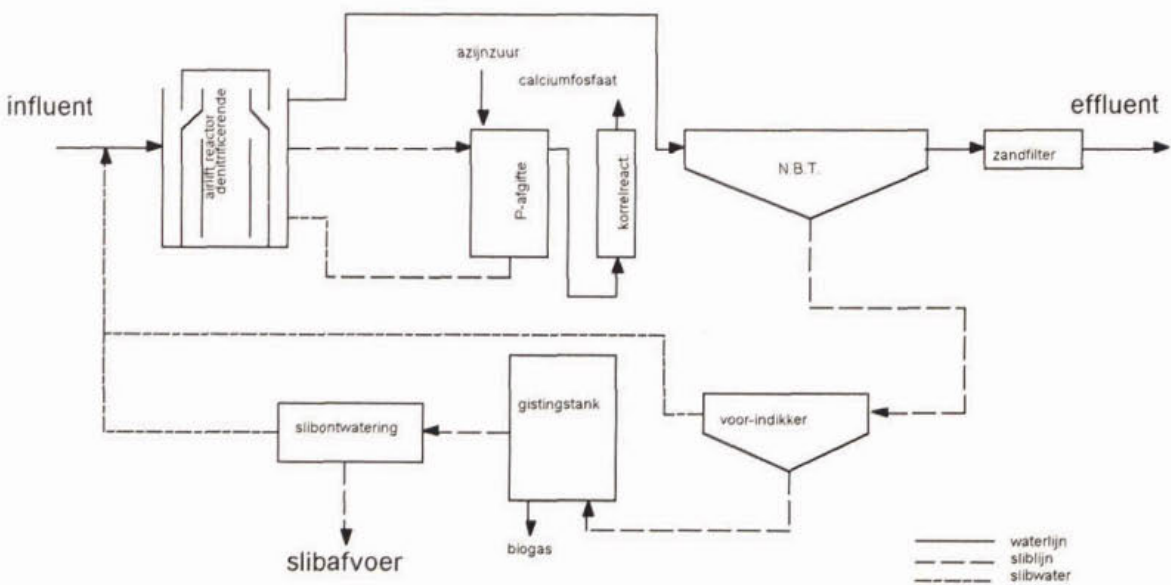
Een belangrijk verschil van beide configuraties met de referentie-installatie is dat bij deze configuraties wel slibgisting plaatsvindt.

Bij het ontwerpen van een rioolwaterzuiveringsinrichting zou thans waarschijnlijk voor een combinatie van chemische fosfaatverwijdering en biologische fosfaatverwijdering worden gekozen. Aangezien in de referentie-installatie werd uitgegaan van biologische fosfaatverwijdering, wordt omwille van een optimale vergelijking ook bij de systeemconfiguratie met slib-op-drager van biologische defosfatering uitgegaan. Dat biologische defosfatering in een slib-op-drager-proces kan worden bewerkstelligd, blijkt uit de reeds eerder beschreven fosfaataccumulerende capaciteit van het slib.

De referentie-installatie en de voor de vergelijking beschouwde configuratie met airliftreactor worden weergegeven in respectievelijk Figuur 28 en 29.



Figuur 28 Referentie-installatie.



Figuur 29 Configuratie met denitrificerende airliftreactor.

Energiebehoefte van de airliftreactor vergeleken met de referentie-installatie

In de vorige evaluatie werd uitgegaan van een energieverbruik van een actief-slibstelsysteem van 2,5 kg O₂/kWh. Voor de airliftreactor werd een waarde van 1,8 kg O₂/kWh aangehouden op basis van praktijkgegevens van Gist-brocades. Eén en ander zou betekenen dat de kosten voor beluchting voor een airliftreactor ongeveer 40% hoger zouden zijn dan voor een actief-slibinstallatie. Deze factor is in de energiebehoefte van de configuratie met denitrificerende voorkolom ook inderdaad in de vorige evaluatie terug te vinden.

Bovenstaande zuurstofoverdrachtswaarden betreffen zogenaamde α OC-waarden (mondelijke toelichting J.H.J.M. van der Graaf, Witteveen + Bos). Ter verkrijging van de zuurstofoverdrachtswaarden aan de waterfase, het biochemisch zuurstofverbruik, dient gecorrigeerd te worden voor het deficit. Hiervoor wordt een factor 1,24 gehanteerd (Witteveen + Bos). In de praktijk zou dus 2 kg O₂/kWh overgedragen kunnen worden in een laagbelast actief-slibstelsysteem en 1,45 kg O₂/kWh in een airliftreactor. Op basis van praktijkgegevens is het eerste getal in overeenstemming met 1,9 kg O₂/kWh die op de rwzi Zaandam-Oost wordt gevonden; het overdrachtsgetal voor de airliftreactor lijkt geenszins in overeenstemming met de ervaringen van PAQUES WS in full-scale airliftreactoren, dit laatste getal lijkt onwaarschijnlijk laag.

Op basis van de $k_L A$ -bepalingen in de semi-technische reactoren, over de gehele proefperiode, werd een effectieve zuurstofoverdracht bepaald van 2,0 kg O₂/kWh voor een full-scale reactor met een waterniveau van 15 m. De uitwerking hiervan is opgenomen in Bijlage A5. De effectieve zuurstofoverdracht voor een laagbelast actief-slibstelsysteem en van een airliftreactor zijn dus in feite gelijk.

Voor de configuratie met de airliftreactor kan wel beredeneerd worden dat er nauwelijks invang van vaste stof in het slib plaatsvindt. Afbraak van vaste stof zal nauwelijks plaatsvinden terwijl in het oxydatiecircuits de verblijftijd van de vaste stof veel hoger is en er derhalve wel afbraak van vaste stof plaats zal vinden. De conclusie lijkt gerechtvaardigd dat netto minder energie nodig zal zijn voor beluchting van de airliftreactor in vergelijking met het oxydatiecircuits. De hoeveelheid BZV die in de configuratie met de airliftreactor anaëroob wordt vergist, wordt in het oxydatiecircuits geoxideerd. Hiervoor werd in de vorige evaluatie niet gecorrigeerd.

Door de hoogte van het reactorsysteem is er wel iets meer energie nodig voor het verpompen van het afvalwater dan in een actief-slibstelsysteem. Deze extra energie bedraagt 8% van de energie nodig voor beluchting van het systeem.

Samenvattend kan worden geconcludeerd dat per kg zuurstof overgedragen aan de waterfase in een oxydatiecircuits evenveel energie nodig is als in een airliftreactor met slib-op-drager.

De totale energiebehoefte van de configuratie met airliftreactor zal ongeveer gelijk zijn aan die van een laagbelast oxydatiecircuits.

Investeringskosten

In de eerdere evaluatie [21] werd voor de configuratie met geïntegreerde denitrificatie uitgegaan van een slib-op-drager systeem waarvoor een aparte denitrificatiekolom in de vorm van een Upflow Sludge Blanket-reactor was geschakeld, waarover het slib/water-mengsel werd gerecirculeerd.

De bouwkosten van een praktijkinstallatie met geïntegreerde denitrificatie, analoog aan de demo-installatie die voor de proeven werd gebruikt, werden opnieuw bepaald. Op basis van deze kosten werd analoog aan de eerder uitgevoerde evaluatie een contante waarde berekend. De contante waarde is het kapitaal dat nodig is om een configuratie te bouwen en gedurende een vastgestelde looptijd alle onkosten te kunnen betalen om de installatie in bedrijf te houden. Deze contante waarde werd vervolgens teruggerekend naar een contante waarde van 1990 in welk jaar de vorige evaluatie werd uitgevoerd (prijs- en looncorrectie volgens FME-CWM). Vervolgens werd deze contante waarde in de kostenberekening van 1990 voor de systeemconfiguratie verwerkt (Bijlage A 5).

De contante waarde voor het investeringsdeel van de complete referentie-installatie bedroeg 59.420 Kf. In de vorige evaluatie bedroeg het investeringsdeel voor de configuratie met airlift 55.253 Kf, in de onderhavige, geactualiseerde evaluatie bedraagt het investeringsdeel 47.798 Kf.

Op basis van deze berekeningen kan worden geconcludeerd dat de investeringskosten voor een configuratie met geïntegreerde denitrificatie 19,5% lager liggen dan die voor de referentie-installatie in de vorm van een configuratie met oxydatiecircuit.

Conclusie

Er kan worden geconcludeerd dat de benodigde hoeveelheid energie voor het bedrijven van een configuratie met denitrificerende airliftreactor overeen komt met de energie nodig voor het bedrijven van de referentie-installatie.

De investeringskosten voor een zuiveringsinstallatie met airliftreactor liggen beduidend lager dan die voor de referentie-installatie in de vorm van een laagbelast actief-slibstelsysteem.

Perspectieven

In de technisch-economische evaluatie werd een configuratie met airliftreactor vergeleken met een actief-slibinstallatie, als zou er een nieuwe installatie gebouwd moeten worden. Voor de Nederlandse situatie is deze situatie nauwelijks van toepassing. Er is niet zo zeer behoefte aan nieuwe rioolwaterzuiveringsinrichtingen. Wel zijn er rwzi's die niet aan de toekomstige stikstofeisen kunnen voldoen, doordat deze worden overbelast. Voor dit soort rwzi's bestaat er behoefte aan uitbreidingscapaciteit. Ruimte voor uitbreiding met conventionele technologie is niet altijd voorhanden.

Gezien de goede zuiveringsprestaties en de gunstige economische perspectieven van de compacte airlift-technologie, ligt het voor de hand aan deze technologie te denken, wanneer capaciteitsuitbreiding is gewenst. Een bestaande rwzi zou bijvoorbeeld uitgebreid kunnen worden met een aan de actief-slibinstallatie parallel geschakelde denitrificerende airliftreactor. Met name voor situaties waar sprake is van een biologische overbelasting en waar de hydraulische capaciteit nog afdoende is, lijkt dit een aantrekkelijke optie. De bestaande nabezinktanks verwerken dan het zwevende stof afkomstig uit de airliftreactoren.

7. CONCLUSIES

In beide reactoren, de standaard en de denitrificerende airliftreactor, werd ongeveer 40% van het totaal CZV omgezet. De CZV-verwijdering werd nauwelijks beïnvloed door de temperatuur van het rioolwater (deze varieerde van 6 tot 24 °C). Het gemiddeld CZV en BZV in het supernatant van gecentrifugeerde effluentmonsters bedroegen minder dan respectievelijk 85 en 10 mg/l. De nitrificatierendementen waren in beide reactoren hoog. Deze bedroegen 100% bij een belasting van tenminste 2,5 kg omzetbare-CZV/(m³·d) (8,0 kg CZV/(m³·d) en een temperatuur hoger dan 15 °C. Bij de rwzi Zaandam-Oost werd het influent uit de voorbezinkers door een recirculatie vanuit de oxidatiebedden dermate verdund dat het moeilijk was de reactoren normaal te belasten. Gedurende deze periode bleek dat bij een belasting van minder dan 2,5 kg omzetbare-CZV/(m³·d) de slibkwaliteit verslechterde, waardoor de nitrificatierendementen afnamen.

Op de biofilmen ontwikkelden zich rafels die afgeslagen werden waardoor de ontwikkeling van nitrificerende bacteriën afnam. Na het overschakelen op ruw, gezeefd, rioolwater konden de reactoren continu normaal belast worden, waardoor de biofilmkwaliteit goed was en de nitrificerende bacteriën zich goed konden handhaven. In de denitrificerende airliftreactor werd een maximale nitrificatie van 1,3 kg NH₄-N/(m³·d) bepaald. Zoals in andere aërobe systemen nam de nitrificatie sterk af bij temperaturen lager dan 13 °C. Echter, de nitrificatie bleek minder temperatuurgevoelig te zijn dan in actief-slibsystemen. Bij temperaturen lager dan 13 °C werd in beide airliftreactoren 0,4-0,7 kg N/(m³·d) omgezet.

De denitrificatierendementen kwamen overeen met de theoretisch haalbare rendementen. Geconcludeerd kon worden dat de kinetiek van de denitrificerende airliftreactor overeenkwam met die van een oxidatiecircuit. Door het recirculatiedebiet en de beluchting af te stellen op de CZV-omzetting kon het onbeluchte compartiment compleet anoxisch gehouden worden.

Gedurende de proefperiode varieerde de biofilmkwaliteit sterk. Het bleek niet altijd mogelijk te zijn een relatie te leggen tussen de procesomstandigheden en de biofilmkwaliteit. Echter de verscheidenheid van biofilmen had geen invloed op de zuiveringsprestaties.

Het slib in het effluent bestond uit vaste stof afkomstig uit het influent en uit in de reactor gevormde biomassa. Het slib had goede bezinkingseigenschappen. In de periode waarin gevoed werd met ruw rioolwater werd netto gemiddeld 0,06 kg VSS/kg T-CZV-influent (0,18 kg TSS/kg T-BZV-influent) geproduceerd.

Uit batchtesten is gebleken dat het slib uit de denitriferende reactor fosfaat accumuleerde. Door de reactor uit te breiden met een extra anoxisch compartiment waarover het slib gerecirculeerd zou worden, zou door het toevoegen van bijvoorbeeld azijnzuur, fosfaat uit het slib gestript kunnen worden. Omdat biologische defosfatering geen onderzoeksdoelstelling was, werd hier verder geen aandacht aan besteed.

Op basis van de afvalwaterkarakteristieken van het rioolwater in Zaandam, kan bij een belasting van 8,0 kg CZV/(m³·d) en een anoxische volumefractie van 41% voldaan worden aan de effluenteisen (N < 10 mg/l, P < 1 mg/l en BZV < 10 mg/l). Hiervoor is een vastestof- en fosfaatverwijdering noodzakelijk.

Met de onderzoeksresultaten werd een technisch-economische evaluatie uitgevoerd, waarin de airliftreactor werd vergeleken met een laagbelast actief-slibstelsysteem (voor 100.000 v.e.). Uit deze evaluatie bleek dat de investeringskosten beduidend lager waren (circa 20%) dan die van de referentie-installatie. De kosten voor beluchting, die het grootste deel van de bedrijfskosten uitmaakten, kwamen overeen met die van de referentie-installatie. Een effectieve zuurstof-overdracht van ongeveer 2 kg O₂/kWh werd bepaald.

Geconcludeerd kan worden dat de airlifttechnologie zowel technologisch als economisch een interessante mogelijkheid is voor de behandeling van huishoudelijk afvalwater.

8. REFERENTIES

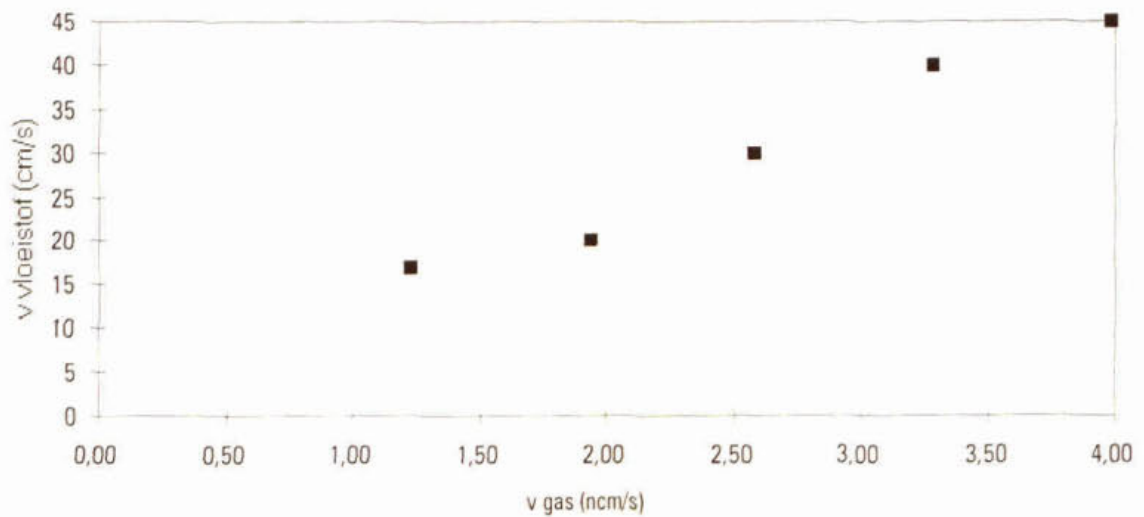
- [1] Centraal Bureau voor de Statistiek. (1994). Waterkwaliteitsbeheer, deel b: zuivering van afvalwater, milieustatistieken. Centraal Bureau voor de Statistiek, Voorburg/Heerlen Nederland.
- [2] Eikelboom, D.H., Mulder, A., Mulder, R. (1993). Zuivering van stedelijk afvalwater in een airlift biofilmreactor, Uitontwikkeling en demonstratie. IMW-RV 93/016, TNO, Delft, Nederland.
- [3] Focht, D.D., Chang, A.C. (1975). Nitrification and Denitrification Processes Related to Waste Water Treatment. *Advan. Appl. Microbiol.* 19: 153-186.
- [4] Gorur, S., Vereijken, T. and Tielbaard, M. (1995). Strict effluent treatment design criteria at brewery met with novel anaerobic-aerobic process, WEFTEC Exhibition & Conference, Miami Beach, Florida.
- [5] Heijnen (1988). Biologische anaeroob-aerobe afvalwaterzuivering bij Gist-brocades. Eindrapport 1977-1986. Publicatiereeks milieubeheer Ministerie van Volkshuisvesting, Ruimtelijke Ordening en Milieubeheer. Nederland.
- [6] Heijnen J.J., Mulder A., Weltevreden R., Hols J. and Van Leeuwen H.L.J.M. (1991). Large scale anaerobic-aerobic treatment of complex industrial waste water using biofilm reactors. *Wat. Sci. Tech.* 23(7/9): 1427-1436.
- [7] IAWQ Task Group (on mathematic modelling for design and operation of biological wastewater treatment processes). (1995). Activated sludge model no.2., Scientific Report no. 3. International Association on Water Quality, London, England.
- [8] Kampf, R., Eikelboom, D.H., Kreuk de, J.F. (1987). Ontwikkeling van een slib-opdragersysteem voor de aërobe zuivering van stedelijk afvalwater. Fase I: Verkennend onderzoek in een driefasen-airliftreactor. STORA-rapport (87-02). Den Haag, Nederland.
- [9] Kampf, R., Graaf de, T.P., Mulder, A. (1990). Eerste technisch-economische evaluatie van de toepassing van de driefasen-airliftreactor bij de zuivering van stedelijk afvalwater. MT-TNO rapport R90/241, TNO, Delft, Nederland.
- [10] Levine, A.D., Tchobanoglous, G., Asano, T. (1985). Characterization of the size distribution of contaminants in wastewater treatment and reuse implications, *Journal W.P.C.F.* 57: 805-816.
- [11] Mulder R. and Bruijn P.M.J. (1993). Treatment of brewery waste water in a (denitrifying) CIRCOX®-airlift reactor. Proceedings of Second international specialized conference on biofilm reactors. Paris, France.

- [12] Mulder, A., Eikelboom, D.H., Kampf, R. (1992). Ontwikkeling van een slib-op-dragersysteem voor de aërobe zuivering van stedelijk afvalwater. RWZI 2000-rapport R92/07.
- [13] Mulder, A., Eikelboom, D.H., Muld'm*. Uer, R. (1992). Concept: Ontwikkeling van een slib-op-dragersysteem voor de aërobe zuivering van stedelijk afvalwater. Fase III: Integratie N-en P-verwijdering en Schaalvergroting. RV 92/020, TNO, Delft, Nederland.
- [14] Mulder, A., Eikelboom, D.H. (1993). Treatment of sewage in a biofilm airlift reactor. Proceedings of Second international specialized conference on biofilm reactors, Paris, France.
- [15] Rickert, D.A., Hunter, J.V. (1971). General nature of soluble and particulate organics in sewage and secondary effluent. *Wat. Res.* 5: 421-436.
- [16] Roeleveld, P. (1995). Methoden voor influentkarakterisering. Inventarisatie en richtlijnen. STOWA-rapport 96-08. ISBN 90.74476.47.3., Utrecht, Nederland.
- [17] Roels, J.A., Heijnen, J.J. (1980). Power Dissipation and Heat Production in Bubble Columns; Approach Based on Nonequilibrium Thermodynamics. *Biotechnology and Bioengineering* 22: 2399-2404
- [18] STORA. (1992). Handleiding biologische fosfaatverwijdering. Programma-PN-1992. STORA-rapport (91-07). Den Haag, Nederland.
- [19] Tijhuis, L., van Benthum, W.A.J., van Loosdrecht, M.C.M., Heijnen, J.J. (1994). Solids retention time in spherical biofilms in a biofilm airlift reactor. *Biotechnol. Bioeng.* 44: 867-879.
- [20] Voorneburg, F. van en B.A. Heide. 1986. Mogelijkheden van slib-op-dragersystemen voor de aërobe biologische zuivering van stedelijk afvalwater (literatuurstudie). STOWA-rapport 87-02. Den Haag, Nederland.
- [21] Witteveen + Bos/TNO. (1990). Toepassing van de driefasen airliftreactor bij de zuivering van stedelijk afvalwater. Technisch-economische evaluatie. Witteveen + Bos. Deventer, Nederland.
- [22] Wijffels, R.H., Englund, G., Hunik, J.H., Leenen, E.J.T.M., Bakketun, Å., Günther, A., Obón de Catro, J.M., Tramper, J. (1995). Effects of Diffusion Limitation on Immobilized Nitrifying Microorganisms at Low Temperatures. *Biotechnol. Bioeng.* 45: 1-9.

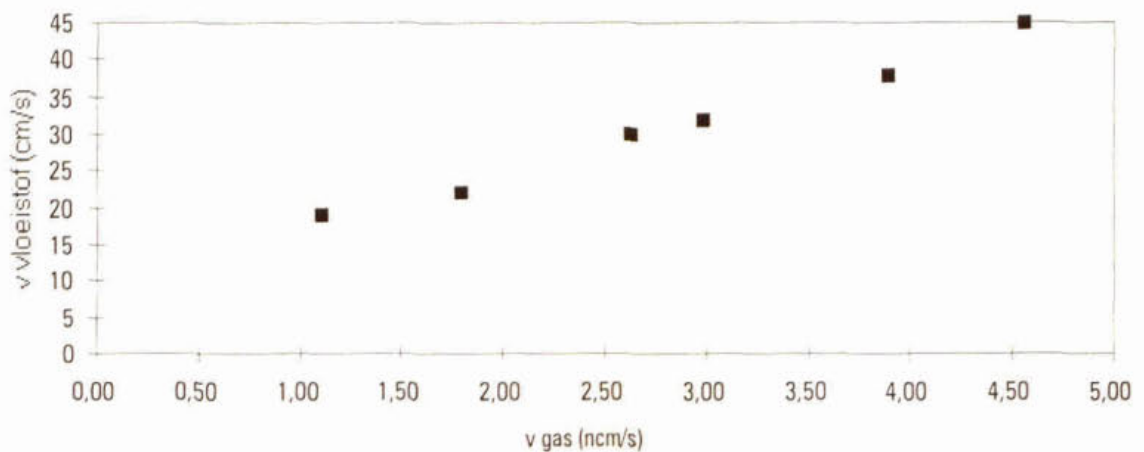
9. AFKORTINGEN

Totaal Chemisch Zuurstofverbruik	: T-CZV
Chemisch Zuurstofverbruik in supernatant na centrifugeren (5 min. 1500 G)	: S-CZV
Colloidaal Chemisch Zuurstofverbruik in supernatant na centrifugeren (5 min. 1500 G)	: C-CZV
Totaal Biologisch Zuurstofverbruik	: T-BZV
Biologisch Zuurstofverbruik in supernatant na centrifugeren (5 min. 1500 G)	: S-BZV
Totaal-Kjeldahl-stikstof	: T-NK _j
Kjeldahl-Stikstof in supernatant na centrifugeren (5 min. 1500 G)	: S-NK _j
Ammonium-Stikstof	: NH ₄ ⁺ -N
Nitraat-Stikstof	: NO ₃ ⁻ -N
Nitriet-Stikstof	: NO ₂ ⁻ -N
Totaal-fosfaat-Fosfor	: T-PO ₄ ³⁻ -P
Ortho-fosfaat-Fosfor	: o-PO ₄ ³⁻ -P
Total Suspended Solids	: TSS
Volatile Suspended Solids	: VSS
Volatile Fatty Acids	: VFA
Hydraulic Retention Time	: HRT

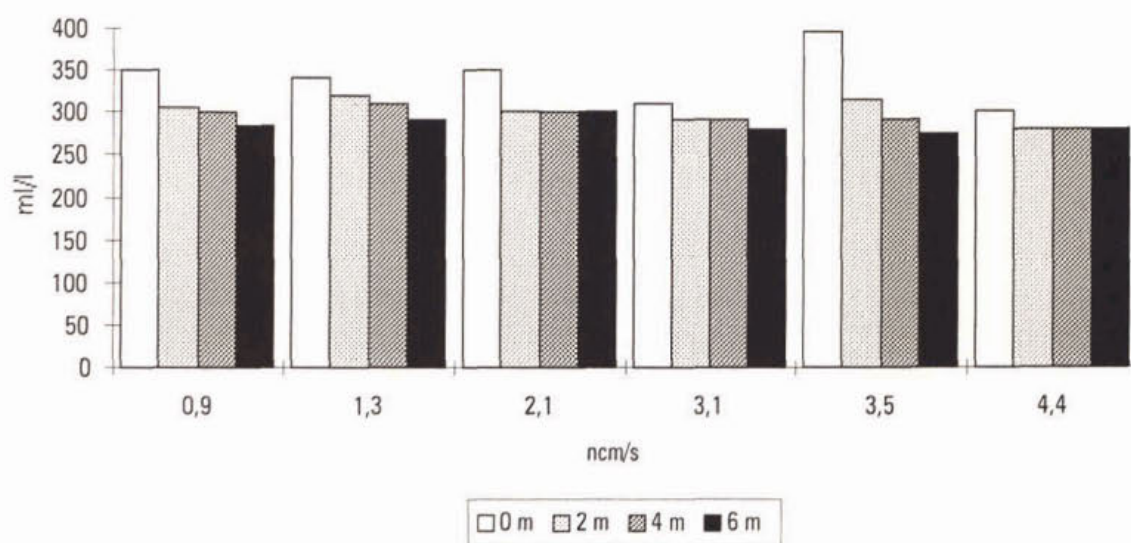
BIJLAGE A: DEMO-ONDERZOEK



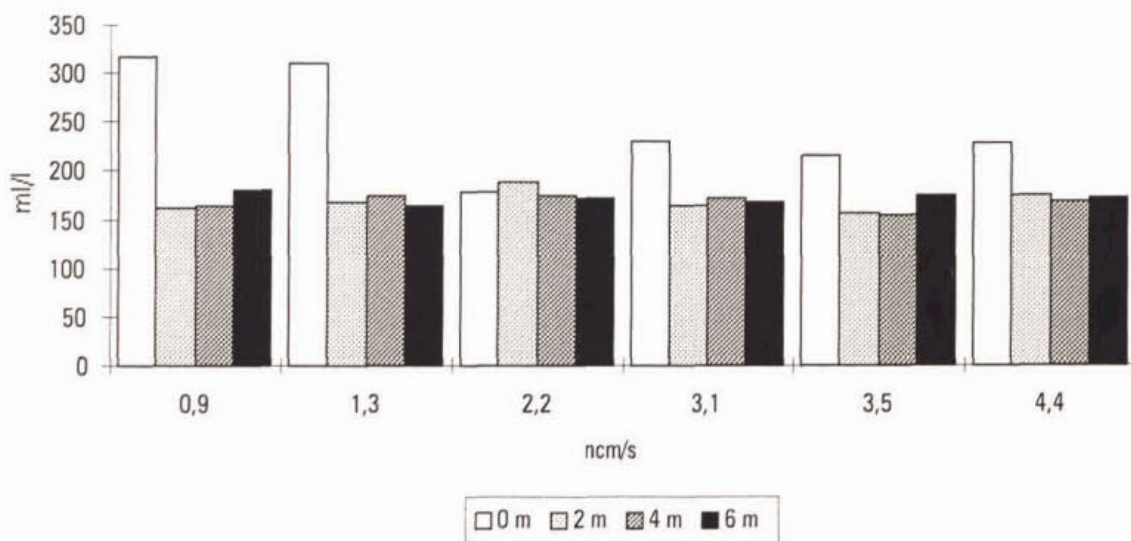
Bijlage A 1 Resultaten van de vloeistofsneldmetingen uitgevoerd bij verschillende gassnelheden in m het oxische compartiment van de denitrificerende CIRCOX®-reactor.



Bijlage A 2 Resultaten van de vloeistofsneldmetingen uitgevoerd bij verschillende gassnelheden in de standaard CIRCOX®-reactor.



Bijlage A 3 Hoeveelheid bezinkbaar slib op verschillende hoogten in het oxische compartiment van de denitrificerende CIRCOX®-reactor gemeten bij verschillende gassnelheden. Bodem: h = 0 m.



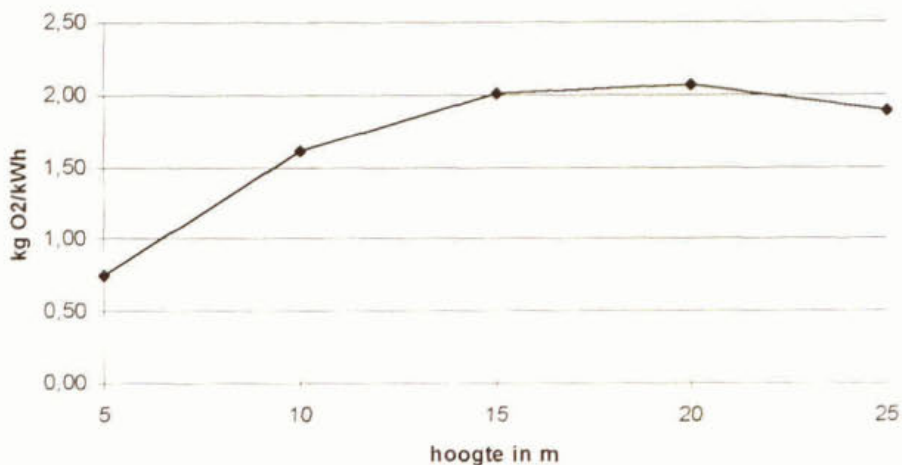
Bijlage A 4 Hoeveelheid bezinkbaar slib op verschillende hoogten in de standaard CIRCOX®-reactor gemeten bij verschillende gassnelheden. Bodem: h = 0 m.

Bijlage A 5 Technisch-economische evaluatie

● Invloed van de reactorhoogte op het energieverbruik

De hoogte van het reactorsysteem is van invloed op de hoeveelheid benodigde lucht om een bepaalde hoeveelheid zuurstof aan het systeem over te dragen, bij toenemende hoogte neemt de benodigde hoeveelheid lucht om een bepaalde hoeveelheid zuurstof aan het systeem over te dragen af. De uitputtingsgraad van de zuurstof in de afgevoerde lucht zal daarbij toenemen. Ook de benodigde hoeveelheid energie om een kubieke meter lucht door de waterkolom te voeren zal toenemen. Verder is van belang dat bij toenemende hoogte de rendementen van de compressoren die de lucht in het systeem brengen, zullen afnemen onder invloed van toenemende dynamische stromingsverliezen en mechanische verliezen.

Eén en ander leidt tot een energetisch optimale hoogte voor de zuurstofoverdracht. Schroefcompressoren zijn bij toepassing van hoge reactorsystemen het meest geschikt. In Figuur 30 wordt de hoeveelheid overgedragen zuurstof per kWh in relatie tot reactorhoogte weergegeven bij toepassing van schroefcompressoren.



Figuur 30 Zuurstofoverdracht in relatie tot de hoogte van de reactor.

De energetisch optimale hoogte voor een airliftreactor ligt tussen de 15 en 20 meter.

Uitgangspunten voor de berekening van het energieverbruik

Voor de denitrificerende demoreactor werd gemiddeld $8,7 \text{ kg O}_2/\text{m}^3 \cdot \text{d}$ overgedragen aan de reactor; de benodigde ZuurstofOverdrachtsSnelheid (ZOS) bedraagt aldus:

$$0,362 \text{ kg O}_2/\text{m}^3/\text{uur}.$$

Van het reactorvolume is 66% belucht en 34% onbelucht.

Volgens de zuurstofoverdrachtstheorie is $ZOS = k_L A (c^* - c_{o1})$, hierin is c^* de verzadigingsconcentratie voor opgeloste zuurstof in de reactor, c_{o1} de actuele opgeloste zuurstofconcentratie in de reactor en $k_L A$ de zuurstofoverdrachtscoëfficiënt.

De verzadigingsconcentratie voor zuurstof is op het gefiltreerde effluent van de demo-airliftreactor te Zaandam bepaald bij 15 °C en bedraagt bij atmosferische condities 9,81 mg O₂/l.

Uitgaande van een reactorhoogte van 15 m en een zuurstofuitputting van 4,7 mol/ 100 mol lucht en dus een gemiddelde heersende druk in de reactor van 1,75 bara, zal de gemiddelde verzadigingsconcentratie in de CIRCOX®-reactor bedragen:

$$9,81 * 1,75 * 16,3/21 = 13,33 \text{ mg/l}$$

De benodigde $k_L A$ bedraagt derhalve $k_L A = ZOS/(c^* - c_{oi}) = 362/(13,33 - 3) = 35 \text{ uur}^{-1}$

Benodigde gassnelheid

Over een groot traject is de $k_L A$ rechtevenredig afhankelijk van de superficiële gassnelheid ($V_{\text{gas, sup}}$) (ref. Heijnen et al, 1993). De evenredigheidsfactor blijkt in de praktijk voor een pilot van 7 m waterhoogte en een full-scale CIRCOX®-reactor van 15-20 m waterhoogte niet wezenlijk te verschillen.

$$k_L A = C * V_{\text{gas, sup}}$$

met $k_L A$ in uur^{-1} en $V_{\text{gas, sup}}$ in ncm/sec

De evenredigheidsfactor werd in Zaandam voor zowel de nitrificerende als de denitrificerende reactor over de proefperiode bepaald; de $k_L A$ werd bepaald aan de hand van de biochemische omzettingen van CZV en stikstof. De evenredigheidsfactor bedraagt bij 15 °C voor zowel de denitrificerende als de conventionele airliftreactor 15,5 $\text{uur}^{-1} \cdot \text{sec/ncm}$.

De benodigde superficiële gassnelheid bedraagt aldus: $35/15,5 = 2,26 \text{ ncm/sec}$.

Het benodigde luchtdebiet bedraagt aldus:

$$2,26 / 100 * 1 / 15 * 3600 = 5,4 \text{ nm}^3/(\text{m}^3 \cdot \text{uur})$$

Controle op de zuurstofuitputting

Per uur wordt er $5,4 * 1000 / 22,4 = 241 \text{ mol}$ lucht/uur ingebracht

Het verbruik bedraagt $0,362 * 1000 / 32 = 11,3 \text{ mol/uur}$

De uitputting bedraagt $11,3/241 = 4,7 \text{ mol/100 mol}$ lucht.

Energiebehoefte

De energie, die theoretisch benodigd is om gegeven luchtdebiet door de reactor te leiden bedraagt (Roels and Heijnen, 1980):

$$P_g = F_g R T \ln(p_s/p_t)$$

Hierin is: P_g het opgenomen vermogen in W;
 F_g het molaire gasdebiet in mol/sec.;
 P_s heersende druk onder in de reactor waar gas wordt ingebracht;
 P_t de heersende druk boven in de reactor waar het gas de reactor verlaat.

Voor bovenbeschreven installatie bedraagt het benodigde vermogen aldus:

$$P_g = 5,4 * 1000 * 8,314 * 288 * \ln(25/10) / 22,4 / 3600 = 147 \text{ W}$$

Schroefcompressoren hebben bij een opvoerhoogte van 15 meter waterkolom door dynamische stromingsverliezen en mechanische verliezen een rendement van 81% (type Aerzener schroefcompressoren). Dit betekent voor de zuurstofoverdrachtseconomie een waarde van:

$$0,362 * 0,81 / 0,147 = 2 \text{ kg O}_2/\text{kWh}$$

Invloed van reactorhoogte op het energieverbruik en de verpompings van het afvalwater

In de praktijk zal de opvoerhoogte voor een airliftreactor circa 10 meter hoger liggen dan voor een actief-slibstelsysteem. De benodigde extra energie om het afvalwater in het reactorsysteem te brengen bij een rendement van de pomp van 80%, een reactorvolume van 1 m³ en een HRT van 2,2 uur bedraagt :

$$1 / 2,2 / 3600 * 10 * 1000 * 9,81 / 0,8 = 15 \text{ W}$$

Op het vermogen dat nodig is om een airliftreactor te beluchten (147/0,81 = 181 W) is 8% meer vermogen nodig dan voor een actief-slibinstallatie voor verpompings van het afvalwater.

Uitgangspunten voor de berekening van de investeringskosten

In de evaluatie van Witteveen + Bos bedroeg de contante waarde van het beluchtingssysteem 16.711 Kf. Voor het beluchtingssysteem in de vorm van een airliftreactor in combinatie met een denitrificatiekolom in de vorm van een Upflow Sludge Blanket reactor bedroeg de contante waarde 12.544 Kf. Herberekening van de contante waarde van een airlift-systeem met geïntegreerde denitrificatie leidt tot een bedrag van 9.007 Kf. Hierbij is de contante waarde voor 1990 teruggerekend uit de huidige contante waarde via prijscorrectie van 11% (volgens prijsherzieningsclausule FME-CWM en CBS, Maandstatistiek van de Prijzen).

De contante waarde voor het investeringsdeel van de complete referentie-installatie bedroeg 59.420 Kf. In de evaluatie van 1990 bedroeg het investeringsdeel voor de configuratie met airlift 55.253 Kf; in deze geactualiseerde evaluatie bedraagt het investeringsdeel 47.798 Kf. Dit leidt tot een investeringsvoordeel thans van 19,5% in plaats van 13,6% in de vorige evaluatie, bij vergelijking met een conventioneel actief-slibstelsysteem.

BIJLAGE B: FLANKEREND ONDERZOEK

Bijlage B 1 Stikstofverwijdering op laboratoriumschaal (flankerend onderzoek)

Inleiding

Bij het flankerend onderzoek is een experiment uitgevoerd waarbij de invloed van de grootte van het anoxisch volume op de gerealiseerde stikstofverwijdering en de processtabiliteit is nagegaan.

Experimentele omstandigheden

De proeven zijn uitgevoerd in twee reactoren, elk bestaande uit een oxisch en een anoxisch compartiment (Figuur 31). In het anoxisch compartiment werd afgas gerecirculeerd met een debiet vergelijkbaar met dat van het luchtdebiet in het oxisch compartiment. Dit afgas was vrijwel steeds praktisch zuurstofloos. De vloeistofrecirculatie ($r = 4-6$) werd geregeld met behulp van een airlift. In Tabel 13 is de grootte van de compartimenten vermeld, de experimentele omstandigheden zijn samengevat in de Tabellen 14 en 15. De proeven zijn uitgevoerd over een periode van 143 dagen. Bij de start was in de reactoren al circa 10 g VSS/l aan gehechte biomassa aanwezig en was bovendien sprake van een vergaande nitrificatie. Er werd gestreefd naar zuurstofgehalten van minimaal 4 mg O₂/l in het oxisch compartiment, met name in reactor 1 daalde dit gehalte echter frequent tot waarden van 1-3 mg O₂/l. De temperatuur daalde geleidelijk van 19 °C bij de start tot 8-12 °C tijdens de laatste twee maanden.

	Reactor 1	Reactor 2
oxisch compartiment (l)	20,4	18,9
anoxisch compartiment (l)	15,3	18,9
anoxisch volume in %	40	50
nabezinktank (l)	5	5

Tabel 13 Grootte van de compartimenten.

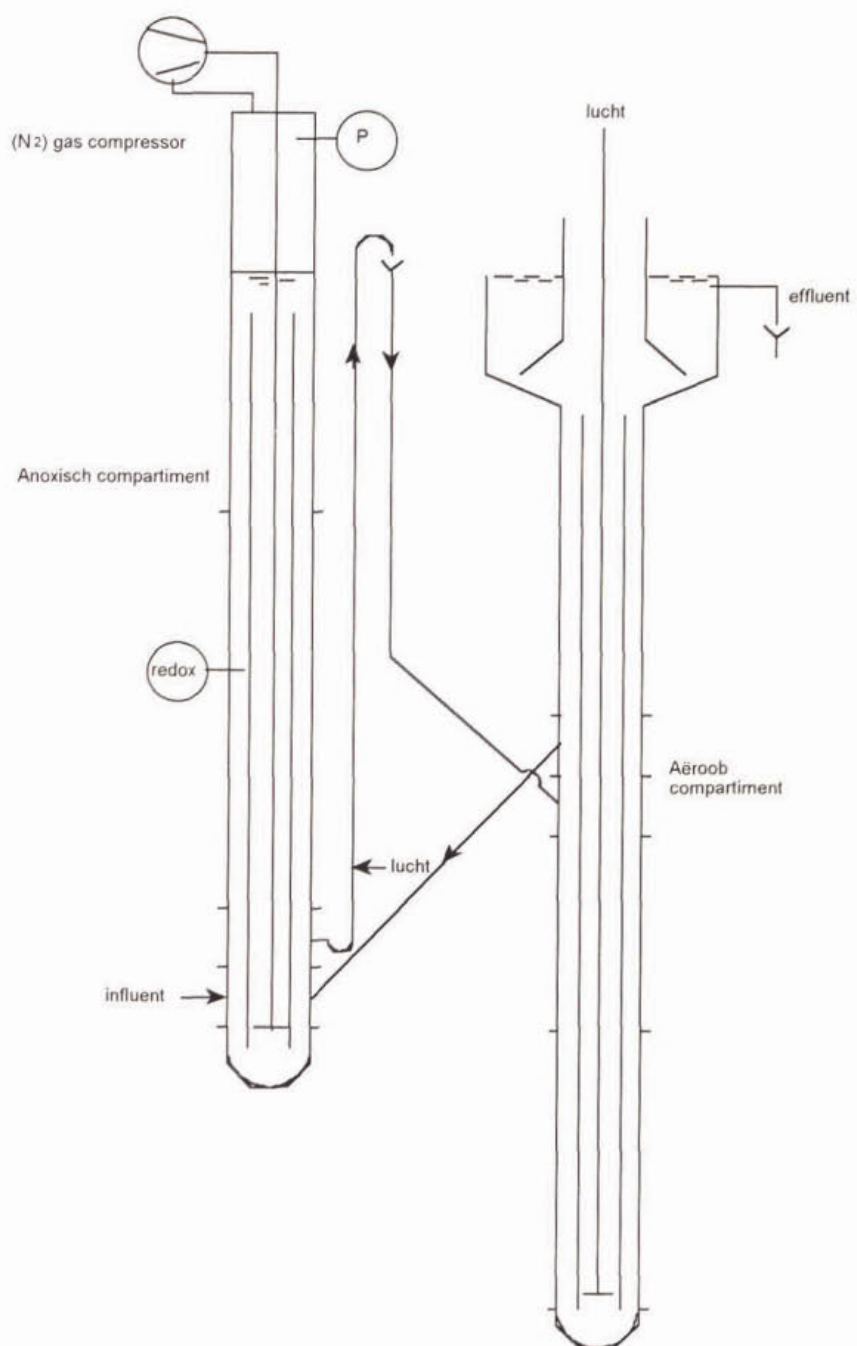
Drager		basalt
deeltjesgrootte (mm):		0,2-0,4 mm
dragerconcentratie (g/l):		120-180 ²⁾
Influent		Delfts rioolwater
voorbehandeling		zeefbocht (0,15 mm)
NH ₄ ⁺ -N gemid. (mg/l):		79,6
T-CZV ¹⁾ gemid. (mg/l):		706
CZV _f ¹⁾ gemid. (mg/l):		375
debiet (l/uur):		15 (incidenteel 12)

Tabel 14 Influent- en dragerkarakteristieken:

¹⁾ T-CZV = Totaal-CZV;

CZV_f = CZV na filtratie over 0,2 µm;

²⁾ fluctuerend door uitspoeling, gevolgd door compensatie met kale drager.



Figuur 31 Schematische weergave van de gekoppelde (oxisch + anoxisch compartiment) reactor.

Belastingen		R1	R2
T-CZV totale reactor	(kg CZV/(m ³ ·d))	7,1	6,7
CZV _f totale reactor	(kg CZV/(m ³ ·d))	3,8	3,6
T-CZV anox. compart.	(kg CZV/(m ³ ·d))	16,6	13,5
CZV _f anox. compart.	(kg CZV/(m ³ ·d))	8,8	7,2
NH ₄ ⁺ -N oxisch compart.	(kg N/(m ³ ·d))	1,4	1,5

Tabel 15 Belastingen, uitgaande van een influentdebiet van 15 l/uur.

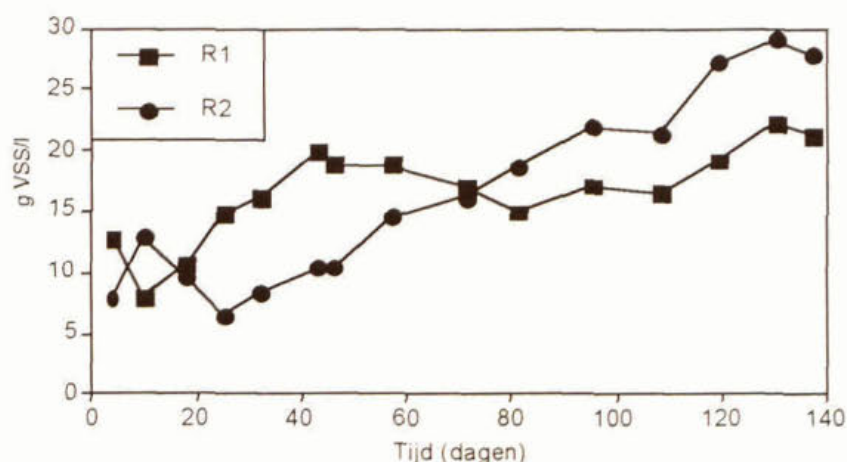
Reactor 1 was uitgerust met een rwa/dwa-schakeling op basis van de redoxpotential in het anoxisch compartiment (setpoints: -50 en -150 mV). Door de uitgesproken dwa-condities in deze periode is er echter vrijwel nooit sprake geweest van een rwa-debiet (30 l/uur).

Resultaten

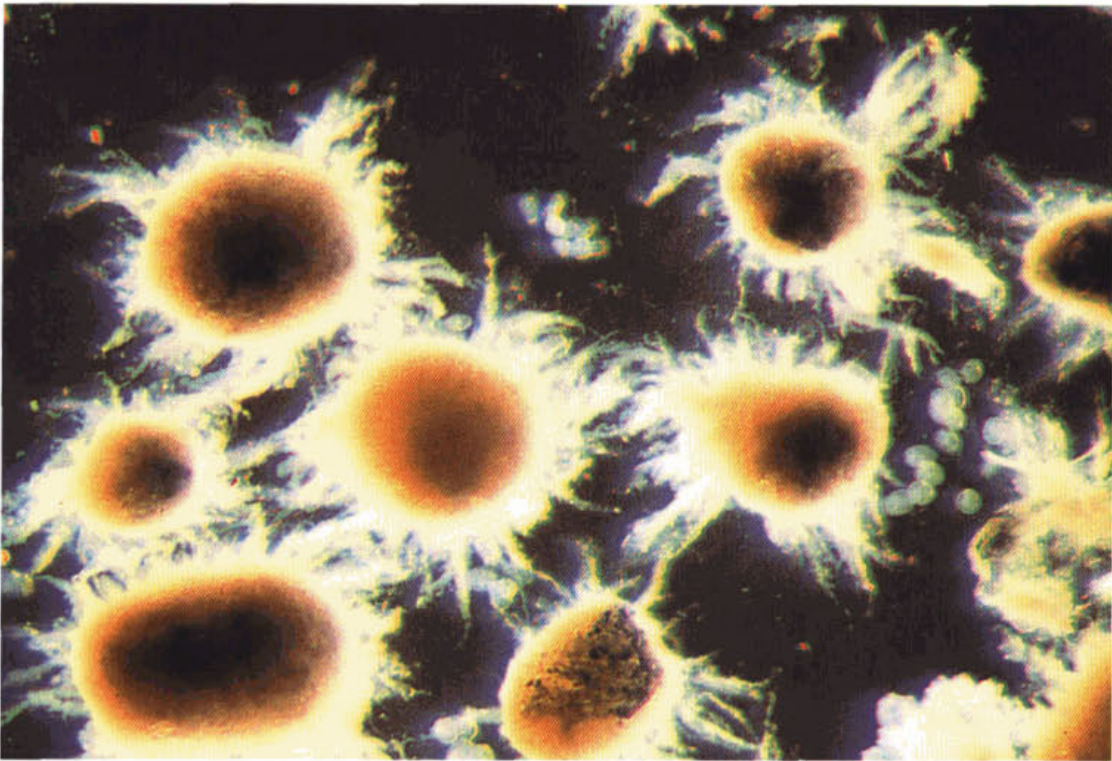
Biomassa-ontwikkeling

In Figuur 32 is de ontwikkeling van de hoeveelheid gehechte biomassa weergegeven. In R1 stagneerde de biomassa-ontwikkeling in eerste instantie op circa 18 g VSS/l, maar nam tijdens de laatste maanden verder toe tot ongeveer 22 g VSS/l. In R2 was tot medio december aanmerkelijk minder biomassa aanwezig dan in R1, vervolgens groeide de biomassa echter verder tot een niveau van circa 28 g VSS/l werd bereikt. De toename van de hoeveelheid gehechte biomassa tijdens de laatste 1 à 1,5 maand ging gepaard met een verandering van de biofilmmorfologie. Tot medio december waren, met name in R2, op het oppervlak van de biofilmen grote rafels aanwezig (Figuur 33), deze verdwenen tijdens de laatste periode (Figuur 34).

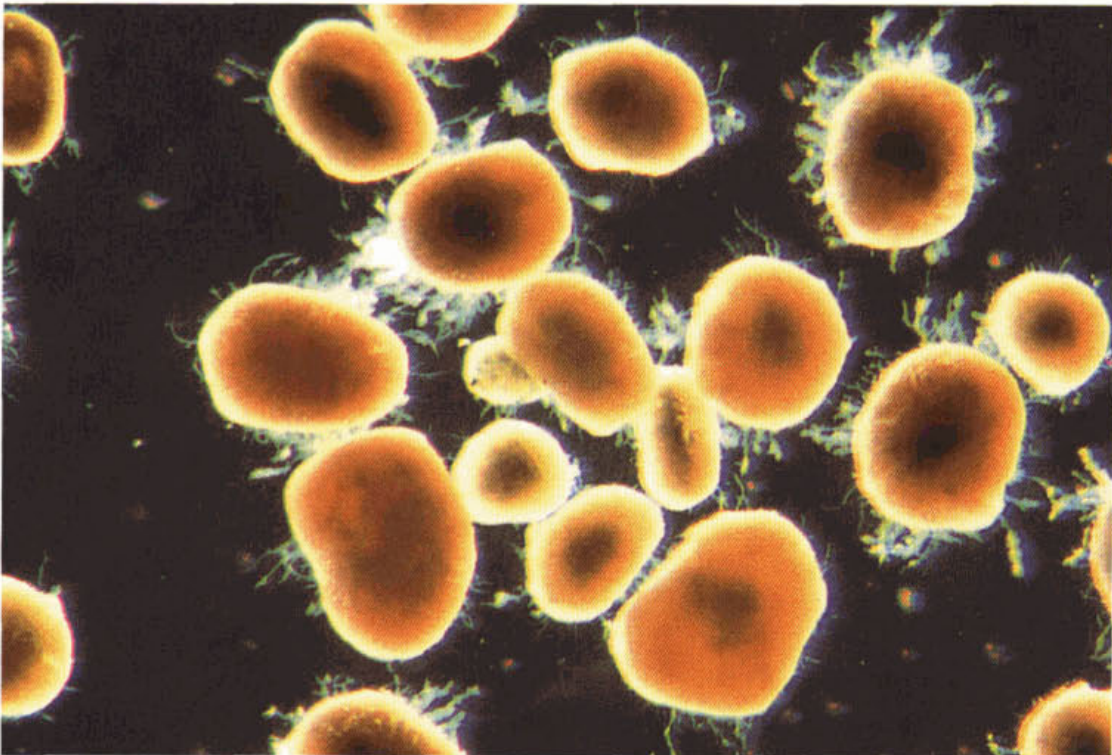
Het aantal draadvormende bacteriën was voortdurend beperkt (1 à 2 op een schaal van 0-5, met nul (geen draden) en vijf (zeer veel draden)).



Figuur 32 Ontwikkeling van de hoeveelheid gehechte biomassa.



Figuur 33 Rafels op het oppervlak van de biofilmen (52x).

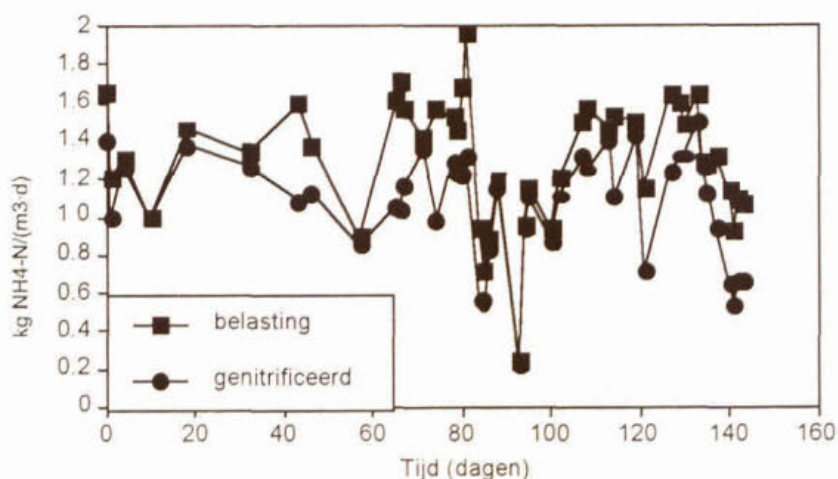


Figuur 34 Biofilmen met een praktisch glad oppervlak (52x).

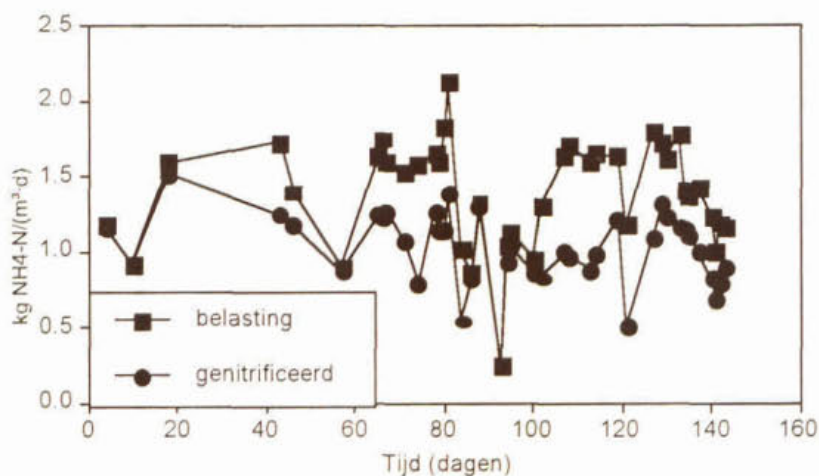
Nitrificatie

In de Figuren 35 en 36 zijn de ammoniumstikstofbelasting (oxische compartimenten) en de gerealiseerde nitrificatie weergegeven. Tot dag 135 werd in R1 en R2 gemiddeld 1,14 kg N/(m³·d), resp. 1,07 kg N/(m³·d) genitrificeerd. Dit verschil wordt volledig veroorzaakt door de wat verdergaande nitrificatie in R1 tijdens de periode dag 90-125. In deze periode nam de biofilmdikte in R2 snel toe, waardoor de activiteit van de nitrificeerders negatief beïnvloed werd. Tijdens de laatste dagen stagneerde de nitrificatie in beide reactoren enigszins. Een duidelijke verklaring hiervoor ontbreekt.

De Figuren 35 en 36 illustreren dat in deze reactoren, bij voeding met stedelijk afvalwater, maximaal circa 1,1 kg NH₄⁺-N/(m³·d) werd geoxydeerd. Hogere N-belastingen resulteerden in een onvolledige nitrificatie. Deze omzetting correspondeert met een nitrificatie-activiteit van circa 3 mg N/(gVSS·uur).



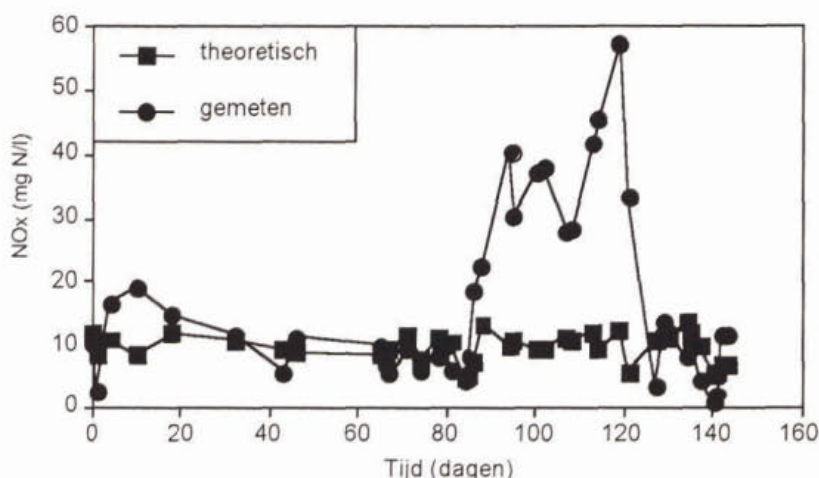
Figuur 35 Stikstofbelasting en nitrificatie in R1.



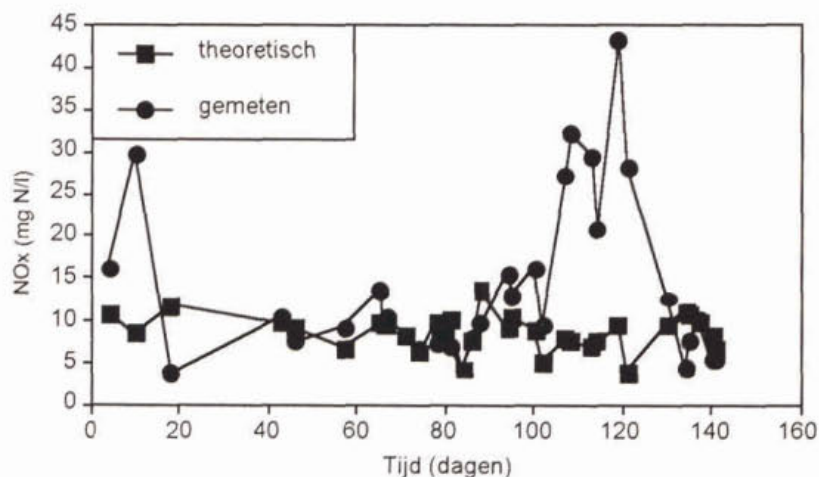
Figuur 36 Stikstofbelasting en nitrificatie in R2.

Denitrificatie

Bij dit experiment werd een recirculatiefactor van 4-6 toegepast, hetgeen impliceert dat maximaal circa 85% van het geproduceerde nitraat (+ nitriet) via denitrificatie kon worden verwijderd. Uitgaande van de gerealiseerde nitrificatie kan vervolgens het theoretisch NO_x -gehalte in het effluent worden berekend. In de Figuren 37 en 38 wordt dit vergeleken met de gemeten NO_x -gehalten in de effluents van de reactoren. Overigens moet worden opgemerkt dat dit NO_x voornamelijk nitraat omvat, het nitrietgehalte was vrijwel steeds <1 mg N/l.



Figuur 37 NO_x -berekend en NO_x -gemeten in het effluent van R1.



Figuur 38 NO_x -berekend en NO_x -gemeten in het effluent van R2.

De resultaten illustreren dat de berekende en de gemeten NO_x -gehalten in de effluents meestal heel goed met elkaar overeenstemmen, met uitzondering van de periode dag 85 à 90 tot dag 125. In dezelfde perioden verdwenen ook de rafels van de biofilmen. Dit suggereert dat een belangrijk gedeelte van de denitrificatie-activiteit in de rafels was geconcentreerd en dat het overnemen van deze rol door cellen in de "echte" biofilm enige tijd vergde.

Gemiddeld bedroeg het verschil tussen de theoretische en de gemeten resterende NO_x in de effluenten bij R1 0,7 mg N/l (9,0 versus 8,3) en bij R2 0,9 mg N/l (9,3 versus 8,4). Deze gemiddelde waarden betreffen de perioden met een normale denitrificatie. Een verschil van deze orde van grootte is uiteraard niet significant, zodat geconcludeerd mag worden dat in beide reactoren de maximaal mogelijke denitrificatie werd gerealiseerd. Deze vergaande denitrificatie bleek ook uit het praktisch ontbreken van NO_x in de afloop van de anoxische zone en de lage redoxpotentiaal (frequent <-200 mV) in dit compartiment. Bij metingen van het gehalte aan "opgelost" CZV (CZV_f) werd vastgesteld dat de grootte van deze fractie in de afloop van de anoxische zones praktisch gelijk was aan die in de effluenten (Tabel 16). Het direct opneembare CZV werd dus in de anoxische zone volledig uit de waterfase verwijderd.

	R1	R2
Influent ¹⁾	421	391
Theoretisch in anoxisch compartiment ²⁾	138	130
Afloop anoxisch compartiment	78	84
Effluent van de reactor	82	78

Tabel 16 Het CZV_f (mg/l) op diverse punten in de reactoren (n = 14).

¹⁾ verschillende dagen → influentconcentraties niet identiek

²⁾ r=5.

Discussie

De onderzoeksperiode werd gekenmerkt door uitgesproken dwa-condities en daardoor geconcentreerd afvalwater. Dit impliceerde een relatief lange hydraulische verblijftijd (circa 2,5 uur) om de gewenste belastingen te realiseren. De CZV/N - en CZV_f/N -verhoudingen bedroegen 8,9, respectievelijk 4,7.

Bij de heersende procesomstandigheden in deze reactoren bleek de bovengrens van de nitrificatie rond de $1,1 \text{ kg NH}_4^+-\text{N}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ te liggen. Overschrijding van dit niveau resulteerde in een overeenkomstige toename van het ammoniumgehalte in het effluent. Bij de belastingen $<1 \text{ kg NH}_4^+-\text{N}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ was dit gehalte meestal $<5 \text{ mg N/l}$.

In perioden met een stabiele biofilm was sprake van een volledige, i.e. maximaal mogelijke denitrificatie. De hoeveelheid resterende NO_x (8 mg N/l) zou alleen verder verlaagd kunnen worden via het opvoeren van de recirculatie, hetgeen tijdens deze onderzoeksperiode niet is gebeurd. Qua denitrificatie was er geen significant verschil tussen R1 en R2, hetgeen betekent dat met een denitrificatievolume van 40% van de totale reactorinhoud kan worden volstaan.

De stikstofeis ($\text{N} <10 \text{ mg/l}$) werd meestal net niet gehaald. Dit was het gevolg van het zeer geconcentreerde afvalwater, met regelmatig ammoniumstikstofgehalten $>80 \text{ mg/l}$, in combinatie met de "gefixeerde" recirculatiefactor.

Het tweede onderzoeksthema betreft de processtabiliteit, met name de biofilmontwikkeling in een reactor met een geïntegreerd denitrificatiecompartiment.

Tijdens de eerste drie maanden waren op de "echte biofilm" grote, karakteristiek gevormde rafels aanwezig, met een lengte van maximaal 500 μm . Deze rafels beïnvloedden het bezinkgedrag van de deeltjes negatief, waardoor soms (wat) begroeide drager uitspoelde, hetgeen uit het oogpunt van processtabiliteit niet gewenst is. Er is echter nooit sprake geweest van een massale uitspoeling of een vergaande verstoring van het zuiveringsproces.

Dit type rafels is in volledig oxische airliftbiofilmreactoren vrijwel nooit waargenomen. Onder aërobe condities worden bij hoge specifieke oppervlaktebelastingen ($>$ circa 10 g CZV/($\text{m}^2 \cdot \text{d}$)) weliswaar ook rafelige biofilmen gevormd, maar de lengte van de rafels is beperkt en ze worden voortdurend van de film afgeslagen. Dit laatste vond bij het onderhavige experiment nauwelijks plaats, waardoor de rafels doorgroeiden tot een lengte van maximaal 500 μm , hetgeen ook betekent dat deze rafels relatief stevig waren.

Het lijkt waarschijnlijk dat de ontwikkeling van deze grote rafels verband houdt met de substraattoevoer en/of -opname onder anoxische condities. Deze veronderstelling wordt ondersteund door de waarneming dat de rafels in R2 (50% anoxisch) langer werden dan in R1 (40% anoxisch). Een eenduidige verklaring voor hun ontstaan kan echter niet worden gegeven.

De aanwezigheid van draadvormende bacteriën op het oppervlak van de film stimuleert hun ontwikkeling, maar blijkt niet absoluut noodzakelijk te zijn voor hun ontstaan.

Zoals hiervoor is gesteld, groeien in aërobe reactoren rafelige filmen bij specifieke oppervlaktebelastingen $>$ circa 10 g CZV/($\text{m}^2 \cdot \text{d}$). Bij dit experiment bedroeg de volumebelasting in het anoxisch compartiment circa 15 kg T-CZV/($\text{m}^3 \cdot \text{d}$). Uitgaande van kale drager was aan hechtingsoppervlak ongeveer 1500 m^2/m^3 aanwezig. In werkelijkheid was het oppervlak bij de start echter aanmerkelijk groter, omdat op dag 0 al circa 10 g VSS/l aan gehechte biomassa aanwezig was. Dit betekent dat de specifieke oppervlaktebelasting in elk geval kleiner was dan de genoemde 10 g CZV/($\text{m}^2 \cdot \text{d}$).

Als volgende mogelijke oorzaak kunnen eventuele verschillen in turbulentie tussen oxische en anoxische compartimenten worden genoemd. Bij de onderhavige proeven was het gasdebiet in de anoxische compartimenten maximaal 25% kleiner dan in de oxische zones. Het is moeilijk voorstelbaar dat dit onderscheid tot forse verschillen in shear tussen beide compartimenten heeft geleid. Bovendien werden de deeltjes voortdurend gerecirculeerd.

Zolang rafels aanwezig waren, was een belangrijk gedeelte van de denitrificatie-activiteit hierin geconcentreerd. De resultaten tijdens de laatste weken van de proef, toen met compacte biofilmen ook een vergaande denitrificatie werd gerealiseerd, illustreren echter dat denitrificatie en groei van grote rafels niet onlosmakelijk met elkaar zijn verbonden.

Bijlage B 2 Groei van (gehechte) biomassa in airlift biofilmreactoren, die gevoed worden met stedelijk afvalwater.

Inleiding

Sinds 1986 zijn talrijke experimenten uitgevoerd met airliftbiofilmreactoren, die gevoed werden met stedelijk afvalwater. Hierbij is veel informatie verkregen over de groei van (gehechte) biomassa in dit zuiveringssysteem. In deze bijlage wordt een aantal ervaringen samengevat. Voor een volledige beschrijving wordt verwezen naar de referenties [8, 12]. Daarnaast zijn in deze bijlage ook resultaten verwerkt van proeven die bij het flankerend onderzoek zijn uitgevoerd.

Het betreft experimenten op relatief kleine schaal (2-liter en 25-liter) en vrijwel steeds in volledig oxische reactoren. Verder zal kort worden ingegaan op het effect van de introductie van een anoxisch compartiment.

Voor de beschrijving van de biomassa-ontwikkeling in de demoreactoren wordt verwezen naar het hoofdrapport.

Effect van de belasting en van de aard van het dragermateriaal op de aangroeisnelheid

In de Figuren 39 t/m 44 wordt de groeisnelheid van de gehechte biomassa versus de specifieke oppervlaktebelasting en versus de volumebelasting weergegeven bij toepassing van de dragermaterialen zilverzand, puimsteen, lava en basalt. Bij deze experimenten werd steeds met kale dragerdeeltjes gestart. De vermelde groeisnelheden betreffen de periode na de start. De lengte van deze periode kan variëren van enkele dagen tot ettelijke weken. Uit de vermelde groeisnelheden kunnen geen conclusies inzake het biomassagehalte bij stabilisatie van de groei worden getrokken.

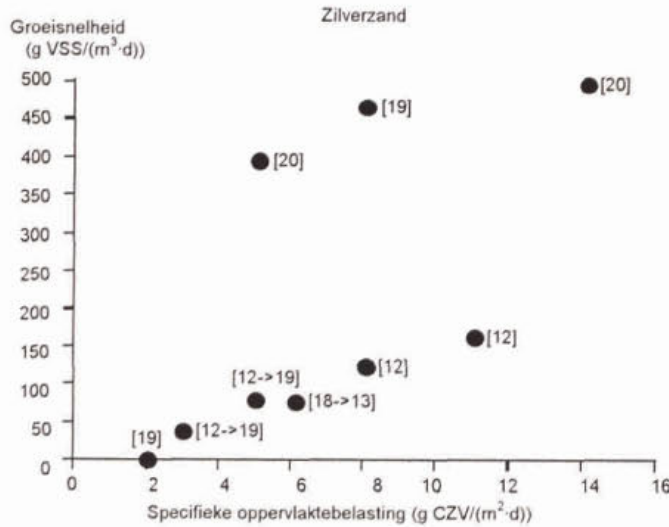
Bij de proeven met zilverzand en puimsteen is steeds een dragerconcentratie van minimaal 8 vol.% toegepast (oppervlak $\geq 2000 \text{ m}^2/\text{m}^3$). De specifieke oppervlaktebelasting werd dus voornamelijk gevarieerd via de volumebelasting. Bij de proeven met lava en basalt werd de specifieke oppervlaktebelasting daarentegen gevarieerd via de dragerconcentratie. Hoge oppervlaktebelastingen corresponderen dus met lage dragerconcentraties.

Bij toepassing van zilverzand als drager hebben zowel de temperatuur als de belasting een duidelijk effect op de groeisnelheid van de gehechte biomassa. De hoogste aangroeisnelheden werden waargenomen bij relatief hoge temperaturen. Dit effect hangt samen met de oppervlakte-eigenschappen van zilverzanddeeltjes. Bij dit materiaal heeft circa 90% van de deeltjes een uitgesproken glad oppervlak, waarop hechting kennelijk alleen bij wat hogere temperaturen kan plaatsvinden.

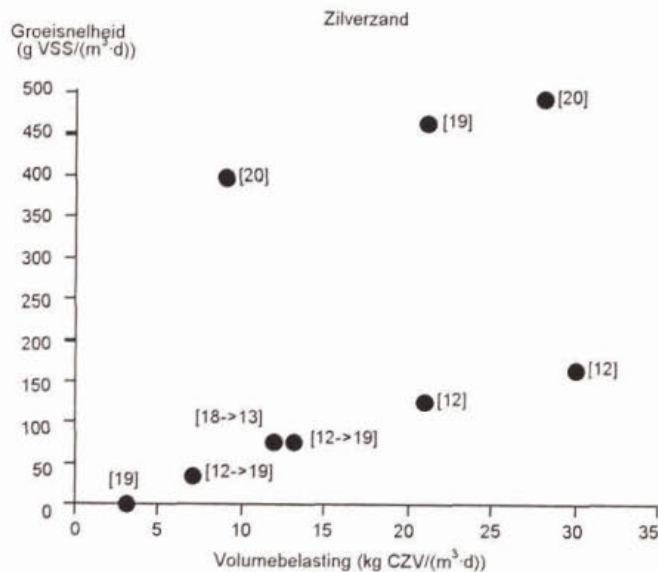
Bij het zeer poreuze dragermateriaal puimsteen ontbreekt het temperatuureffect. De belasting heeft daarentegen wel duidelijk invloed op de groeisnelheid.

Lava-en basaltdeeltjes zijn qua ruwheid van het oppervlak onderling vergelijkbaar. Basalt is echter wel wat "scherper" en bevat bovendien enkele procenten gladde, scherpe kwartsdeeltjes. Er zijn echter geen aanwijzingen dat deze verschillen de initiële aangroei wezenlijk beïnvloeden.

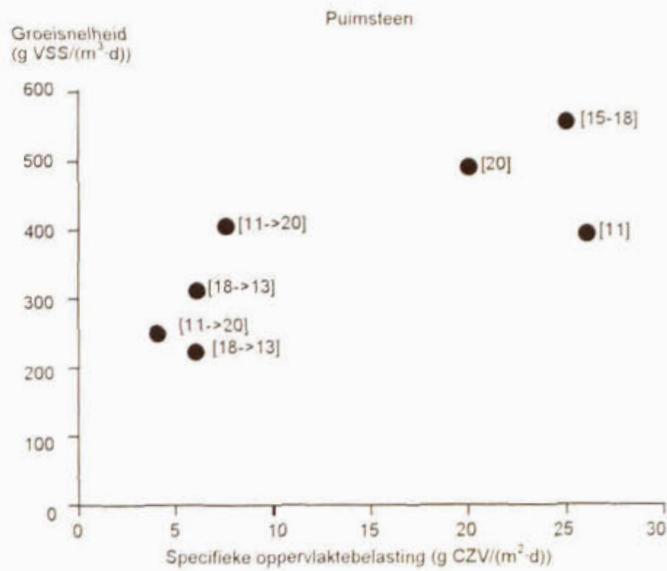
De Figuren 43 en 44 illustreren dat bij de proeven met lava/basalt de groeisnelheid lager was naarmate de belasting toenam. Een temperatureffect ontbreekt. De negatieve correlatie met de belasting is uiteraard opvallend en duidelijk afwijkend van het beeld bij zilverzand en puimsteen. Hierop wordt later nog teruggekomen.



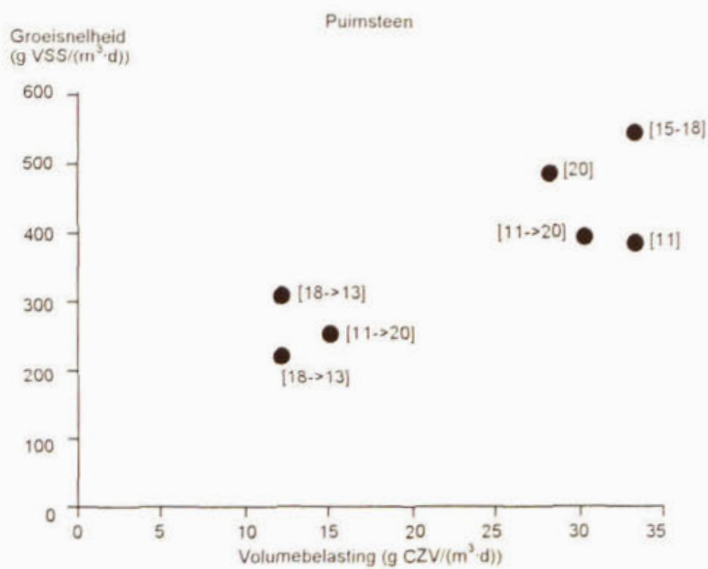
Figuur 39 Specifieke oppervlaktebelasting versus de groeisnelheid van de biofilm (2-liter-schaal; voorbezonden afvalwater).
Tussen haakjes: temperatuur (°C) tijdens de proeven.



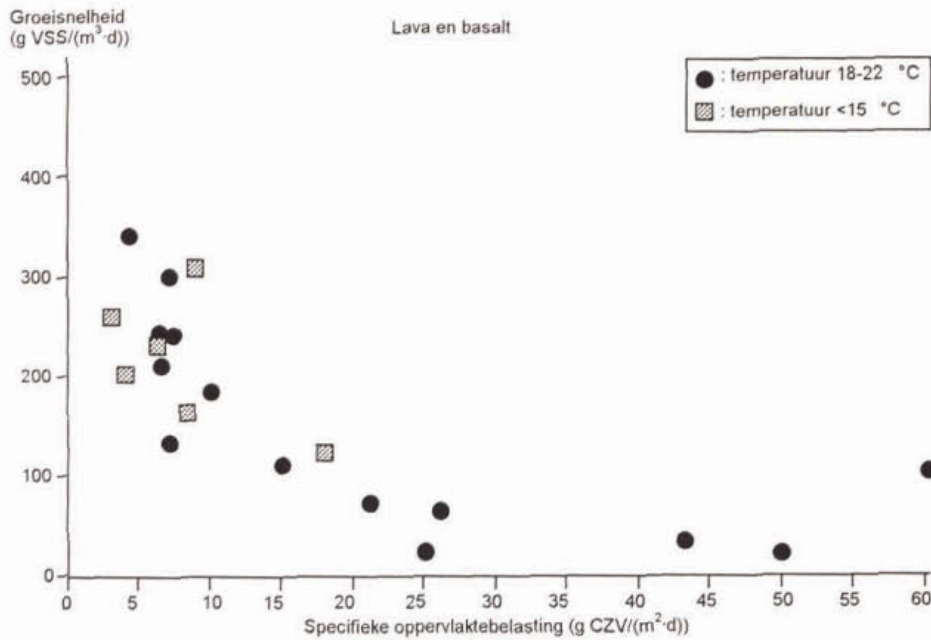
Figuur 40 Idem Figuur 39, maar versus de volumebelasting.



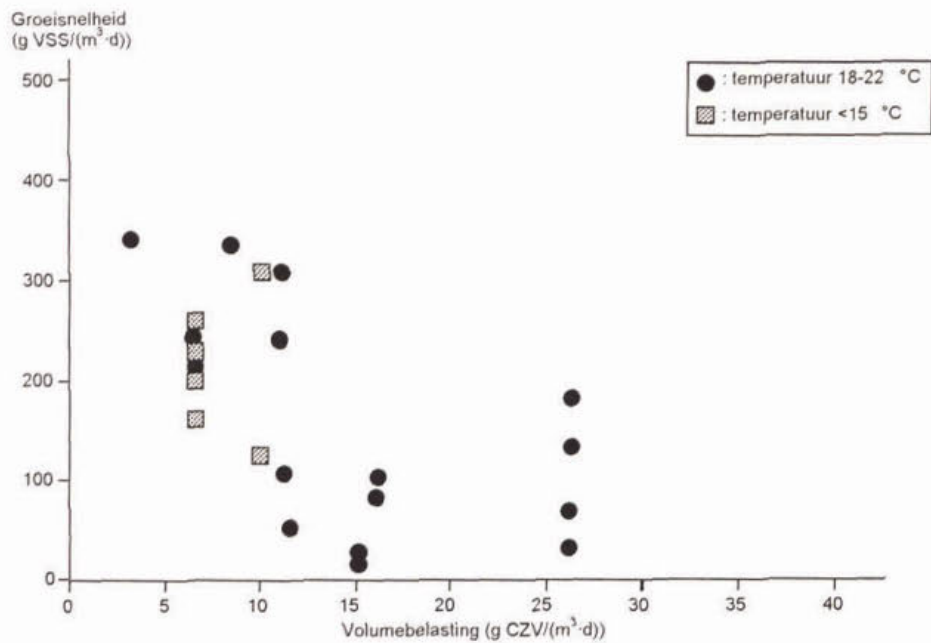
Figuur 41 Specifieke oppervlaktebelasting versus de groeisnelheid van de biofilm (2-liter en 25-liter-schaal; voorbezonden afvalwater).
Tussen haakjes: temperatuur (°C) tijdens de proeven.



Figuur 42 Idem Figuur 41, maar versus de volumebelasting.



Figuur 43 Specifieke oppervlaktebelasting versus de groeisnelheid van de biofilm (25-liter-schaal en meestal voorbezonden afvalwater).



Figuur 44 Idem Figuur 43, maar versus de volumebelasting.

Er zijn ook experimenten uitgevoerd, waarbij al een dunne biofilm op de dragerdeeltjes aanwezig was bij de start. Dit resulteerde meestal in hoge "doorgroeisnelheden" (400-700 g VSS/(m³·d)).

In Tabel 17 zijn de resultaten samengevat van een proef, uitgevoerd in het kader van het onderhavige onderzoekprogramma, waarbij de specifieke oppervlaktebelasting binnen een relatief klein traject werd gevarieerd. Het experiment heeft 118 dagen geduurd. Rond dag 40 leidde de (tijdelijke) retentie van grote slibvlokken in de reactoren tot het verdwijnen van praktisch alle gehechte biomassa. De vermelde aangroeisnelheden betreffen daarom de periode dag 40-118.

	R1	R2	R3	R4
Schaal (liter)	25	25	25	25
Influent	ruw	ruw	ruw	ruw
Hydraul. verblijftijd (uur)	1,8	1,8	1,8	1,8
Drager	lava	lava	lava	lava
· diameter (mm)	0,2-0,3	0,2-0,3	0,2-0,3	0,2-0,3
· concentratie bij start (g/l)	70	90	150	200
· oppervlak bij start (m ² /m ³)	775	1000	1675	2225
Volumebelasting (kg CZV/(m ³ ·d))	6,7	6,7	6,7	6,7
Spec. opp. belasting (g CZV/(m ² ·d))	8,6	6,7	4,0	3,0
Aangroeisnelheid (g VSS/(m ³ ·d))	170	240	210	270
Biomassa op dag 118 (kg VSS/m ³)	14,3	19,1	16,3	21,7
Idem in mg VSS/g drager	192	244	147	118

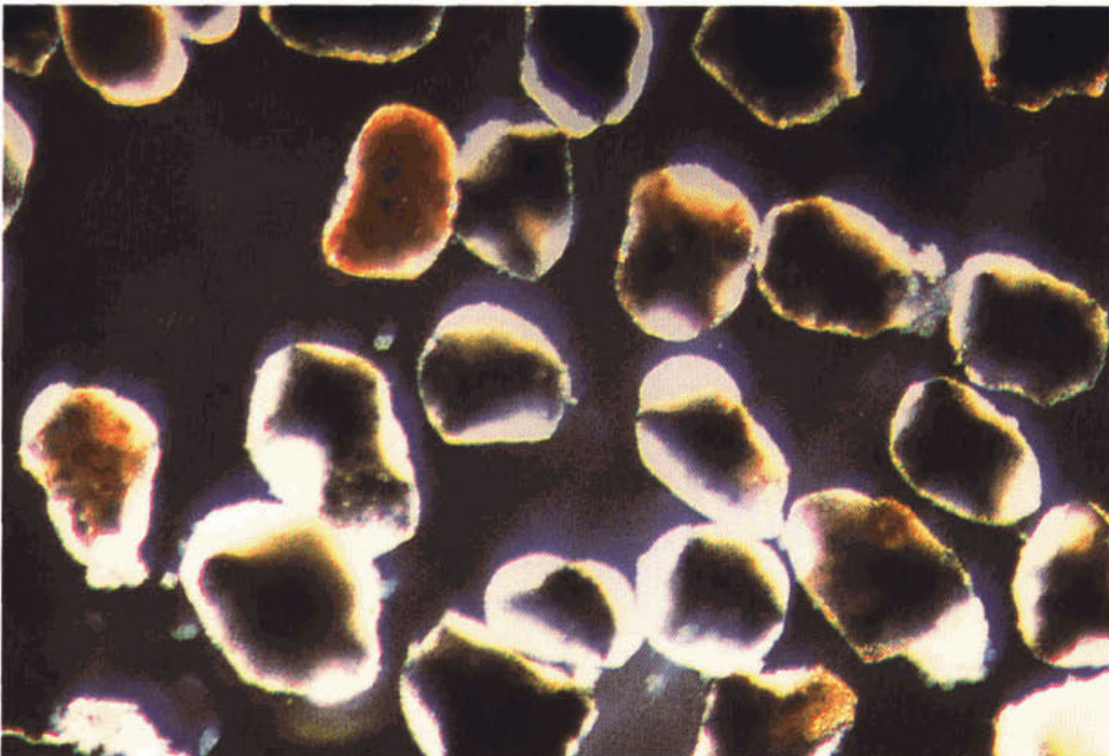
Tabel 17 Experimentele omstandigheden en resultaten van een proef, waarbij de dragerconcentratie werd gevarieerd.

Uit deze resultaten blijkt dat een hogere dragerconcentratie tot een gemiddeld lager biomassa-gehalte per dragerdeeltje leidt. Gemiddeld is hierbij onderstreept, omdat een lage specifieke oppervlaktebelasting niet altijd tot dunnere biofilmen leidt, maar soms resulteert in een situatie waarbij weinig deeltjes zijn omgeven door een dikke film en veel deeltjes nauwelijks of niet zijn begroeid (asociaal systeem). Bij dit experiment was dat in reactor 4 het geval.

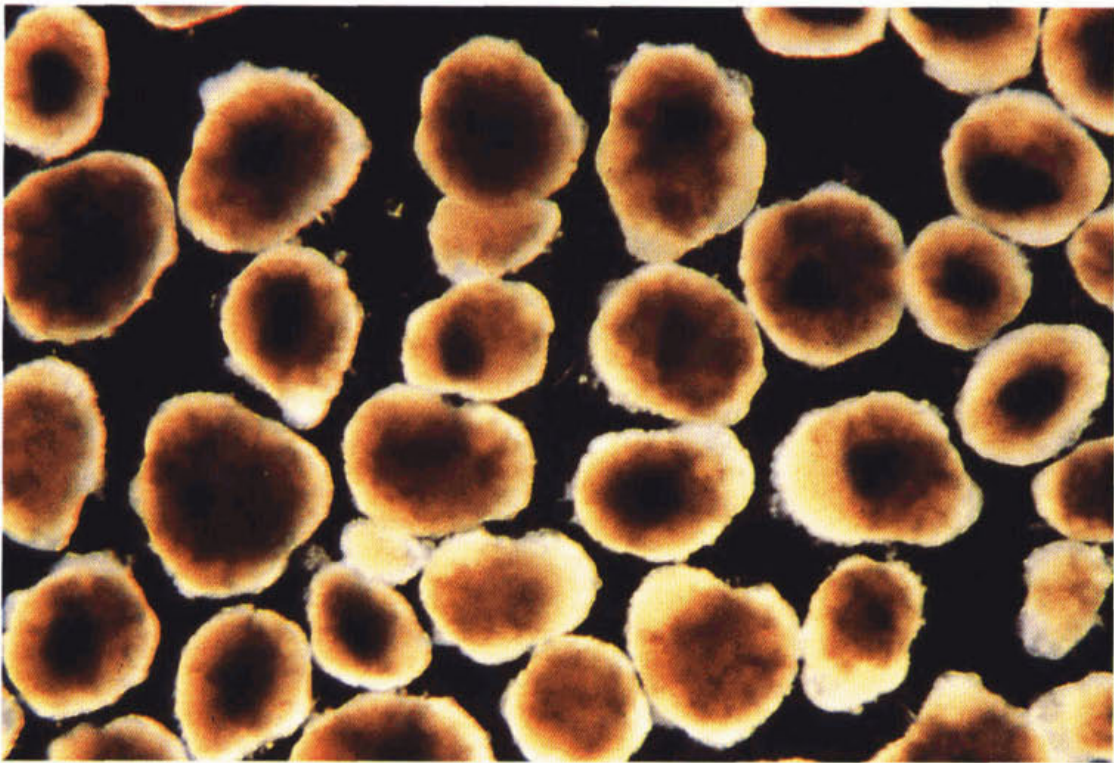
Maximale biomassagehaltes en biofilmkarakteristieken

Voor een beter begrip van het hiernavolgende worden eerst enkele illustraties van gehechte en van gesuspenderde biomassa getoond:

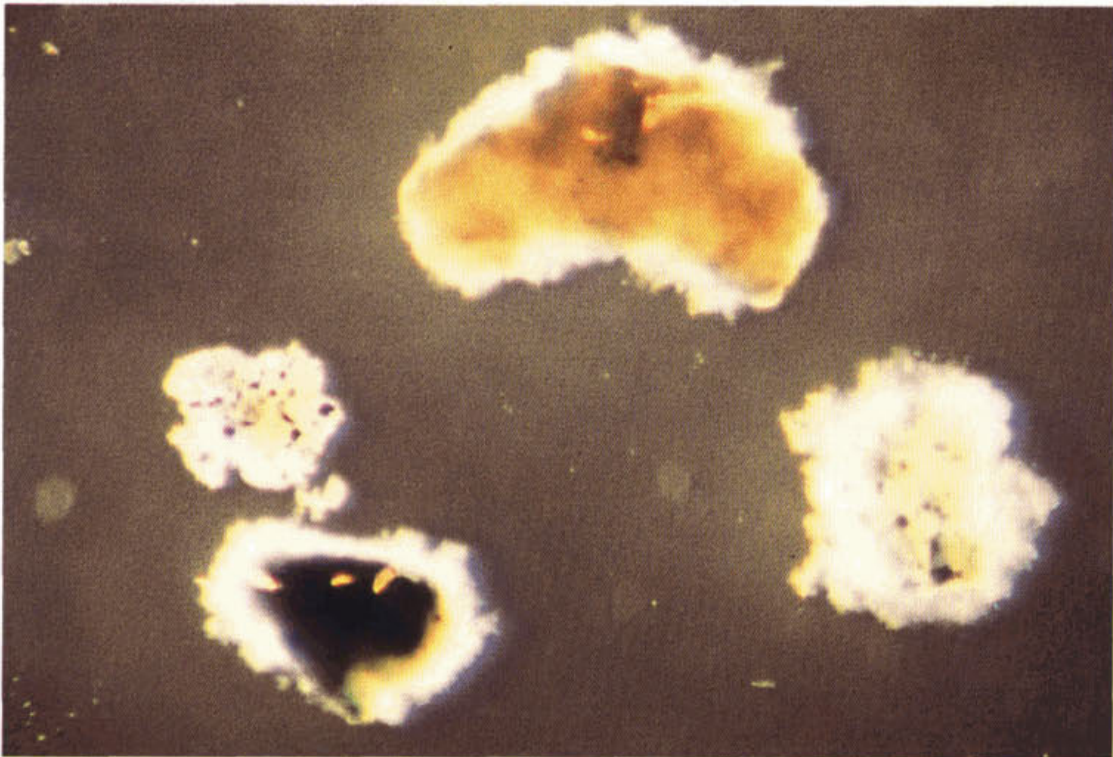
- Figuren 45 en 46 : stevige, compacte filmen. Dit zijn in feite de ideale biofilmen.
- Figuren 47 en 48 : losse, rafelige filmen, met soms Zoogloea kolonies op het oppervlak. Rafels worden gemakkelijk losgeslagen → biomassa in suspensie.
- Figuur 49 : groei in suspensie in de vorm van grote slibvlokken.
- Figuur 50 : een oude, dikke film die van een dragerdeeltje knapt.
- Figuur 51 : stukken biofilm in suspensie (granulen).
- Figuur 52 : een "asociaal systeem": weinig deeltjes met een dikke film en veel, praktisch kale deeltjes.
- Figuur 53 : een biofilm welke omgeven is door een mantel van draden.
- Figuur 54 : idem Figuur 53, maar met gehechte biomassa op de draden (pluizebollen).



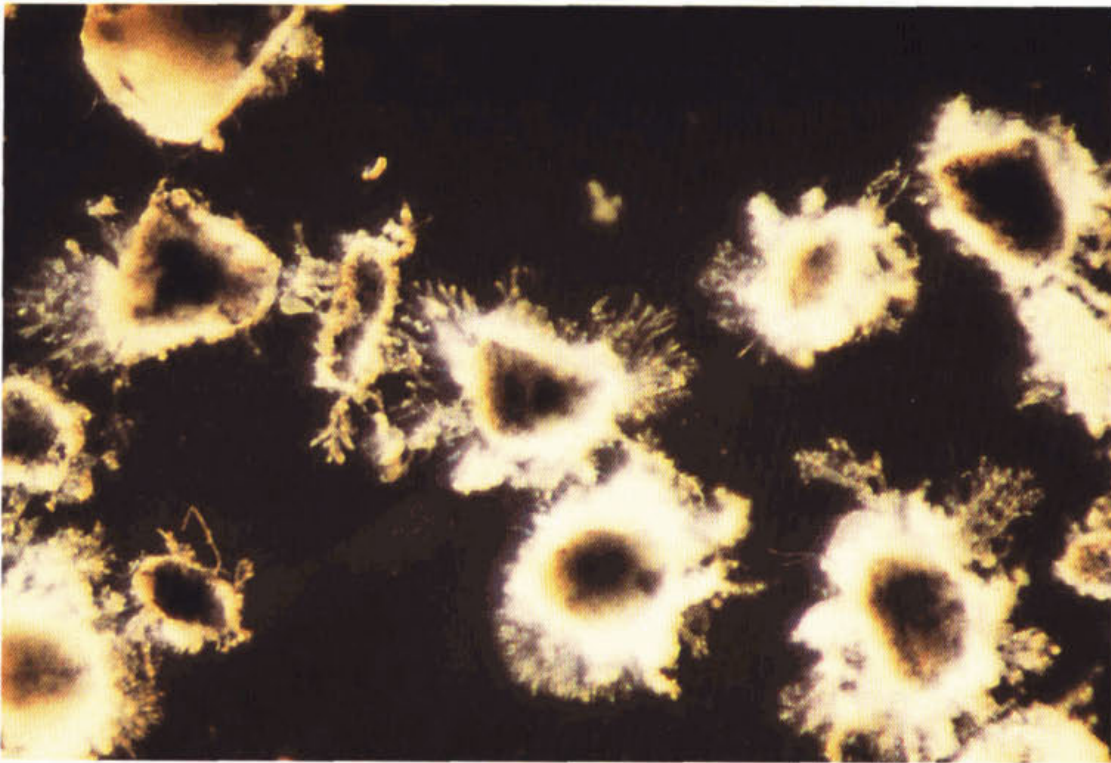
Figuur 45 Stevige, concentrische filmen met een dikte van 25-50 μm ("jonge" filmen) (60x).



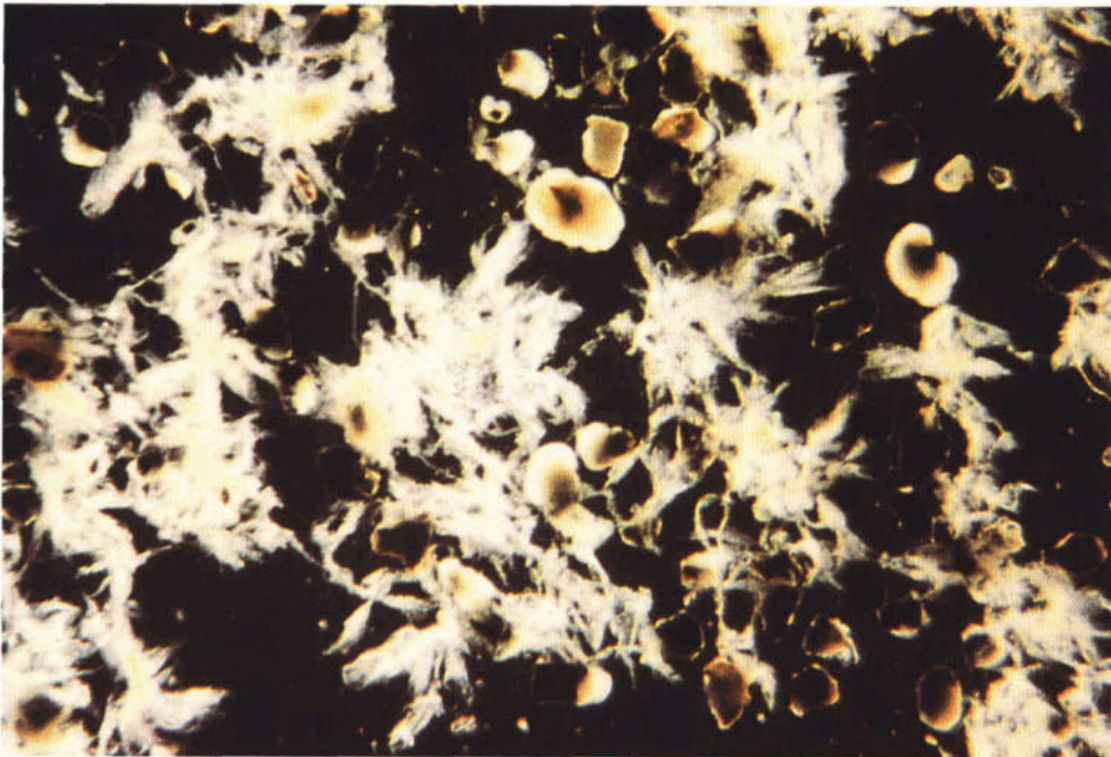
Figuur 46 Uitgegroeide biofilmen met een dikte van circa 150 μm (31x).



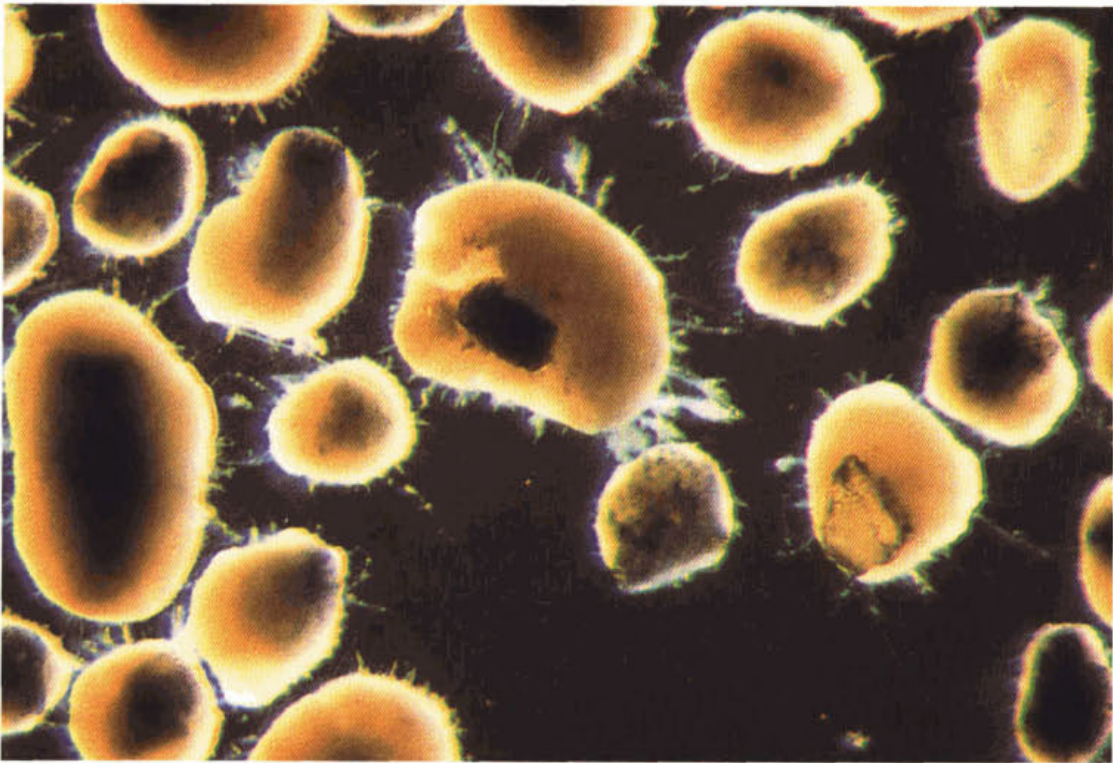
Figuur 47 Losse, rafelige biofilmen (58x).



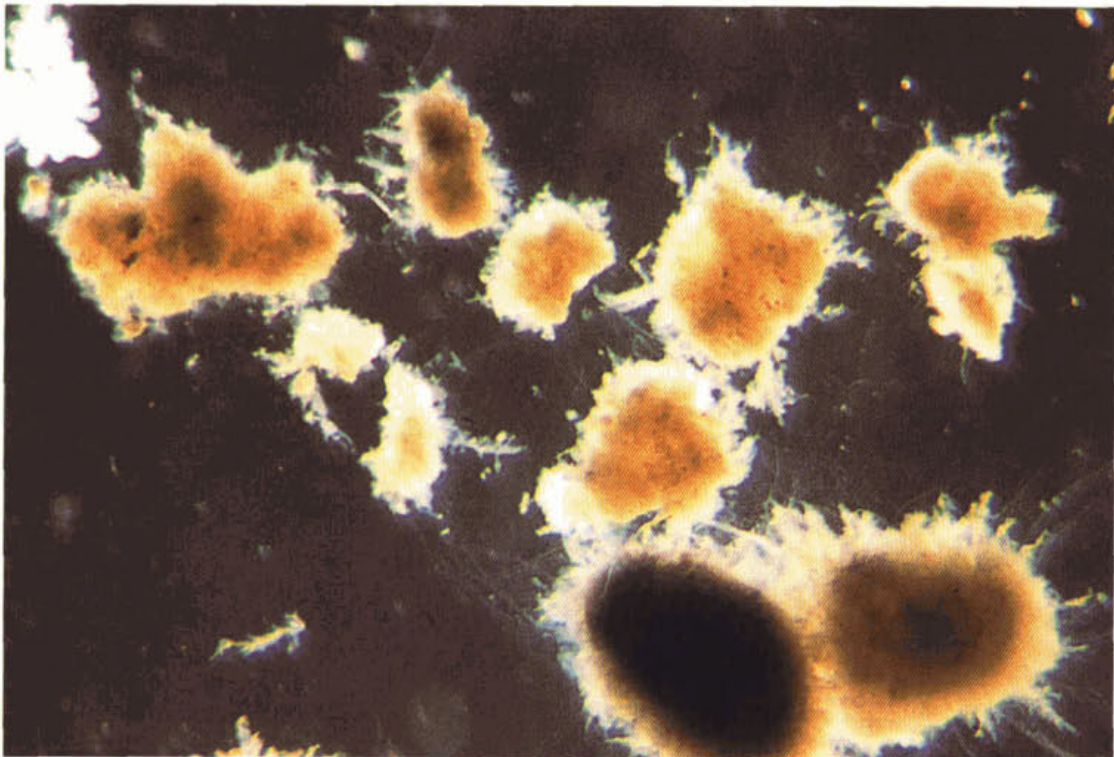
Figuur 48 Zoogloea kolonies op het oppervlak van de biofilm (31x).



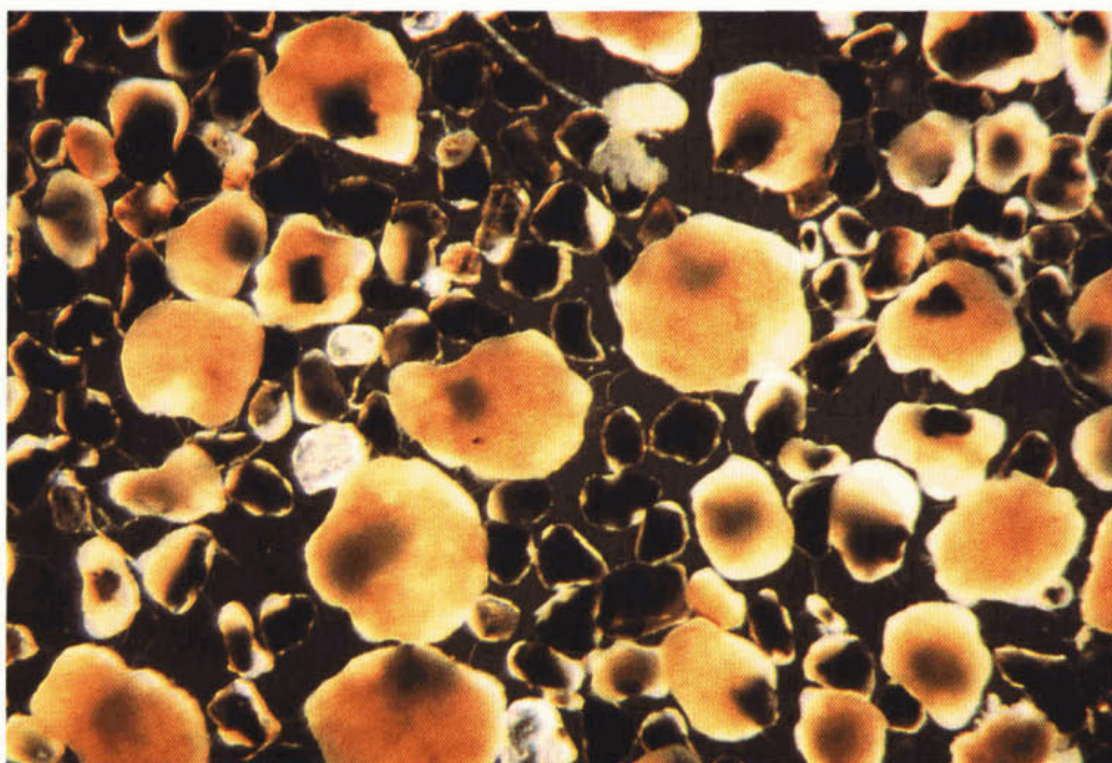
Figuur 49 Groei in suspensie in de vorm van grote actief-slibvlokken (21x).



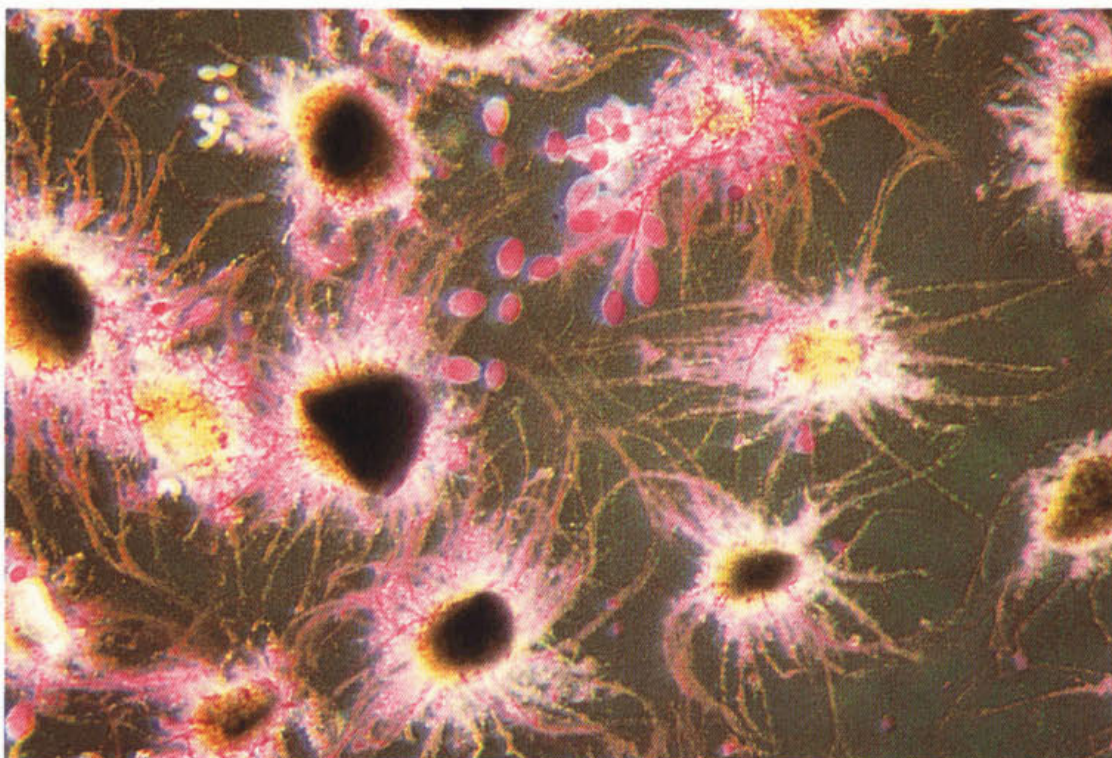
Figuur 50 Een oude biofilm die van een dragerdeeltje knapt (50x).



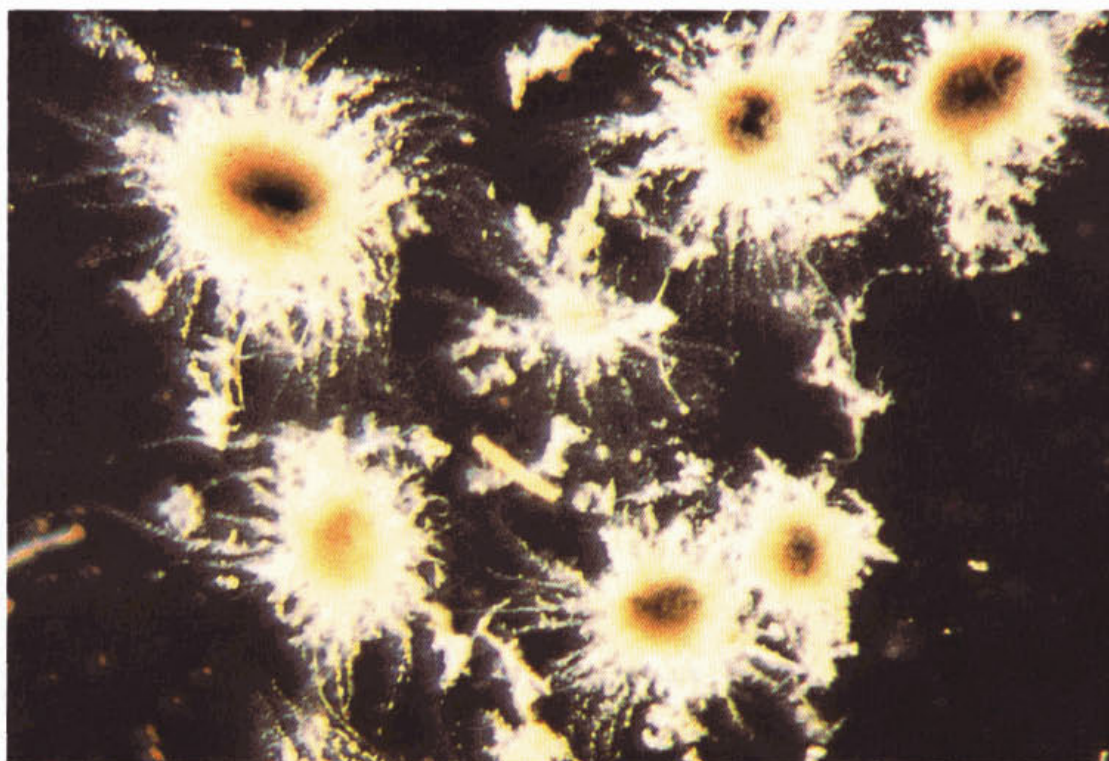
Figuur 51 Stukken biofilm in suspensie ("granulen") (27x).



Figuur 52 Weinig deeltjes met een dikke biofilm en veel praktisch kale dragerdeeltjes (27x).



Figuur 53 De biofilmen zijn omgeven door een mantel van draden (34x).
Gekleurd met carbol gentiaan violet.



Figuur 54 Idem Figuur 53, maar met gehechte biomassa op de draden (pluizebollen) (27x).

In Tabel 18 zijn de resultaten van een groot aantal experimenten gerangschikt naar het biomassagehalte bij stabilisatie van de groei. Dit gehalte varieert van enkele grammen tot 45 gram organische stof per liter. De aangroeiperiode bij deze experimenten varieerde van 1 à 2 weken tot enkele maanden. In de Tabel 18 zijn ook een aantal experimenten opgenomen waarbij met al enigszins begroeide dragerdeeltjes werd gestart (→ aangroeisnelheden > 450 mg VSS/(l·d)).

Nr.	Biomassa (g VSS/l)	Belasting ¹⁾		Groei gVSS/l.d)	Drager ²⁾		Oorzaak stabilisatie ³⁾
		Vol.	Opp.		Type	Opp.	
1	45	8,5	4,3		L	2000	4)
2	40	11,2	5,6	500	L	2000	4)
3	40	7,7	4,0	350	L	2000	
4	35	10	5	180	L	2000	
5	32	6,7	3,4	320	L	2000	4)
6	32	6,7	3,0	270	L	2225	
7	30	14/11 ⁵⁾	8,4/6,6	320	L	1635	5)
8	30	10	5	160	L	2000	
9	28	10	5	400	L	2000	
10	26	6,7	3,4	220	L	2000	
11	25	11,2	5,6	500	L	2000	
12	25	8,4	4,2	350	L	2000	4)
13	20	16/33 ⁶⁾	8/26	560	P	2000	6)
14	20	16/33	8/26	400	P	2000	
15	20	30	75	410	P	4000	
16	20	14/11 ⁵⁾	8,4/6,6	250	B	1625	5)
17	20	6,7/10	6,7	240	L	1000	tijdelijke slibvlokken
18	16	15	4	260	P	4000	groei draden
19	15	21	8	130/470	Z	2500	groei draden
20	15	30	11	170	Z	2700	
21	15	10	5	200	L	2000	groei in suspensie
22	12	16/33	8/26	240	L	2000	rafelige film
23	10	11,2	5,6	nihil	L	2000	groei in suspensie
24	10	11,2	5,6	nihil	L	2000	groei in suspensie
25	4,3	11,1	15	114	B	850	rafelige film + vlokken
26	4,1	16,0	61	108	B	310	rafelige film + vlokken
27	3,0	7,0	3	60	Z	2500	
28	2,5	16,2	245	89	B	80	rafelige film + vlokken
29	2,3	11,6	26	68	B	520	rafelige film + vlokken
30	<5	15	50	gering	B	300	rafelige film
31	<5	15	25	gering	B	600	rafelige film
32	<5	26	43	35	L	550	rafelige film + vlokken

Tabel 18 Gehalte aan gehechte biomassa bij stabilisatie van de groei bij een serie experimenten:

¹⁾ Vol. = volumebelasting (kg CZV/(m³·d)).

Opp. = oppervlaktebelasting (g CZV/(m²·d)).

²⁾ Type: L=lava, B=basalt, P=puimsteen, Z = zilverzand, opp.= oppervlak bij start (m²/m³).

³⁾ Indien groei stagneerde voordat de reactor vol was.

⁴⁾ Wel tijdelijk groei van draden.

⁵⁾ Na 3 weken werd de belasting verlaagd en zijn de aanwezige slibvlokken geforceerd uitgespoeld.

⁶⁾ Tijdelijke stagnering door groei van rafelige filmen.

Het bovenste gedeelte van deze tabel (de nummers 1 t/m 17) betreft de experimenten waarbij de biofilmvorming praktisch ongestoord plaatsvond. Er werden stevige, compacte biofilmen gevormd, zoals weergegeven zijn op de Figuren 45 en 46. De hoeveelheid biomassa in suspensie was veelal uiterst gering ($\ll 1$ g VSS/l). Soms waren tijdelijk wel wat vlokken of draadvormende bacteriën aanwezig, maar de biofilmvorming werd hierdoor nauwelijks vertraagd. Bij al deze proeven bleef de biomassa toenemen tot de reactoren "vol" waren. Vol wil zeggen dat de begroeide drager een volume inneemt van circa 600 ml/l_{reactor}. Vanaf dit niveau zijn groei en erosie van de biofilm ongeveer in evenwicht. De vermelde groeisnelheden van de biofilm illustreren dat de lengte van de aangroeiperiode aanmerkelijk kan variëren.

De tweede groep omvat de experimenten, waarbij het biomassagehalte zich stabiliseerde op 10-16 g VSS/l (nummers 18 t/m 24). Op één uitzondering na betreft dit experimenten waarbij zich na verloop van tijd ook biomassa in de reactoren kon handhaven die niet in compacte biofilmen was opgenomen. Groei in suspensie (2-3 g VSS/l), soms in de vorm van enorme vlokken (Figuur 11), leidt veelal tot stagnering van de biofilmontwikkeling. Het kan zelfs het volledig verdwijnen van al aanwezige filmen tot gevolg hebben. Een massale groei van draadvormende bacteriën (Figuur 15), gevolgd door hechting van biomassa aan deze draden (Figuur 16) heeft een vergelijkbaar effect. Het substraat kan de echte biofilm niet meer bereiken. Groei van draadvormers gaat bovendien vaak gepaard met retentie van gesuspendeerde biomassa in de reactoren.

De kans op een massale ontwikkeling van draadvormers is overigens gering bij volumebelastingen $<$ circa 10 kg CZV/(m³·d) en mits het zuurstofgehalte op een niveau $>$ 2 mg O₂/l gehandhaafd kan worden. Tijdens de zomer, bij wat hogere temperaturen, werd vaker een sterke groei van draadvormers waargenomen dan gedurende de wintermaanden. Dit hangt samen met het soort substraat dat door deze bacteriën wordt gebruikt (laagmoleculaire verbindingen).

Bij het onderzoek op 2-liter- en 25-liter-schaal had retentie van gesuspendeerde biomassa, in reactoren waarin draadvormers ontbraken, soms een aantoonbare, technische oorzaak (een te kleine afstand tussen de zielbuis en de ontluchtingspijp). Bij enkele experimenten kon de oorzaak van ophoping van niet-gehechte biomassa echter niet worden aangegeven. De problemen konden meestal worden opgelost door de hydraulische belasting tijdelijk fors te verhogen.

De derde groep betreft de experimenten waarbij de biomassa-ontwikkeling al stagneerde op een niveau van enkele grammen VSS/l (nummers 25-32). Dit niveau werd meestal binnen 1-2 weken bereikt. De biofilmen bij deze proeven werden gekenmerkt door een losse structuur en een min of meer rafelig uiterlijk (Figuren 47 en 48). Er was wel sprake van groei van gehechte biomassa, maar kennelijk werd deze er, in het turbulente milieu van een airliftreactor, ook weer direct grotendeels opgeslagen. Bij deze proeven was dan ook vaak nogal wat biomassa in suspensie aanwezig, die soms uitgroeide tot grote slibvlokken.

Tabel 19 illustreert dat de specifieke oppervlaktebelasting grotendeels bepalend is voor de structuur van de biofilm. Bij belastingen $>$ 10 à 15 g CZV/(m²·d) werden meestal losse, rafelige biofilmen gevormd. Bij lagere oppervlaktebelastingen waren de biofilmen in het algemeen compact en stevig. Dit effect is verantwoordelijk voor de afname van de groeisnelheid bij toename van de specifieke oppervlaktebelasting in de experimenten met lava/basalt als drager (Figuur 43).

Figuur 41 suggereert dat met puimsteen hogere specifieke oppervlaktebelastingen toegepast kunnen worden voordat de aangroei snelheid begint te stagneren. Voor dit verschil met lava/basalt zijn diverse verklaringen mogelijk:

- het al genoemde verschil in uitvoering: Variatie van de dragerconcentratie (lava/basalt) versus het handhaven van een hoge dragerconcentratie en een hoge oppervlaktebelasting instellen via het opvoeren van de volumebelasting (puimsteen). In het laatste geval is de shear groter, hetgeen een selectiefactor kan zijn bij het kweken van compacte biofilms;
- de wijze waarop de specifieke oppervlaktebelasting is berekend. Hierbij is aangenomen dat de drager in de vorm van ronde, gladde deeltjes aanwezig is. Met name bij het zeer poreuze puimsteen leidt dit tot forse onderschatting van het beschikbare hechtingsoppervlak, waardoor de werkelijke oppervlaktebelastingen steeds lager geweest zullen zijn dan in deze rapportage is vermeld;
- de uitstekende hechtingseigenschappen van puimsteen. Door het poreuze karakter van de deeltjes worden vanaf de start concentrische biofilmen gevormd en neemt het oppervlak dus snel toe. Bij lava/basalt is meestal sprake van een tussenstadium met niet-concentrische begroeide deeltjes en dus een kleiner oppervlak. Deze "plukken" biofilm worden waarschijnlijk ook gemakkelijker van de dragerdeeltjes afgeslagen.

Bij zeer lage oppervlaktebelastingen ($< \text{circa } 2 \text{ g CZV/m}^2 \cdot \text{d}$) wordt meestal slechts een gedeelte van de dragerdeeltjes omgeven door een biofilm en ontstaat het al eerder genoemde "asociale systeem" (Figuur 52).

Spec. opp. bel. (g CZV/(m ² ·d))	Drager ⁴⁾	Opp. bij start (m ² /m ³)	Volumebelasting (kg CZV/(m ³ ·d))	Groei (g VSS/(m ³ ·d))	Biofilm- structuur
245	B	78	16,2	89	rafelig
61	B	310	16	108	rafelig
50	B	300	15	gering	rafelig
43	L	550	26	35	rafelig
26	B	520	11,6	68	rafelig
25	B	600	15	gering	rafelig
21	L	1110	26	75	rafelig
19	Z	1300	25	1140 ¹⁾	tijdelijk rafelig
18	L	555	10	130	compact
15	B	850	11,1	114	rafelig
14	Z/P	2000	28	≥500	rafelig
11	Z	2700	30	170	compact
9	L	1110	10	320	compact
8,6	L	775	6,7	170	compact
8,4/6,6	B	1625	14/11	250	compact ²⁾
8,4/6,6	L	1625	14/11	320	compact ²⁾
8/26 ³⁾	P	2000	16/33	240	rafelig
8/26 ³⁾	P	2000	16/33	560	tijdelijk rafelig
8	Z	2500	21	130/470	compact
7,5	P	4000	30	410	compact
6,9	L	3300	26	140	compact
6,7	L	1000	6,7	240	compact
6	Z	2000	12/7	80	compact
6	P	2000	12/7	230	compact

Tabel 19 Specifieke oppervlaktebelasting en structuur van de biofilm. N.B.: alleen experimenten met een specifieke oppervlaktebelasting ≥ 6 g CZV/(m²·d):

¹⁾ Gestart met begroeide drageroppervlak in feite veel groter.

²⁾ Tijdelijke vlokken.

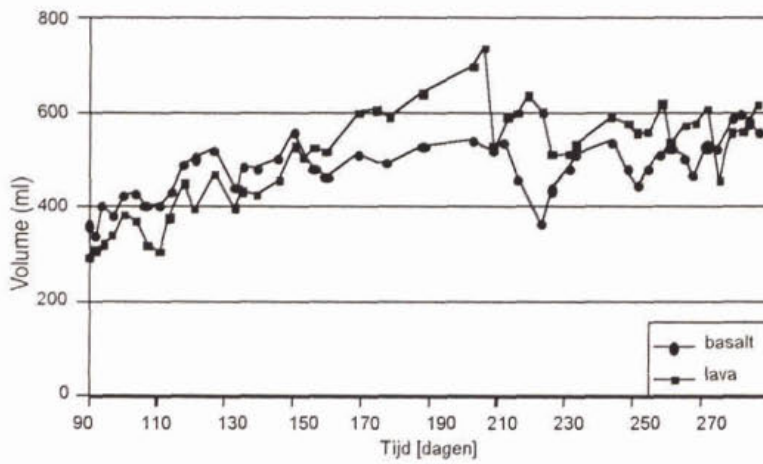
³⁾ Belasting na twee weken opgevoerd.

⁴⁾ B = basalt; L = lava; P = puimsteen; Z = zilverzand.

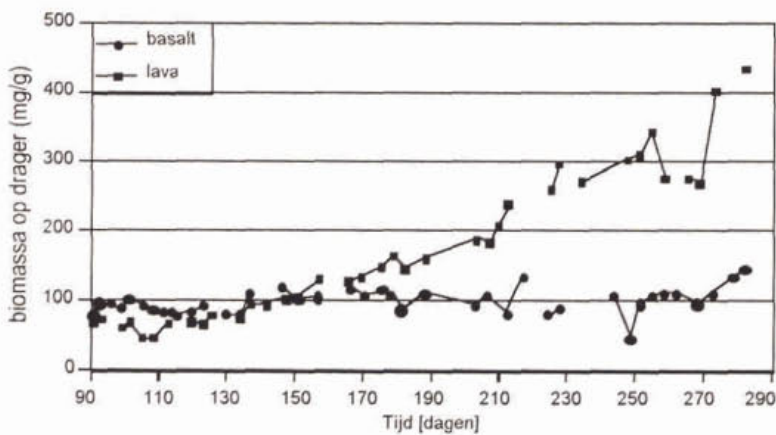
Lava versus basalt

In eerder onderzoek [12] is steeds lava als dragermateriaal toegepast. Om deze reden omvatten de Tabellen 18 en 19 relatief veel experimenten met dit materiaal als drager. In [12] is overgestapt op basalt, omdat lava met een deeltjesgrootte van circa 0,25 mm niet in bulk verkrijgbaar is. Bij het flankerend onderzoek is daarom een proef uitgevoerd waarbij beide dragermaterialen met elkaar werden vergeleken. Het betreft de nummers 7 en 16 uit Tabel 18. De in deze Tabel vermelde belastingen zijn na 4,5 maand nog met circa 20% verlaagd. Er is nauwelijks drager door uitspoeling verloren gegaan. De proef heeft bijna 300 dagen geduurd. In de Figuren 55 t/m 58 wordt een aantal resultaten gepresenteerd.

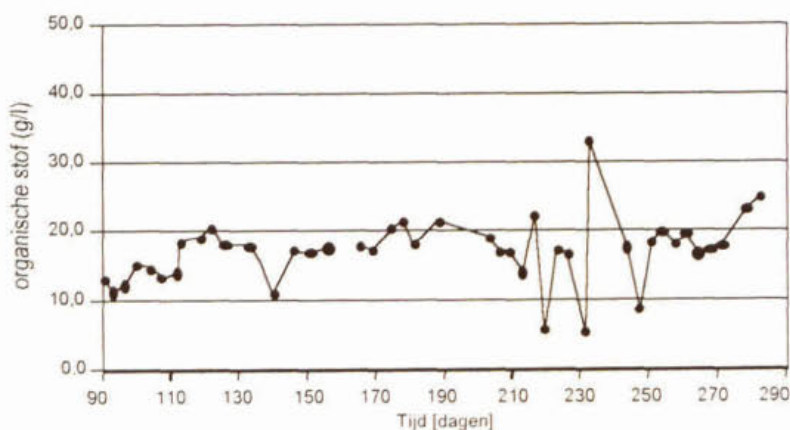
Het betreft de periode vanaf dag 90, gedurende de eerste drie maanden waren er nauwelijks verschillen tussen de twee reactoren.



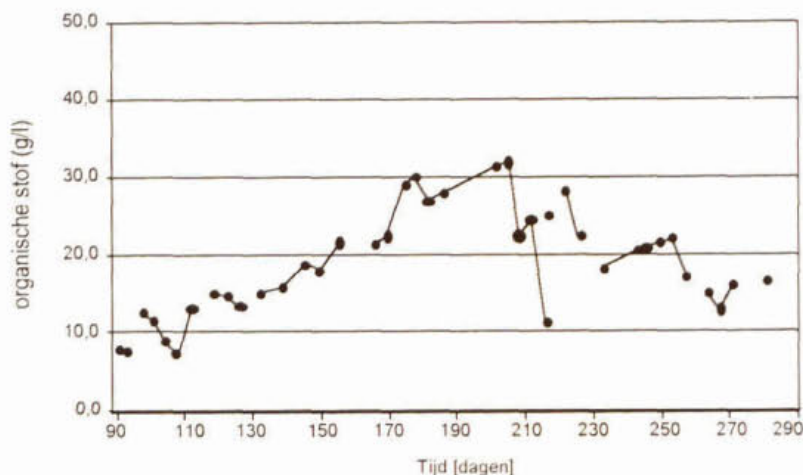
Figuur 55 Bezinkvolume (ml/l).



Figuur 56 Biomassagehalte (mg VSS/g drager).



Figuur 57 Biomassagehalte (gVSS/l) in de reactor met basalt.



Figuur 58 Biomassagehalte (g VSS/l) in de reactor met lava.

Het bezinkvolume van de reactorinhoud nam toe tot circa 500 ml/l op dag 150 (Figuur 55). In de reactor met basalt stabiliseerde het bezinkvolume vervolgens, met lava als drager bleef het volume toenemen tot ruim 700 ml/l rond dag 200. Op dit niveau wordt het handhaven van de circulatie in een airliftreactor problematisch, hetgeen ook negatieve gevolgen heeft voor het zuurstofgehalte. Vanaf dag 200 werd daarom een aantal malen begroeide drager uit de reactor met lava verwijderd. Afvoer werd echter direct gevolgd door groei, waardoor de resterende biofilmen steeds dikker werden (Figuur 56). Tijdens de laatste weken ging wat begroeide drager verloren door uitspoeling van deeltjes met dikke filmen. Figuur 58 laat zien dat het biomassagehalte in de reactor met lava gedurende de laatste maanden zich rond 20 g VSS/l bewoog.

Het biomassagehalte in de referentiereactor met basalt was al vanaf dag 125 op dit niveau gestabiliseerd (Figuur 57).

In feite was in deze reactor een zichzelf regulerend systeem ontstaan waarbij groei en erosie met elkaar in evenwicht waren. Dit resulteerde in een verhoogd biomassagehalte in het effluent van deze reactor (Tabel 20). Een en ander werd vrijwel zeker veroorzaakt door het feit dat met basalt 10 à 20% van de dragerdeeltjes, waaronder veel scherpe kwartsdeeltjes, gedurende het gehele experiment kaal gebleven is. Bij lava waren daarentegen praktisch alle deeltjes omgeven door een biofilm. Deze kale fractie zal meer erosie veroorzaken naarmate de reactor voller wordt, kennelijk ontstaat bij een bezinkvolume van circa 500 ml/l een evenwicht.

	Influent	Effl. reactor met basalt	Effl. reactor met lava
hoeveelheid (mg CZV/l)	283	280	231
CZV/NKj-verhouding	27,1	18,1	22,3
slibproductie (kg biom./kg CZV _{verw})	-	0,52	0,39 ¹⁾

Tabel 20: Karakteristieken van zwevend stof in/uit de reactoren.

¹⁾ Excl. slibproductie in de vorm van gehechte biomassa in de reactor.

Bij dit experiment is tevens nagegaan in welke mate na verloop van tijd granulen gevormd werden (Figuur 51). Granulen zijn min of meer afgeronde klompjes biomassa, welke ontstaan uit biofilmen die van dragerkernen zijn geknapt (Figuur 50). Mits ze niet te klein zijn, hebben deze deeltjes ook een hoge bezinksnelheid waardoor ze zich in de reactor kunnen handhaven en mogelijk verder groeien.

In de reactor met lava werd vorming van granulen niet waargenomen. Met basalt als drager werden gedurende de laatste maanden wel wat granulen gevormd (mogelijk omdat de pH in deze reactor wat lager was). Het aantal deeltjes zonder dragerkern bleef echter beperkt tot max. 10% van het totaal aantal deeltjes, de diameter van deze granulen nam ook nauwelijks toe.

Het effect van een anoxische zone

In een reactor met een geïntegreerd denitrificatiecompartiment wordt de (gehechte) biomassa afwisselend blootgesteld aan oxische en anoxische condities. Met deze procesvoering is nog niet veel ervaring opgedaan, maar met enig voorbehoud kunnen al wel de volgende conclusies worden getrokken:

- de biomassa-ontwikkeling verloopt "normaal", mits de groei van rafels op het oppervlak van de biofilmen kan worden voorkomen. Deze randvoorwaarde geldt ook voor oxische systemen. In reactoren met een anoxisch compartiment is groei van rafels echter ook enkele malen waargenomen bij specifieke oppervlaktebelastingen <math><10 \text{ g CZV}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})</math>. Een duidelijke verklaring ontbreekt vooralsnog;
- de introductie van een anoxische zone is een effectieve methode om groei van draadvormende bacteriën te voorkomen, mits dit compartiment ook echt anoxisch kan worden gehouden. Dit betekent dat moleculaire zuurstof volledig moet ontbreken, omdat een zuurstofgehalte van 0-1 mg O₂/l de groei van draadvormers juist stimuleert.

Discussie

Bij de bespreking van de resultaten moet allereerst worden opgemerkt dat de meeste experimenten met voorbezonden Delfts rioolwater zijn uitgevoerd. Zeer globaal omvat dit water de volgende CZV-fracties:

O =	opgelost + deeltjes < 0,2 μm	: 50%
F =	0,2 μm deeltjes < 1,0 μm	: 10 à 20%
C =	deeltjes > 1,0 μm	: 30 à 40%

De C-fractie verlaat de reactor praktisch onveranderd; voor groei van de gehechte biomassa worden dus voornamelijk de fracties O en F benut. De in deze bijlage vermelde CZV-waarden betreffen steeds het T-CZV van het (voorbezonden) afvalwater. Met dit gegeven moet rekening worden gehouden indien ruw afvalwater (met een relatief grotere C-fractie) wordt gedoseerd.

De primaire voorwaarde waaraan moet worden voldaan om stevige, compacte biofilmen te kweken betreft het maximum van 10 g CZV/(m²·d) voor de specifieke oppervlaktebelasting. Overschrijding van dit niveau leidt tot losse en vaak rafelige filmen, waardoor de biomassa-ontwikkeling op een laag niveau stagneert. Er lijkt ook een benedengrens te bestaan. Bij oppervlaktebelastingen < circa 2 g CZV/(m²·d) wordt vaak slechts een gedeelte van de dragerdeeltjes omgeven door een biofilm en bevat de reactor in feite dus te veel drager.

Toepassing van een lage dragerconcentratie impliceert dus een limiet aan de maximaal mogelijke volumebelasting bij de start van de reactor. De volumebelasting kan aansluitend echter worden verhoogd naarmate de biofilm zich ontwikkelt en het aanwezige oppervlak toeneemt.

Mits aan de genoemde voorwaarde is voldaan, zal de hoeveelheid gehechte biomassa veelal met een snelheid van 200-400 mg VSS/l toenemen. Met het zeer poreuze puimsteen als drager groeit de biomassa wat sneller dan bij toepassing van lava of basalt als hechtingsmateriaal. De mogelijkheden om deze groeisnelheid wezenlijk te vergroten lijken beperkt te zijn, de resultaten dienaangaande zijn ook niet erg consistent:

- een effect van de temperatuur werd alleen bij zilverzand waargenomen;
- met zilverzand en puimsteen leidde een hogere volume-/oppervlaktebelasting tot een snellere groei, met basalt/lava werd juist de omgekeerde trend waargenomen;
- ook bij de proef met een vaste volumebelasting en een variabel oppervlak - en lava als drager - resulteerde de laagste oppervlaktebelasting in de hoogste groeisnelheid (Tabel 18).

De groeisnelheid neemt alleen fors toe indien gestart wordt met dragermateriaal waarop al een (dunne) biofilm aanwezig is (tot 500-700 mg VSS/l.d). In dat geval wordt de initiële hechtingsfase overgeslagen.

In Tabel 21 wordt de toename van de hoeveelheid gehechte biomassa bij enkele experimenten globaal gerelateerd aan de specifieke oppervlaktebelasting.

	Experiment ¹⁾					
	A	B	C	D	E	F
Drager	lava	lava	lava	lava	lava	basalt
Spec. Opp. Bel. (g CZV/(m ² ·d))	8,6	6,7	4,0	3,0	6,6	6,6
Idem, alleen fracties F+O ²⁾	5,2	4,0	2,4	1,8	4,0	4,0
Omgezet (70%) in CZV/(m ² ·d)	3,6	2,8	1,7	1,3	2,8	2,8
Groei (g VSS/(m ² ·d))	0,22	0,24	0,13	0,12	0,19	0,15
Idem in g CZV/(m ² ·d) (= x 1,4)	0,30	0,34	0,18	0,17	0,27	0,21
CZV _{toename} /CZV _{verwijderd}	0,08	0,12	0,11	0,13	0,10	0,08

Tabel 21 Groei van de gehechte biomassa in g CZV_{biom}/(m²·d). N.B.: Exclusief de biomassa, die dagelijks via erosie wordt verwijderd.

¹⁾ A t/m D: zie Tabel 17.

E en F: nummers 7 en 16 uit Tabel 18.

²⁾ F + O = filtreerbaar (0,2 µm) + opgelost. Dit betreft het T-CZV minus de fractie >1µm.

Deze resultaten tonen dat tijdens de aangroefase circa 10% van het omgezette substraat in de vorm van gehechte biomassa wordt teruggevonden. In [12] werd een hiermee vergelijkbaar percentage vastgesteld. Zoals bij Tabel 21 al expliciet is vermeld, is dit niet de totale groei. Circa 2/3 van de aangroei werd bij de experimenten op 25-liter schaal weer linea recta door erosie van de film verwijderd.

De totale yield bedraagt dus ongeveer 0,3 kg CZV_{biomassa}/kg CZV_{verwijderd}.

Met lava of puijsteen als drager groeit de biomassa vaak door tot de reactor vol is, dit wil zeggen dat het bezinkvolume tot circa 700 ml/l is gestegen. Dit correspondeerde bij een serie experimenten met lava als drager met biomassagehaltes variërend van 20 g VSS/l tot 45 g VSS/l. De dichtheid van de biofilm kan dus met een factor 2 variëren. Een duidelijke verklaring hiervoor ontbreekt.

Veel van deze proeven zijn uitgevoerd met een dragerconcentratie van 180 g/l. Dit impliceert een filmdikte van 125-150 µm bij stabilisatie van de groei. Een lagere dragerconcentratie leidt automatisch tot dikkere filmen.

Een vulvolume van circa 700 ml/l betekent dat de circulatie in de reactor stagneert, hetgeen uiteraard ongewenst is. Er moet dan begroeide drager worden afgevoerd, waarna de resterende filmen door zullen groeien tot de reactor weer vol is. Dit betekent in feite dat permanent biomassa afgevoerd moet worden om het gehalte op het gewenste niveau te handhaven. Wat dit betreft is er dus geen verschil met actief slib, alleen heeft de gehechte biomassa wel een veel hogere dichtheid (40-60 g/l). Overigens was deze slibafvoer bij diverse experimenten niet noodzakelijk omdat met name deeltjes met dikke filmen gemakkelijk uitspoelen.

Ook is diverse malen waargenomen dat de filmen na verloop van tijd massaal van de dragerdeeltjes knapten, waarna de brokstukken grotendeels met het effluent werden afgevoerd. Dit losknappen van biofilmen is een nog ten dele onbegrepen fenomeen. De leeftijd van de biofilm speelt in elk geval een rol; het is alleen waargenomen bij oude (maanden), relatief dikke filmen. Bij de in hoofdstuk 4 beschreven proef met lava waren de filmen na 300 dagen echter nog grotendeels intact.

Met basalt als drager lijken het biomassagehalte en het bezinkvolume op een wat lager niveau te stabiliseren (20 g VSS/l, resp. 500 à 600 ml/l). Dit is eerder verklaard uit de circa 10% scherpe basaltdeeltjes die permanent kaal bleven en een versterkte erosie in een bijna volle reactor zullen veroorzaken. Als deze veronderstelling correct is, is dit een elegante methode voor het beheersen van het biomassagehalte in een airliftreactor. Of dit uit het oogpunt van surplus-slibverwerking ook de beste oplossing is, is echter discutabel.

De initiële hechting van biomassa op kale drager verloopt relatief traag, biofilmen ontwikkelen zich dan ook sneller indien op het startmateriaal al een dunne film aanwezig is. Dientengevolge zou verwacht mogen worden dat het losknappen van biofilmen tot het ontstaan van granulen (goed bezinkbare deeltjes zonder dragerkern) zal leiden. Een massale ontwikkeling van granulen heeft bij de experimenten op 25-liter-schaal echter nooit plaatsgevonden. De brokstukken biofilm werden steeds met het effluent afgevoerd.

Uit de vermelde groeisnelheden en biomassagehaltes bij stabilisatie blijkt dat de aangroefase zo'n 2 à 3 maanden duurt. Het volledig op gang komen van de nitrificatie duurt net zo lang. Kennelijk worden de nitrificeerders voortdurend "overgroeid" door heterotrofe bacteriën, zolang de biofilm nog kan expanderen.

Retentie van gesuspendeerde biomassa, al dan niet in combinatie met hechting op draadvormende bacteriën, leidt tot het (volledig) stagneren van de biofilmontwikkeling. De groei van grote slibvlokken (1-5 mm), die ook uitstekend bezinken, kan zelfs tot het verdwijnen van de al gehechte biomassa leiden. Groei in suspensie was vaak het gevolg van een te hoge, specifieke oppervlaktebelasting. Een massale groei van draadvormers werd voornamelijk bij volumebelastingen $>10 \text{ kg CZV}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ en/of een te laag zuurstofgehalte in de reactor ($<3 \text{ mg O}_2/\text{l}$) waargenomen. De integratie van een anoxische zone zal de kans op groei van draadvormers verkleinen, mits dit compartiment ook volledig zuurstofloos kan worden gehouden.

Overigens kan worden opgemerkt dat de genoemde volumebelasting ook de bovengrens vormt indien een vergaande nitrificatie vereist is.

