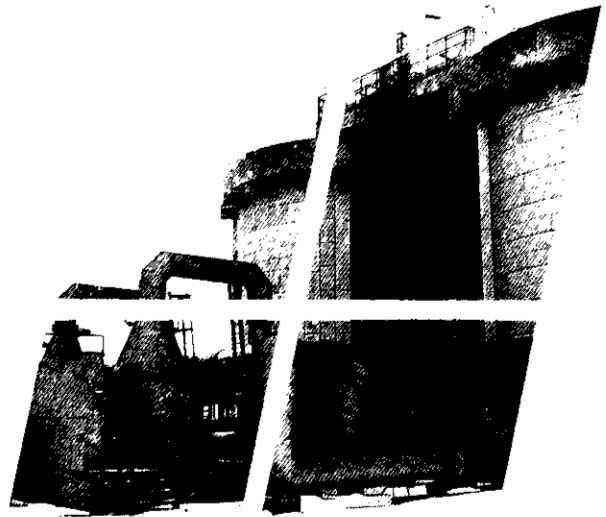
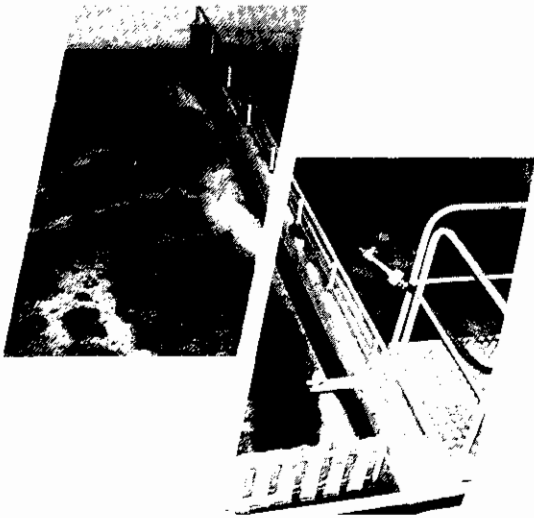


NN31050.91-5

10991 - 05

Nitrificatie en denitrificatie in compactsystemen

Inventarisatie en praktijkervaringen



32/444/gi.05.1

BIBLIOTHEEK
STAD DEN HAAG

Nitrificatie en denitrificatie in compactsystemen

Inventarisatie en praktijkervaringen



9 OKT. 1991

Programma PN-1992

stora

INHOUD	BLZ
TEN GELEIDE	3
0 SAMENVATTING	4
1 INLEIDING	7
1.1 Achtergrond	7
1.2 Doel	7
1.3 Aanpak	7
2 FACTOREN VAN INVLOED OP HET FUNCTIONEREN	10
2.1 Inleiding	10
2.2 Koolstofbron/energiebron	10
2.3 Nutriënten	12
2.4 Zuurstofconcentratie	12
2.5 Temperatuur	13
2.6 Zuurgraad	14
2.7 Biofilmdikte	16
2.8 Groeilimitering	16
2.9 Dragermateriaal	17
2.10 Hydraulische verblijftijd	18
2.11 Superficiële vloeistofsnelheid	19
2.12 Afschuifkrachten	19
3 OVERZICHT VAN DE COMPACTSYSTEMEN	20
3.1 Inleiding	20
3.2 Karakterisering compactsystemen	20
3.3 Compactsystemen op (semi)praktijkschaal	21
3.4 Overige compactsystemen	21
3.5 Analyse	25
3.5.1 Nitrificerende compactsystemen	25
3.5.2 Denitrificerende compactsystemen	27
4 CONCLUSIES	29
 <u>Bijlagen:</u>	
1. Literatuur	30
2. Beschrijving van compactsystemen voor na-(de)nitrificatie van huishoudelijk afvalwater op (semi)praktijkschaal met de resultaten van de (semi)praktijkinstallaties	45

Ten geelide

In 1990 werd het STORA-onderzoek naar de verwijdering van fosfaat en stikstof op rioolwaterzuiveringsinrichtingen geïntensiveerd en versneld. Doel van het speciaal hierop gerichte spoedprogramma "PN 1992" - dat van de zuiverende waterkwaliteitsbeheerders een extra onderzoeksinspanning van zeven miljoen gulden in drie jaar vraagt - is het elimineren van onzekerheden en knelpunten in de thans operationele methoden en technieken. Dit om de zuiverende deelnemers in de STORA tijdig een voldoende beproefd instrumentarium te bieden om te kunnen voldoen aan de effluenteisen voor die stoffen in 1995 en later.

Onderdeel van het PN 1992-programma is het vaststellen van de mogelijkheden en procescondities van compacte slib-op-dragersystemen die toegepast zouden kunnen worden bij nitrificatie en denitrificatie van huishoudelijk afvalwater.

Het voorliggende rapport verkent en evalueert de thans beschikbare technieken op basis van literatuuronderzoek, interviews en lokatiebezoeken. Slechts één systeem voor denitrificatie en drie systemen voor nitrificatie blijken op praktijkschaal te worden toegepast voor huishoudelijk afvalwater.

Het onderzoek werd door het algemeen bestuur van de STORA - op voorstel van de Stuurgroep PNs 1992* - opgedragen aan DHV Water BV (projectteam bestaande uit ing. P.C.A.M. van Helvoort, mw. ir. E. van der Vorm, ing. P.P. Weesendorp en dr.ir. W.C. Witvoet) en namens de STORA begeleid door een commissie bestaande uit ir. C. Kerstens (voorzitter), ir. S.G. van der Kooij, ing. P.C.J. Kuiper, ir. A. Mulder en ir. J.K. Vink.

Op basis van de resultaten van deze evaluatie is besloten tot vervolgonderzoek op semi-praktijkschaal.

Den Haag, augustus 1991

De directeur van de STORA

drs. J.F. Noorthoorn van der Kruijff

—
*

De Stuurgroep PNs 1992 die tot dit project adviseerde, bestond uit:
ir. R. den Engelse (voorzitter), ir. J. Boschloo, ir. A.E. van Giffen, ir. C. Kerstens, ir. K.F. de Korte, ir. T. Meijer, ir. P.C. Stamperius, alsmede ir. W. van Starckenburg voor de coördinatie met het programma RWZI-2000.
Als technisch secretaris treedt op ir. P. de Jong van Witteveen + Bos Raadgevende Ingenieurs

0 SAMENVATTING

0.1 Inleiding

Op 29 november 1990 is de gewijzigde concept-amvb verschenen, waarin grenzen worden gesteld aan de lozing van totaal-stikstof met het effluent van rioolwaterzuiveringsinrichtingen.

Deze grenswaarden worden van kracht met ingang van 1 januari 1992 voor nieuwe rwzi's en met ingang van 1 januari 1998 voor bestaande rwzi's. Dit betekent dat binnen enkele jaren moet worden begonnen met de voorbereidingen voor de aanpassing van de rwzi's die niet voldoen aan de eisen.

Met nageschakelde compactsystemen kan op een relatief gering oppervlak vergaande nitrificatie en denitrificatie worden bereikt. Het doel van dit onderzoek is na te gaan welke compactsystemen op korte termijn beschikbaar zijn voor nageschakelde (de)nitrificatie van huishoudelijk afvalwater en wat de mogelijkheden, procescondities en kosten zijn van deze systemen.

Het project wordt uitgevoerd in drie fasen:

- fase 1: verkenning van de beschikbare technieken door literatuurstudie, interviews en locatie-onderzoek,
- fase 2: praktijkonderzoek met proefinstallaties,
- fase 3: evaluatie van de proefresultaten.

Dit rapport is het resultaat van de literatuurstudie en de interviews uit fase 1.

0.2 Factoren van invloed op het functioneren

Compactsystemen zijn fluidbed- en vastbedsystemen waarin biologisch wordt ge(de)nitrificeerd met de biomassa gehecht aan dragermateriaal. Alle factoren die invloed hebben op het biologische proces van (de)nitrificatie zijn daarom van invloed op deze systemen:

- koolstofbron/energiebron
- nutriënten
- zuurstofconcentratie
- temperatuur
- zuurgraad
- biofilmdikte
- groeilimitering
- dragermateriaal
- hydraulische verblijftijd
- superficiële vloeistofsnelheid
- afschuifkrachten.

0.3 Overzicht van de compactsystemen

De fluidbedreactoren kunnen worden onderverdeeld in tweefasen- en driefasen-fluidbedreactoren, afhankelijk van het aantal fasen (vast, vloeistof, gas) dat aanwezig is. De tweefasen-fluidbedreactoren kunnen aëroob (nitrificatie) en anoxisch (denitrificatie) worden bedreven, de driefasen-fluidbedreactoren alleen aëroob.

Bij vastbedreactoren is een kenmerkend verschil de stand van het vloeistofniveau onder of boven het filterbed. Bij een vloeistofniveau onder het bed wordt gesproken over droogfiltratie.

Dit proces is aëroob.

Vastbedreactoren met een vloeistofniveau boven het bed worden verdeeld in upflow- en downflowreactoren, afhankelijk van de richting waarin het afvalwater door het bed stroomt. Beide typen reactoren kunnen zowel aëroob als anoxisch worden bedreven.

Een zwevendbedreactor is een vastbedreactor met dragermateriaal dat lichter is dan water, waardoor het bed drijft.

Uit het onderzoek is naar voren gekomen dat momenteel slechts drie typen reactoren op praktijkschaal worden toegepast voor de (de)nitrificatie van huishoudelijk afvalwater:

- tweefasen-fluidbedreactor anoxisch (anoxische Oxitronsysteem van Dorr-Oliver),
- droogfilter,
- upflow-vastbedreactor aëroob (Bioforsysteem van Degrémont).

Daarnaast zijn twee typen reactoren op semi-praktijkschaal toegepast:

- tweefasen-fluidbedreactor aëroob (aërobe Oxitronsysteem van Dorr-Oliver)
- downflow-vastbedreactor aëroob (aërobe Biocarbone systeem van OTV).

Op andere gebieden (drinkwater, industrieel afvalwater) worden ook compactsystemen toegepast voor (de)nitrificatie. Gezien de snelle ontwikkelingen wordt niet uitgesloten dat een aantal van deze systemen over enkele jaren voldoende ver is ontwikkeld om te kunnen worden gebruikt voor (de)nitrificatie van huishoudelijk afvalwater op praktijkschaal.

In tabel 0 zijn de belangrijkste kenmerken weergegeven van de systemen die momenteel op (semi)-praktijkschaal worden toegepast voor (de)nitrificatie van huishoudelijk afvalwater. Hieruit blijkt dat het droogfilter met een rendement van 51% niet in staat is vergaand te nitrificeren. Bovendien is het droogfilter veel minder compact dan de overige nitrificerende systemen (het ruimtebeslag is groter).

Tabel 0 - Belangrijkste kenmerken van compactsystemen die op (semi)praktijkschaal worden toegepast voor (de)nitrificatie van huishoudelijk afvalwater

stelsel	(handels)naam	fabrikant/ leverancier	nitri- ficatie	denitri- ficatie	η N Nverw (%) (kg N/m ³ .d)	ruimtebeslag reactor* (m ² .d/kg Nverw)	exploitatie- kosten (f/kg Nverw)
<u>Fluidbed</u>							
* tweefasen aëroob	Oxitron aëroob	Dorr-Oliver	x		83 = 0,85	= 0,18	= 3,00
* tweefasen anoxisch	Oxitron anoxisch	Dorr-Oliver		x	87 1,6	0,25	7,50
<u>Vastbed</u>							
* droogfilter	n.v.t.	n.v.t.	x		51 0,51	1,27	
* downflow aëroob	Biocarbone aëroob	OTV	x		90 = 0,5	= 0,8	= 6,00
* upflow aëroob	Biofor	Degrémont	x		93 0,75	0,45	= 5,00

* een maat voor de compactheid van het systeem

Conclusies

Uit het literatuuronderzoek en de interviews blijkt dat slechts één systeem voor denitrificatie en drie systemen voor nitrificatie voldoen aan de criteria van dit onderzoek:

- denitrificatie:
 - . anoxische Oxitronsysteem van Dorr-Oliver,
- nitrificatie:
 - . Bioforsysteem van Degrémont,
 - . aërobe Oxitronsysteem van Dorr-Oliver,
 - . aërobe Biocarbonsysteem van OTV.

Van deze systemen worden alleen het anoxische Oxitronsysteem en het Bioforsysteem momenteel op praktijkschaal toegepast.

1 INLEIDING

1.1 Achtergrond

Op 29 november 1990 is de gewijzigde concept-amvb verschenen waarin grenzen worden gesteld aan de lozing van totaal-stikstof met het effluent van rioolwaterzuiveringsinrichtingen.

De hierin gestelde grenswaarden zijn:

- 10 mg totaal-N/l voor rwzi's met een ontwerpcapaciteit \geq 20.000 i.e.
- 15 mg totaal-N/l voor rwzi's met een ontwerpcapaciteit $<$ 20.000 i.e.

De grenswaarden worden van kracht met ingang van 1 januari 1992 voor nieuwe rwzi's en met ingang van 1 januari 1998 voor bestaande rwzi's. Nieuwe rwzi's met simultane defosfatering mogen echter tot 1 januari 1995 een grenswaarde aanhouden van 15 mg totaal-N/l.

De beheerder kan van de grenswaarden afwijken als het zuiveringsrendement van totaal-stikstof ten minste 75% bedraagt voor alle bij deze beheerder in beheer zijnde rwzi's gezamenlijk. Dit zuiveringsrendement wordt berekend met de totaal aangevoerde en totaal afgevoerde vracht aan totaal-stikstof per jaar.

In de concept-amvb van 29 november 1990 is aangegeven dat de concentratie totaal-stikstof in het te lozen afvalwater moet worden bepaald als jaargemiddelde.

Een effluentconcentratie van 10 mg totaal-N/l als jaargemiddelde is in actief-slibsystemen mogelijk bij zeer lage slibbelasting. Dit vereist aanzienlijke uitbreiding van het aëratievolume, waarvoor bij bestaande rwzi's vaak niet de vereiste ruimte beschikbaar is. Nageschakelde compactsystemen kunnen in deze situatie voorzien in de vergaande stikstofverwijdering op een beperkt oppervlak.

De snelle invoering van de grenswaarden betekent dat binnen enkele jaren moet worden begonnen met de voorbereidingen voor de aanpassing van de rwzi's die niet voldoen aan de eisen.

1.2 Doel

Het doel van dit onderzoek "Nitrificatie en denitrificatie in compactsystemen" is na te gaan welke compactsystemen op korte termijn beschikbaar zijn voor nageschakelde (de)nitrificatie van huishoudelijk afvalwater en wat de mogelijkheden, procescondities en kosten zijn van deze systemen.

1.3 Aanpak

De aard van het onderzoek "Nitrificatie en denitrificatie in compactsystemen" is een demonstratieproject waarin nageschakelde nitrificatie- en denitrificatiesystemen in de vorm van vastbed- of fluidbedsystemen op (kleine) praktijkschaal worden onderzocht.

Het project wordt uitgevoerd in drie fasen:

- fase 1 (verkenning beschikbare technieken)
Hiervoor is een gerichte literatuurstudie uitgevoerd en een aantal interviews afgenomen, waarna werkende systemen op locatie

zijn onderzocht en geëvalueerd op hun toepassingsmogelijkheden. Op basis van deze verkenning is de proefopzet gemaakt voor het praktijkonderzoek;

- fase 2 (praktijkonderzoek)

Het praktijkonderzoek wordt uitgevoerd op een of meerdere rwzi's. Met het slecht tot matig genitrificeerde effluent wordt een nitrificatieproefinstallatie gevoed. Deze proefinstallatie is gebouwd volgens een bestaand concept en heeft een volume van minimaal 10 m³.

Door aanpassing van de bedrijfsvoering van de rwzi wordt de N-belasting van de reactor beïnvloed waarmee de nitrificerende eigenschappen van de installatie worden onderzocht.

Het genitrificeerde effluent wordt toegevoerd aan een of meer denitrificerende reactorsystemen, weer volgens bestaand concept. De reactorssystemen hebben een volume van 1 tot 5 m³ per stuk.

Het proces wordt gedurende minimaal een jaar gevolgd waarbij een groot aantal procesparameters wordt onderzocht;

- fase 3 (evaluatie)

De resultaten van de proefnemingen worden geëvalueerd. De mogelijkheden, beperkingen en kosten voor toepassing in de Nederlandse praktijk worden beoordeeld en richtlijnen worden gegeven voor de dimensionering.

Het zwaartepunt van het project ligt op fase 2, waar de systemen op (kleine) praktijkschaal worden beproefd. De verkenning is bedoeld om een overzicht te geven van de beschikbare systemen en een basis te leggen voor de keuze van te beproeven systemen. Het literatuuronderzoek vormt hiervoor de aanzet. De interviews en de onderzoeken op locatie zijn bedoeld voor de invulling van witte plekken en het verkrijgen van informatie over de meest recente ontwikkelingen.

Gezien het specifieke doel van dit project zijn de in het onderzoek betrokken systemen geselecteerd met de volgende criteria:

- het systeem is toegepast voor nageschakelde (de)nitrificatie;
- het systeem is een fluidbed- of een vastbedsysteem;
- het systeem is toegepast op (semi)praktijkschaal;
- het systeem is toegepast voor de (de)nitrificatie van huishoudelijk afvalwater.

Systemen die niet voldoen aan deze criteria komen niet in aanmerking voor het demonstratieproject en zijn niet beschreven in deze rapportage. Wel is een overzicht gegeven van de verschillende systemen die in ontwikkeling zijn.

Dit rapport is het resultaat van de literatuurstudie en de interviews uit fase 1. Op basis hiervan is een voorstel gedaan voor te bezoeken locaties en is een checklist opgesteld voor de te onderzoeken aspecten van de praktijkinstallaties.

In hoofdstuk 2 wordt kort ingegaan op de factoren die van invloed zijn op het functioneren van compactsystemen. Hoofdstuk 3 geeft een overzicht van de compactsystemen. Naast een algemene karakterisering zijn de voor deze studie relevante compactsystemen met elkaar vergeleken.

Een beschrijving van deze systemen is opgenomen in de bijlagen. De conclusies op basis van de resultaten van literatuurstudie en interviews zijn verwoord in hoofdstuk 4.

2 FACTOREN VAN INVLOED OP HET FUNCTIONEREN

2.1 Inleiding

In dit hoofdstuk zijn de verschillende factoren beschreven die het functioneren beïnvloeden van fluidbed- en vastbedsystemen. Dit richt zich met name op het vermogen van de biomassa in deze reactoren om te nitrificeren of te denitrificeren. Aan de orde komen achtereenvolgens:

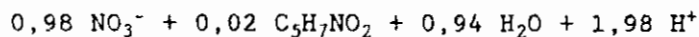
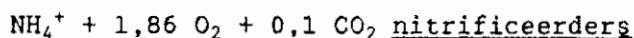
- koolstofbron/energiebron
- nutriënten
- zuurstofconcentratie
- temperatuur
- zuurgraad
- biofilmdikte
- groeilimitering
- dragermateriaal
- hydraulische verblijftijd
- superficiële vloeistofsnelheid
- afschuifkrachten.

Indien relevant worden de verschillen aangegeven tussen fluidbed- en vastbedreactoren.

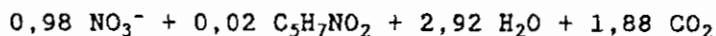
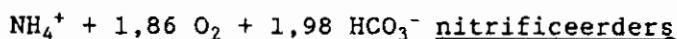
2.2 Koolstofbron/energiebron

Nitrosomonas en nitrobacter, de belangrijkste nitrificeerders, zijn autotroof. Nitrosomonas oxydeert ammonium tot nitriet en nitrobacter oxydeert nitriet tot nitraat. Het ammonium respectievelijk nitriet is de energiebron voor de bacteriën. Als koolstofbron wordt CO₂ gebruikt.

De totale stofwisseling, celopbouw en celonderhoud, wordt als volgt weergegeven:



In een met bicarbonaat gebufferd milieu wordt veel CO₂ gevormd, zodat dit in overmaat aanwezig is. De totale stofwisseling wordt dan weergegeven met:



Uit deze vergelijkingen blijkt dat slechts 2% van de stikstofverbindingen wordt omgezet in celmateriaal. Dit heeft tot gevolg dat de slibproductie laag is, namelijk 0,16 g d.s. slib/g NH₄-N.

Denitrificatie is mogelijk door zowel heterotrofe als autotrofe bacteriën.

Heterotrofe denitrificeerders gebruiken nitraat als energiebron en goed afbreekbare organische stoffen als koolstofbron. Uitgaande van methanol als goed afbreekbare organische stof kan de energiewinning als volgt worden weergegeven:

$\text{NO}_3^- + 0,83 \text{ CH}_3\text{OH}$ denitrificeerders

$0,5 \text{ N}_2\uparrow + 0,83 \text{ HCO}_3^- + 1,17 \text{ H}_2\text{O} + 0,17 \text{ OH}^-$

Voor de celopbouw wordt ook methanol gebruikt. Dit geeft de volgende totaalvergelijking:

$\text{NO}_3^- + 1,083 \text{ CH}_3\text{OH}$ denitrificeerders

$0,468 \text{ N}_2\uparrow + 0,065 \text{ C}_5\text{H}_7\text{O}_2\text{N}^+ + 0,758 \text{ HCO}_3^- + 1,439 \text{ H}_2\text{O} + 0,242 \text{ OH}^-$

Bij gebruik van ethanol als goed afbreekbare organische stof wordt de totaalvergelijking:

$\text{NO}_3^- + 0,613 \text{ C}_2\text{H}_5\text{OH}$ denitrificeerders

$0,449 \text{ N}_2\uparrow + 0,102 \text{ C}_5\text{H}_7\text{O}_2\text{N} + 0,714 \text{ HCO}_3^- + 0,286 \text{ OH}^- + 0,980 \text{ H}_2\text{O}$

En bij gebruik van azijnzuur:

$\text{NO}_3^- + 0,819 \text{ CH}_3\text{COOH}$ denitrificeerders

$0,466 \text{ N}_2\uparrow + 0,068 \text{ C}_5\text{H}_7\text{O}_2\text{N} + \text{HCO}_3^- + 0,301 \text{ CO}_2 + 0,902 \text{ H}_2\text{O}$

Als nog zuurstof aanwezig is in het afvalwater zal echter eerst dit worden gebruikt:

$3\text{O}_2 + 2\text{CH}_3\text{OH}$ denitrificeerders $2\text{CO}_2 + 4\text{H}_2\text{O}$

In tabel 1 is aangegeven hoeveel gram koolstofbron theoretisch nodig is voor de verwijdering van nitraat en van zuurstof. Hierbij is uitgegaan van een overdosering van 30% ten behoeve van de bacteriegroei.

Tabel 1 - Theoretisch verbruik van verschillende koolstofbronnen voor de verwijdering van nitraat en van zuurstof

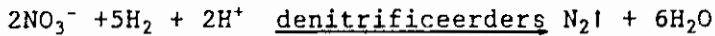
C-bron	theoretisch verbruik in mg/l	
	per mg $\text{NO}_3\text{-N/l}$	per mg $\text{O}_2\text{/l}$
methanol	2,48	0,67
ethanol	2,01	0,48
azijnzuur	3,51	0,94
glucose	3,51	0,94

In de praktijk blijkt dat 2,78 mg methanol/l wordt gebruikt voor de reductie van 1 mg $\text{NO}_3\text{-N/l}$. Dit komt redelijk overeen met de theoretische waarde. Voor ethanol liggen deze waarden verder uit elkaar, namelijk 2,8 mg ethanol/l in de praktijk tegen 2,01 in theorie.

Bij gebruik van BZV voor denitrificatie blijkt in de praktijk 4-5 mg BZV per mg $\text{NO}_3\text{-N}$ nodig te zijn om een acceptabele omzettingssnelheid te bereiken.

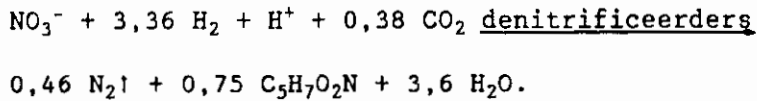
Autotrofe denitrificeerders gebruiken anorganische stoffen zoals waterstof, zwavel of sulfide als energiebron. De denitrificatiereactie

met waterstof kan als volgt worden weergegeven:



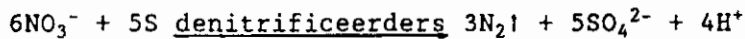
Voor pH-correctie wordt CO_2 of HCO_3^- gebruikt, dat tevens dient als koolstofbron voor de bacteriën.

De totale vergelijking voor autotrofe denitrificatie met waterstof is dan:

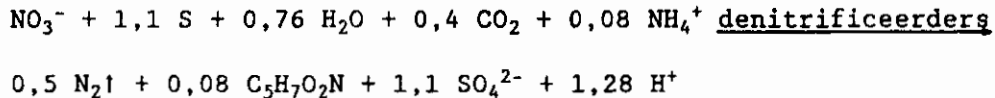


Het theoretische waterstofverbruik wordt daarmee 0,108 kg H_2 per kg NO_3^- .

De denitrificatiereactie met zwavel verloopt als volgt:



Voor een goed verloop van de reactie is neutralisatie noodzakelijk, bijvoorbeeld met kalk. Ook deze bacteriën gebruiken CO_2 als koolstofbron. De totale vergelijking voor autotrofe denitrificatie met zwavel is dan:



Het theoretische zwavelgebruik wordt daarmee 0,567 kg S per kg NO_3^- .

2.3

Nutriënten

Voor de groei van nitrificerende bacteriën is het noodzakelijk dat een aantal nutriënten in het afvalwater aanwezig is. Het blijkt dat bij een concentratie $\text{P} < 0,2 \text{ mg/l}$ geen groei mogelijk is, dus ook geen biofilmvorming.

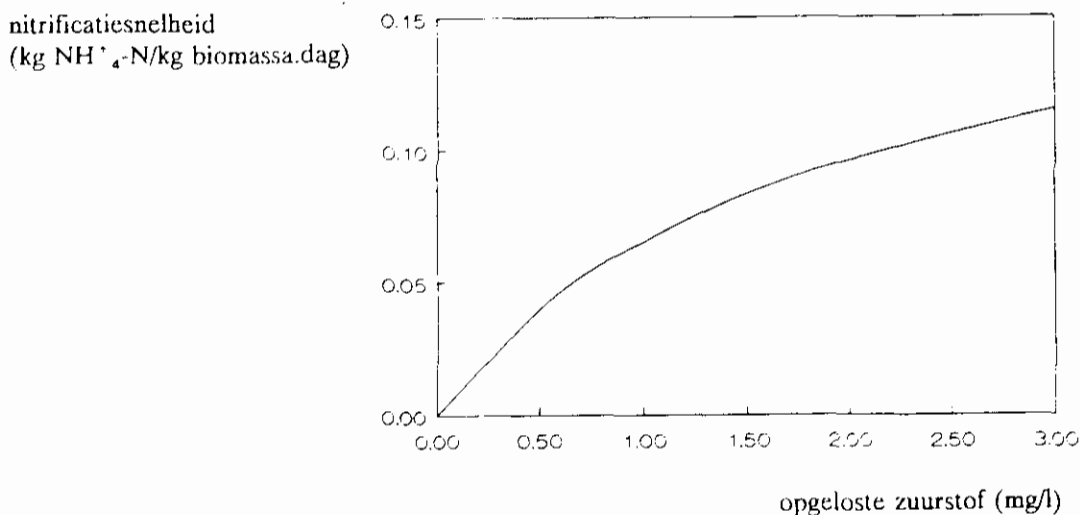
Daarnaast zijn Fe en Ca nodig voor de omzetting van NH_4^+ in NO_2^- . Voor een volledige nitrificatie tot NO_3^- zijn bovendien Mn, Zn en Mo nodig.

2.4

Zuurstofconcentratie

Nitrificerende bacteriën hebben zuurstof nodig voor de nitrificatie. De activiteit van de nitrificeerders is afhankelijk van de zuurstofconcentratie. Bij een zuurstofconcentratie $> 2 \text{ mg/l}$ stijgt de nitrificatiesnelheid nog slechts weinig; bij een concentratie $< 0,5 \text{ mg/l}$ daalt de activiteit sterk (figuur 1). Door diffusielimitering bij slib-op-dragersystemen is een hogere zuurstofconcentratie in het water nodig voor een voldoende snel verloop van de reactie dan bij actief-slibsystemen.

Een langdurig verblijf onder anoxische omstandigheden is niet dodelijk voor de nitrificerende bacteriën. Na een anoxische periode wordt de nitrificatie vrijwel momentaan weer hervat.



Figuur 1. Effect van de zuurstofconcentratie op de nitrificatiesnelheid in een actief-slibproces

Denitrificerende bacteriën denitrificeren alleen onder anoxische omstandigheden (< 0,5 mg O₂/l).

2.5

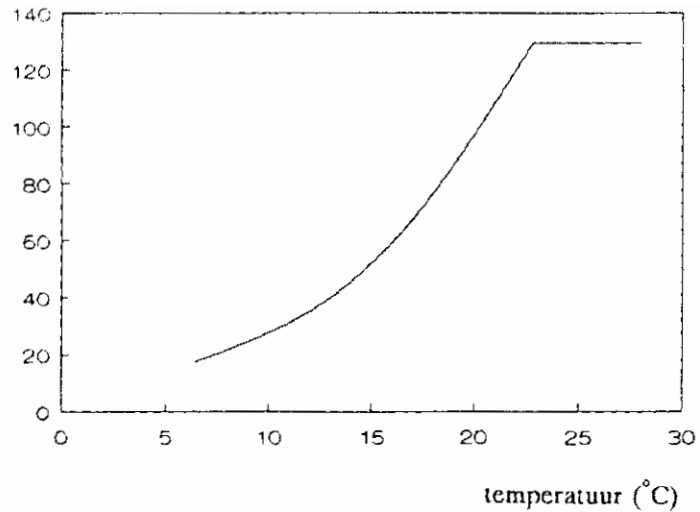
Temperatuur

De groeisnelheid van nitrificeerders en daarmee de activiteit van deze bacteriën is sterk afhankelijk van de temperatuur. Uit proeven met gesuspendeerd slib blijkt nitrificatie mogelijk te zijn bij temperaturen van 5 tot 40 à 50°C. De optimale temperatuur ligt tijdens de eerste groei tussen 30°C en 35° en tijdens de stationaire groeifase tussen 15°C en 22°C.

Deze gegevens zijn verkregen uit relatief kortlopende proeven. Er zijn echter indicaties dat een snelle temperatuurverlaging een grotere activiteitverlaging tot gevolg heeft dan een zeer geleidelijke temperatuurverlaging. In het laatste geval zouden de nitrificeerders kunnen adapteren aan de nieuwe situatie, waardoor de activiteit minder terugloopt. Compactsystemen blijken bij lage temperaturen nog maanden te functioneren zonder dat uitspoeling van de biomassa optreedt. Dit kan een gevolg zijn van een biomassa die wel nitrificeert (in zijn energiebehoefte voorziet) *maar niet of slechts zeer langzaam* groeit.

Denitrificatie is mogelijk bij temperaturen van 0 tot 50°C. De denitrificatiesnelheid neemt toe bij een temperatuurstijging van 0 tot 20°C. Daarboven blijft de activiteit van de bacteriën tot tenminste 30°C constant (figuur 2).

maximale denitrificatiesnelheid
(% van maximale snelheid bij 20 °C)



Figuur 2. Effect van de temperatuur op de maximale denitrificatiesnelheid in compactsystemen met methanol als C-bron

2.6

Zuurgraad

Nitrificatie van NH_4^+ tot NO_2^- is mogelijk bij een pH van 6,5 tot 10 met een optimum bij pH 8 (figuur 3). Bij een pH lager of hoger dan 8 neemt de activiteit snel af.

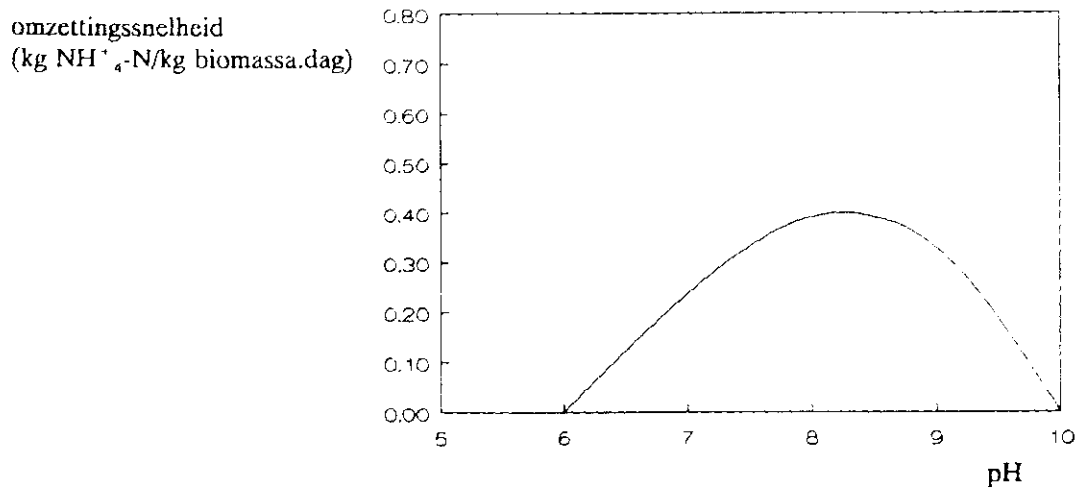
Verdere nitrificatie van NO_2^- tot NO_3^- is mogelijk van pH 6,0 tot pH 10. Deze bacteriën zijn minder gevoelig voor variaties in de zuurgraad. In het gebied van pH 6,0 tot pH 8,5 is de activiteit ongeveer constant daarboven neemt de activiteit snel af (figuur 4).

Dit betekent dat nitrificatie van NH_4^+ tot NO_2^- bepalend is, en in nitrificatiesystemen een pH tussen 7,5 en 8,5 moet worden aangehouden voor een optimale nitrificatiesnelheid.

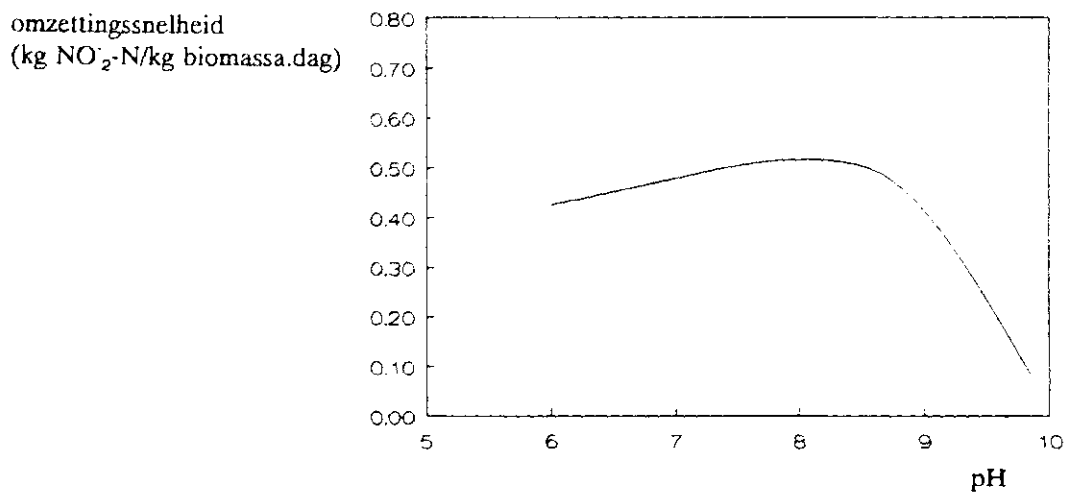
Het nitrificatieproces zelf is pH-verlagend. Normaliter is de buffercapaciteit van afvalwater niet voldoende om een daling van de pH tot beneden 7,5 tegen te gaan. Dit betekent dat het nitrificatieproces minder efficiënt is.

In compactsystemen zijn de nitrificerende bacteriën in een biofilm aanwezig. Naarmate de dikte van de biofilm toeneemt, wordt de toe- en afvoer van stoffen moeilijker; de diffusieweerstand neemt toe. De diffusieweerstand van de biofilm heeft tot gevolg dat de pH in de nitrificerende biofilm vaak lager is dan in de vloeistoffase.

Denitrificatie is mogelijk bij een pH tussen 5,8 en 9,2, met een optimum rond een pH 7,0.



Figuur 3. Effect van de pH op de omzettingssnelheid van NH_4^+ in NO_2^- (nitrosomonas)



Figuur 4. Effect van de pH op de omzettingssnelheid van NO_2^- in NO_3^- (nitrobacter)

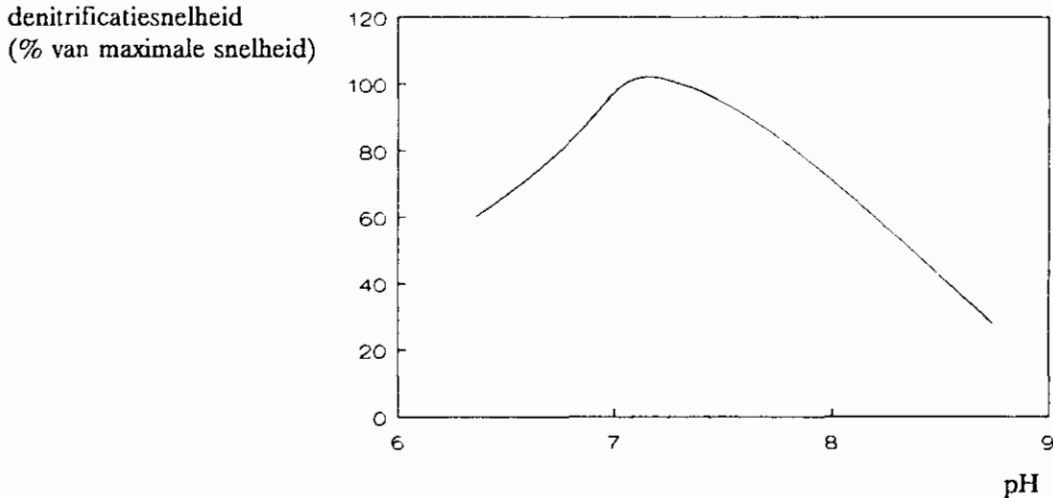
Voor een denitrificatiesnelheid die tenminste 60% bedraagt van de maximale denitrificatiesnelheid moet de pH liggen tussen 6,5 en 8,1 (figuur 5.).

Hierbij moet rekening worden gehouden met het feit dat pas bij een pH > 7,3 de denitrificatie volledig is, zodat N_2 wordt gevormd. Beneden deze pH-waarde stopt de denitrificatie bij N_2O .

Het denitrificatieproces zelf is meestal pH-verhogend, maar bij gebruik van zwavel als energiebron is het proces pH-verlagend.

Biofilmdikte

De biofilmdikte bepaalt samen met het beschikbare drageroppervlak de hoeveelheid biomassa per m³ reactor. Dikkere biofilms zijn echter niet over de gehele diepte actief door zuurstof- of substraatlimitering.



Figuur 5. Effect van de pH op de denitrificatiesnelheid

De hoeveelheid biomassa is daarom niet zonder meer een maat voor de activiteit van een bepaald compactstelsel.

Een ander aspect hierbij is, dat jongere micro-organismen een hogere activiteit vertonen dan oude. Een regelmatige en gelijkmatige vervanging van micro-organismen is dan ook gunstig voor de activiteit in een compactstelsel. Bij fluidbedreactoren gebeurt de vervanging door het verwijderen van begroeide drager en het toevoeren van gereinigd dragermateriaal.

Vastbedreactoren worden regelmatig gespoeld om verstopping met biomassa of zwevende stof te voorkomen, zodat de biofilm regelmatig wordt vernieuwd.

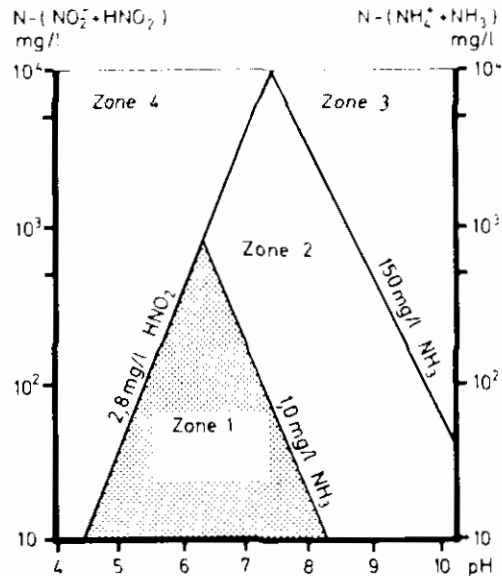
Groeilimitering

De groei van bacteriën kan worden gelimiteerd door verschillende oorzaken:

- een tekort aan benodigde stoffen.
Voor nitrificatoren betreft het zuurstof en koolzuurgas, voor heterotrofe denitrificatoren nitraat, nitriet en organische stof, en voor autotrofe denitrificatoren waterstofgas, zwavel of sulfide en organische stof. Ook een tekort aan nutriënten (fosfaat, metalen) kan limitering veroorzaken;
- te hoge concentraties substraat of daarmee samenhangende stoffen. Nitrificatie wordt geremd door hoge concentraties NH₃ en HNO₂ (figuur 6). Denitrificatie wordt geremd door hoge concentraties NO₂⁻ (> 30 mg NO₂⁻-N/l) en door HNO₂;
- toxische stoffen.

Allerlei synthetische organische verbindingen en metaalionen zijn toxisch voor bacteriën. De concentraties waarbij deze stoffen remmend werken zijn afhankelijk van de giftigheid. Ook de pH kan hierbij een rol spelen. Zo wordt de nitrificatie bij een pH 7,8

niet geremd door sulfide, maar bij een pH 7,0 wel. Met 10-100 mg sulfide/l wordt de NH_4^+ -oxydatie dan 25% geremd en de NO_2^- -oxydatie 40%.



- Zone 1: Geen inhibitie, dus volledige nitrificatie
- Zone 2: Inhibitie van de NO_2^- -oxydatie door NH_3
- Zone 3: Inhibitie van de NH_4^+ -oxydatie en de NO_2^- -oxydatie door NH_3
- Zone 4: Inhibitie van de NO_2^- -oxydatie door HNO_2

Figuur 6. Remming van de nitrificatie onder verschillende omstandigheden [naar Rheinheimer e.a. 1988]

2.9

Dragermateriaal

Het dragermateriaal is de vaste fase in een fluidbed en het pakkingmateriaal in een vastbed.

Vooraf bij fluidbedreactoren is het dragermateriaal één van de belangrijkste invloedsfactoren. De eigenschappen van het dragermateriaal bepalen namelijk de mate waarin de micro-organismen zich hechten, en de sterkte van deze hechting. Hierdoor is de invloed op de biomassa-ontwikkeling groot.

Voor het functioneren van compactsystemen zijn de volgende eigenschappen van het dragermateriaal van belang:

- diameter;
- dichtheid;
- porositeit;
- ruwheid;
- mechanische sterkte;
- levensduur;
- chemische bestendigheid;
- kostprijs.

De diameter van dragermateriaal varieert in fluidbedreactoren van 0,1-1 mm en in vastbedreactoren van 2-6 mm. Hiermee samenhangend varieert de biomassaconcentratie in fluidbedreactoren van 15-40 kg droge stof per m³ reactorvolume en in vastbedreactoren van 10-30 kg droge stof per m³ reactorvolume.

De dichtheid van het dragermateriaal is met name bij fluidbedreactoren van belang. De dichtheid bepaalt namelijk de superficiële vloeistof-snelheid die minimaal nodig is om het bed te fluidiseren en maximaal mogelijk is om uitspoeling te voorkomen. Hierbij moet ook rekening worden gehouden met de begroeiing van de deeltjes waardoor de dichtheid afneemt. Bij lichtere dragermaterialen kan deze afname zodanig zijn, dat de begroeiende drager sterk uitspoelt. Een zwaarder dragermateriaal is moeilijker te fluidiseren en heeft daardoor een veel hoger energieverbruik. In de praktijk blijkt een dichtheid rond 2500 kg/m³ voor een fluidbed goed te voldoen. Daarnaast bepaalt het gewicht van het dragermateriaal mede de constructie van een fluidbed- of vastbedreactor.

De porositeit en de ruwheid van het dragermateriaal hebben invloed op de mate waarin en de sterkte waarmee de biomassa zich hecht aan dit materiaal. Poreus en ruw dragermateriaal geeft snellere biofilmvorming dan glad dragermateriaal. Na verloop van tijd ontstaat echter een biofilm op elk type dragermateriaal. De keuze van het dragermateriaal beïnvloedt zodoende met name de opstarttijd.

De mechanische sterkte van dragermateriaal moet zodanig zijn dat het materiaal weinig slijtage ondervindt van de handling en de belasting in de reactor. De meeste steensoorten voldoen goed op dit punt. Afgebroken stukjes dragermateriaal zijn zo klein dat deze bij een fluidbed, of het spoelen van een vastbed worden uitgespoeld. De mate waarin het dragermateriaal slijt, bepaalt hoofdzakelijk de levensduur. Een andere factor hierbij is de chemische bestendigheid van het dragermateriaal.

Het dragermateriaal moet bestand zijn tegen het afvalwater en de tijdens het zuiveringsproces gevormde stoffen bij de heersende pH. De meeste steensoorten zijn bestendig tegen huishoudelijk afvalwater in het optredende pH-bereik van 6,0 tot 8,0.

De kostprijs van dragermateriaal moet in relatie worden gezien tot de totale verblijftijd in de reactor (de "levensduur"). Het dragermateriaal moet goedkoper zijn naarmate de totale verblijftijd korter is.

2.10 Hydraulische verblijftijd

De hydraulische verblijftijd heeft grote invloed op de biofilmvorming. De vorming van een nitrificerende biofilm is alleen mogelijk in een bepaald traject van hydraulische verblijftijden. Bij een kortere tijd is de vorming van een nitrificerende biofilm moeilijk, bij langere tijden ontstaan biofilms van met name heterotrofe BZV-verwijderende bacteriën.

Een hydraulische verblijftijd tussen een kwartier en een uur blijkt in de praktijk goed te voldoen.

2.11 Superficiële vloeistofsnelheid

De superficiële vloeistofsnelheid heeft invloed op de grootte van de afschuifkrachten op de biofilm (zie ook paragraaf 2.12).

De superficiële vloeistofsnelheid in vastbedreactoren is laag. Een te hoge superficiële vloeistofsnelheid veroorzaakt fluïdisatie bij up-flow-reactoren en dichtslaan bij downflow-reactoren.

In fluidbedreactoren is de superficiële vloeistofsnelheid zo hoog dat het bed fluidiseert.

2.12 Afschuifkrachten

Afschuifkrachten (shear) op de biofilm beïnvloeden de maximale dikte van de biofilm die kan ontstaan. Naarmate de afschuifkrachten toenemen wordt namelijk sneller een deel van de biofilm afgerukt.

De grootte van de afschuifkrachten op de biofilm is afhankelijk van:

- de vloeistofsnelheid
- de mate waarin deeltjes botsen
- de mate waarin luchtturbulentie optreedt.

In tabel 2 is een indicatie gegeven van de mate waarin afschuifkrachten optreden bij de verschillende soorten systemen.

Tabel 2 - Indicatie van de afschuifkrachten in de verschillende soorten systemen

aspect	vastbed-reactor	twee fasen-fluidbed-reactor	drie fasen-fluidbed-reactor
vloeistofsnelheid	laag	hoog	hoog
luchtturbulentie	matig	geen	hoog
botsen deeltjes	niet	matig	matig
afschuifkrachten	laag	matig	matig/hoog

Uit deze tabel blijkt dat de afschuifkrachten in een vastbedreactor lager zijn dan in een fluidbedreactor. Tengevolge hiervan is de biofilm in vastbedreactoren veel dikker dan in fluidbedreactoren. Een dikkere biofilm betekent echter niet automatisch een verhoogde omzetting. In te dikke biofilms kan zuurstof- of substraatlimitering optreden.

3 OVERZICHT VAN DE COMPACTSYSTEMEN

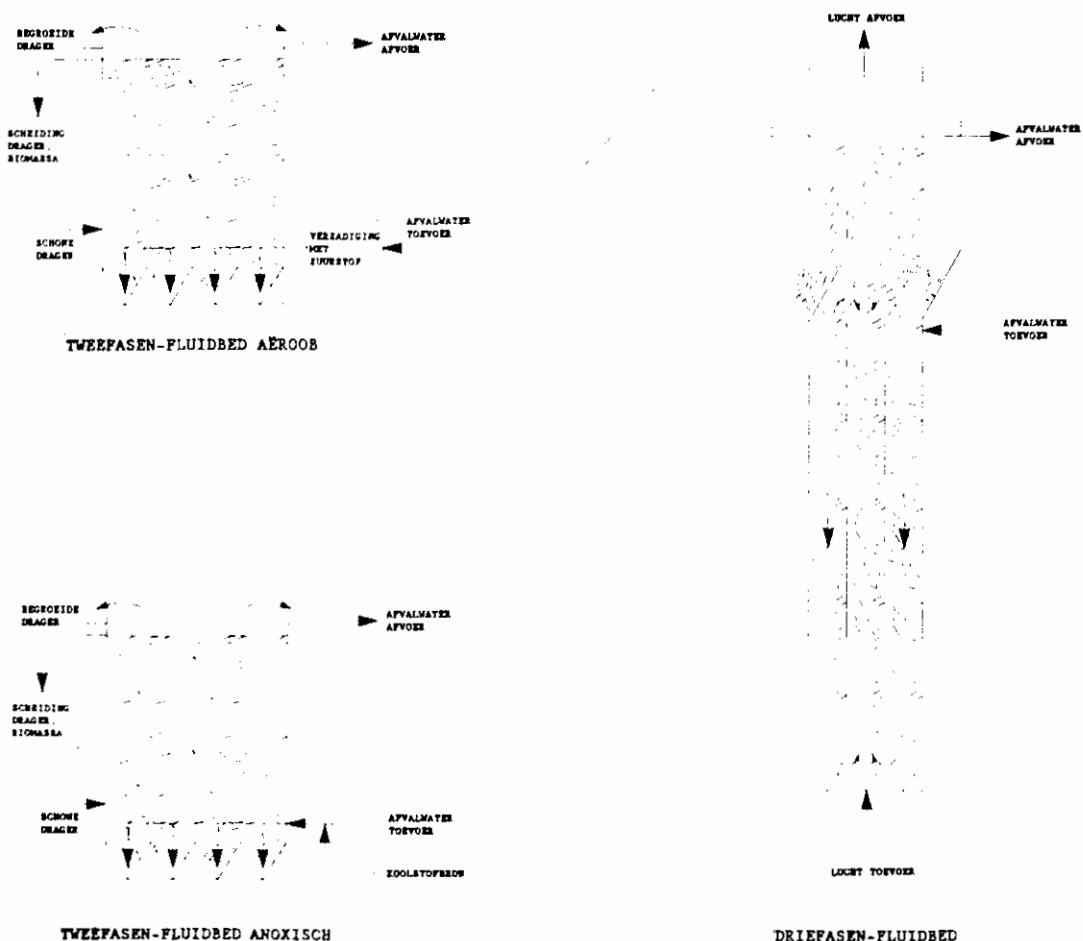
3.1 Inleiding

Dit hoofdstuk geeft de karakterisering van de verschillende typen compactsystemen voor (de)nitrificatie (paragraaf 3.2.). Daarna volgt een overzicht van de systemen die op dit moment op (semi)praktijkschaal worden gebruikt voor de (de)nitrificatie van huishoudelijk afvalwater (paragraaf 3.3.). Een beschrijving van deze systemen is opgenomen in bijlage 2. Verder is een overzicht gegeven van een aantal systemen voor (de)nitrificatie die nu nog niet voldoen aan de criteria voor nader onderzoek in dit project, maar in de toekomst een goed alternatief kunnen vormen (paragraaf 3.4.).

3.2 Karakterisering compactsystemen

Compactsystemen voor (de)nitrificatie kunnen grofweg worden onderscheiden in fluïdbedsystemen en vastbedsystemen.

In fluïdbedreactoren wordt een bepaald dragermateriaal gefluïdiseerd met een sterke opwaartse vloeistofstroom. De fluïdbedreactoren worden onderverdeeld in tweefasen-reactoren en driefasen-reactoren (figuur 7).



Figuur 7 Schematische weergave van fluïdbedsystemen

Tweefasen-reactoren kenmerken zich door de aanwezigheid van twee fasen, een vaste fase (drager) en een vloeistoffase (afvalwater). Bij een aërobe tweefasen-reactor wordt de zuurstof buiten de reactor opgelost in het water.

Driefasen-reactoren hebben naast een vaste en een vloeistoffase ook een gasfase. Voor de gasfase wordt in de bestaande systemen lucht toegepast, waardoor dit altijd aërobe reactoren zijn. De in de fluidbed-reactor geproduceerde biomassa wordt tijdens de procesvoering uit de reactor verwijderd.

Bij vastbedreactoren is een kenmerkend verschil de stand van het vloeistofniveau onder of boven het filterbed (figuur 8). Bij een vloeistofniveau onder het bed wordt gesproken van droogfiltratie. Het afvalwater wordt over het bed versproeid. Het systeem wordt gebruikt voor aërobe processen, waarbij de luchtstroom zowel in mee- als in tegenstroom door het filterbed kan worden geleid.

Vastbedreactoren met een vloeistofniveau boven het bed worden verdeeld in upflow- en downflow-reactoren, afhankelijk van de richting waarin het afvalwater door het bed stroomt. Beide typen reactoren kunnen zowel aëroob als anoxisch worden bedreven. Bij de aërobe reactoren wordt de lucht onderin de reactor toegevoerd. Bij anoxische reactoren wordt de koolstofbron in de toevoerleiding of in het bed gedoseerd. De geproduceerde biomassa wordt periodiek uit het bed verwijderd door spoelen (wassen) van het bed. Het proces wordt gedurende deze tijd gestopt.

Een zwevendbedreactor is een vastbedreactor met dragermateriaal dat lichter is dan water, waardoor het bed drijft.

3.3 Compactsystemen op (semi)praktijkschaal

Tabel 3 geeft een overzicht van de verschillende compactsystemen die op (semi)praktijkschaal worden gebruikt voor na-(de)nitrificatie van huishoudelijk afvalwater.

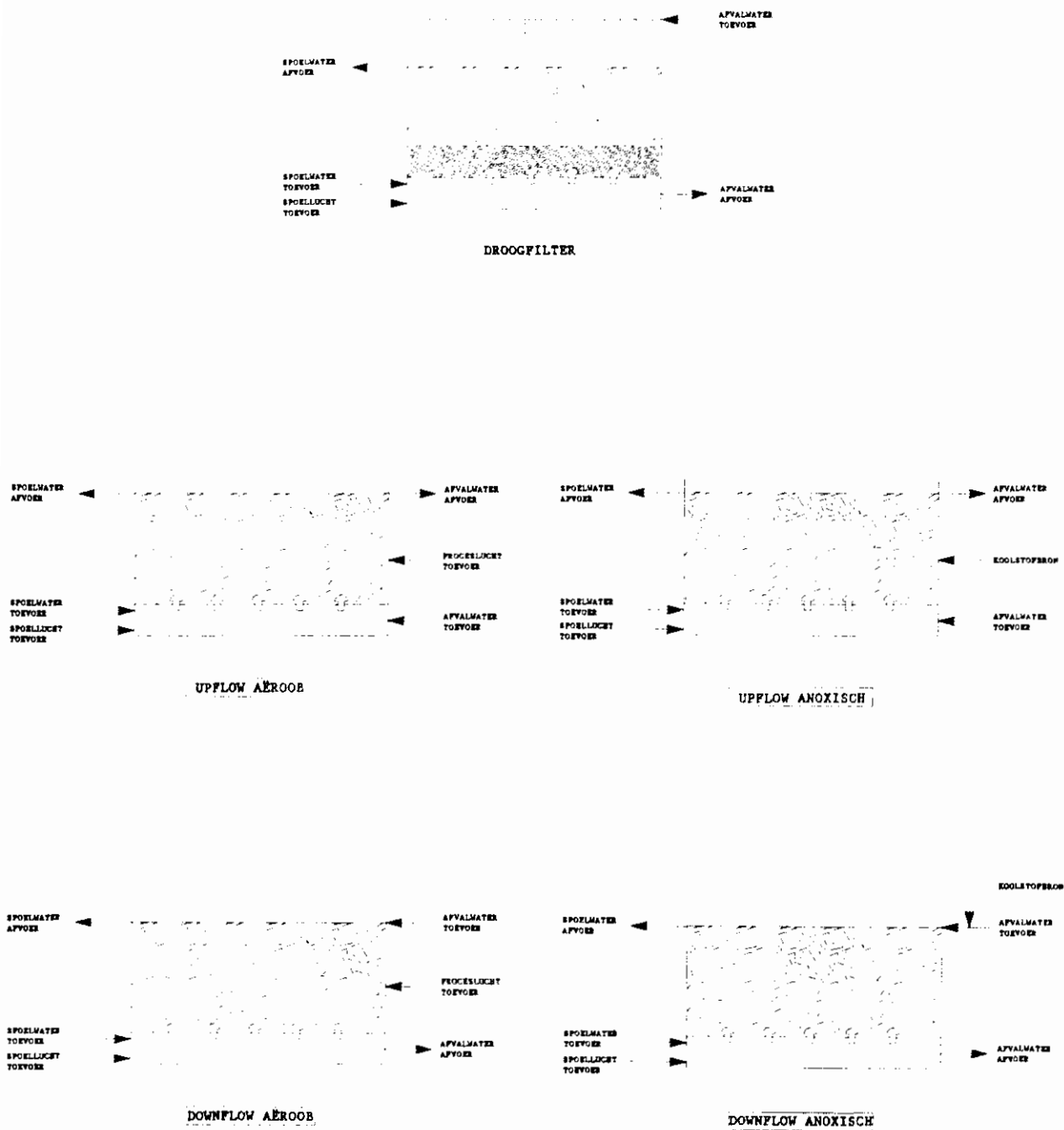
In dit overzicht is achtereenvolgens aangegeven:

- in welk hoofdstuk van bijlage 2 het systeem is beschreven en de resultaten van de (semi)praktijkinstallaties zijn weergegeven;
- of het systeem nitrificeert of denitrificeert;
- wat de (handels)naam is van het systeem;
- welk bedrijf het systeem ontwerpt en levert;
- welke (semi)praktijkinstallaties voor (de)nitrificatie van huishoudelijk afvalwater zijn gebouwd;
- hoe groot de capaciteit is van de installaties (kg N/d).

3.4 Overige compactsystemen

Naast de compactsystemen die al op (semi)praktijkschaal worden of zijn gebruikt voor (de)nitrificatie van huishoudelijk afvalwater is nog een aantal compactsystemen in principe hiervoor geschikt. Deze systemen passen niet precies in het kader van deze studie doordat ze nog niet voor huishoudelijk afvalwater worden gebruikt of nog slechts in de pilot-plantfase verkeren. Gezien de snelle ontwikkelingen wordt echter niet uitgesloten dat een aantal van deze systemen over enkele jaren wel voldoende ver is ontwikkeld om te kunnen worden gebruikt voor (de)nitrificatie van huishoudelijk afvalwater op praktijkschaal. Voor de volledigheid is daarom een overzicht gegeven van deze compactsystemen in tabel 4. Deze tabel is op dezelfde manier opgezet als tabel 3.

Toegevoegd is een aantal kolommen om aan te geven welk type water is ge(de)nitrificeerd en op welke schaal de installatie daarvoor is gebruikt.



Figuur 8. Schematische weergave van vastbedsystemen

Tabel 3. Overzicht van (semi)praktijkinstallaties van nageschakelde compactsystemen voor (de)nitrificatie van huishoudelijk afvalwater

		bijl. 2										
	hoofd- stuk	nitri- ficatie	denitrifi- catie	(handels)- naam	fabrikant/- leverancier	1) praktijkinstallatie	2) semipraktijkinstallatie	capaciteit kg N/d				
<u>Fluidbed</u>												
* tweefasen aëroob	1	x		Oxitron aëroob	Dorr-Oliver	Horley (Groot-Britannië) ²		15				
* tweefasen anoxisch	2		x	Oxitron anoxisch	Dorr-Oliver	Californië (USA) ¹⁾ Florida (USA) ¹⁾ Sparks (USA) ¹⁾		50 1800 3000				
* driefasen	-			-	-	-		-				
<u>Zwevendbed</u>												
<u>Vastbed</u>												
* droogfilter	3	x		n.v.t.	n.v.t.	Mannheim ¹⁾		150				
* downflow aëroob	4	x		Biocarbone aëroob	OTV	Genève (Zwitserland) ²⁾ Parijs (Frankrijk) ²⁾		20 20				
* upflow aëroob	5	x		Biofor	Degrémont	Genève (Zwitserland) ²⁾ Parijs (Frankrijk) ²⁾ Perroy (Zwitserland) ¹⁾ Cloppenburg (Duitsland) ¹⁾		20 360 150 ≈ 350				
* downflow anoxisch heteroof	-			-	-	-		-				
* downflow anoxisch autotroof	-			-	-	-		-				
* upflow anoxisch heterotroof	6			-	-	-		-				
* upflow anoxisch	-			-	-	-		-				

Tabel 4. -

Overzicht van compactsystemen voor nageschakelde (de)nitrificatie die in ontwikkeling zijn

	nitri- ficatie	denitri- ficatie	(handels)- naam	fabrikant/- leverancier	installatie	capaciteit kgN/d	type water			installatie		
							industr. afvalw.	drink- water	huish. afvalw.	lab. opstel- ling	pilot plant	praktijk- installatie
<u>Fluidbed</u>												
* 3 fasen	x		Air-lift	Gist-Brocades	TNO Delft (Nederland) Gist-Brocades	0,025 900			x	x		x
<u>Zwevendbed</u>												
	x	x	Denipor	Preussag	Langenfeld-Monheim (Duitsland)	85		x				x
	x		Denipor/ aëroob	Preussag	-		x		x	x		
	x		Biostyr	OTV	Cergy (Frankrijk) 1)	900			x			x
<u>Vastbed</u>												
▪ downflow anoxisch heteroof		x	Biocarbone anoxisch	OTV	Maison Lafitte (Frankrijk) Frederikshaven (Denemarken)	0,006 0,13			x x		x x	
▪ upflow anoxisch heteroof		x	Nitrazur	Degremont	Chateau-Landon (Frankrijk) Champfleur (Frankrijk) Issoudan (Frankrijk)	20 15 >20		x x x				x x x
▪ upflow anoxisch autotroof		x	Denitropur zwavel/ kalksteen filter	Sulzer KIWA	Mönchengladbach-Rasseln (Duitsland) Montferland (Nederland)	20 15		x x				x x

1) gaat in 1992 in bedrijf

3.5 Analyse

3.5.1 Nitrificerende compactsystemen

Uit tabel 3 blijkt dat na-nitrificatie van huishoudelijk afvalwater op praktijkschaal gebeurt met het droogfilter en het Bioforsysteem. Met het aërobe Oxitronsysteem en het aërobe Biocarbonesysteem zijn proeven uitgevoerd op semipraktijkschaal. Deze proefinstallaties zijn echter niet meer in bedrijf (de proeven zijn afgerond).

Ter vergelijking van de verschillende systemen is een aantal kenmerken weergegeven in tabel 5. Uit deze tabel blijkt dat het rendement van het droogfilter (51%) erg laag is ten opzichte van de andere systemen. Met een dergelijk laag rendement kan niet worden voldaan aan de nieuwe stikstofeisen. Het droogfilter wordt daarom niet verder betrokken in deze studie.

Van de overige drie systemen heeft het aërobe Oxitronsysteem een wat lager rendement dan het Biocarbone en het Bioforsysteem.

Het ruimtebeslag, dus het oppervlak dat nodig is om een bepaalde hoeveelheid stikstof per dag te nitrificeren, is voor het aërobe Oxitronsysteem het laagst en voor het aërobe Biocarbonesysteem het hoogst. Dit betekent dat het aërobe Oxitronsysteem het meest compact is en het aërobe Biocarbonesysteem het minst.

De exploitatiekosten van het systeem, uitgedrukt in guldens per kg N-verwijderd, gaan hiermee gelijk op. Het aërobe Biocarbonesysteem heeft de hoogste exploitatiekosten, het aërobe Oxitronsysteem de laagste. Het Bioforsysteem van Degrémont ligt, wat bovengenoemde aspecten betreft, steeds tussen het aërobe Biocarbonesysteem en het aërobe Oxitronsysteem.

Tabel 5 - Kenmerken van nitrificerende compactsystemen

systeem/ installatie	invoer (-)		conc. NH ₄ -N (mg/l)		ηN (%)	Nverw. (kg N/m ³ .d)	ruimtebeslag (m ² .d/kg Nverw.)		exploitatie- kosten (f/kg Nverw.)
	BZV/N	d.s/N	in	uit			reactor	gehele systeem	
<u>Fluidbed</u>									
Oxitron aëroob									
- Horley	0,80	0,91	25	4,5	81	0,81	0,27		≈3,00
- ontwerp op praktijk- schaal	0,33	0,5	40	7	83	≈0,85	≈0,18		
<u>Vastbed</u>									
Droogfilter									
- Mannheim	0,90	0,71	31	16	51	0,51	1,27		
Biocarbene aëroob									
- Parijs	1,0	1,3	28	7	75	0,62			
- ontwerp op praktijk- schaal	0,33	0,5	40	4	90	≈0,5	≈0,8	≈1,0	≈6,00
Biofor									
- Genève	2,3	-	11	2,5	78	0,24	1,4		
- Parijs	1,0	1,3	28	7,0	75	0,60			
- Perroy									
- Cloppenburg									
- ontwerp op praktijk- schaal	0,33	0,5	40	4	93	0,75	0,45	0,55	≈5,00

3.5.2 Denitrificerende compactsystemen

Uit tabel 3 blijkt dat na-denitrificatie van huishoudelijk afvalwater alleen met het anoxische Oxitronstelsel al op praktijkschaal gebeurt.

Door deze uitkomst van het onderzoek is de keuze voor een denitrificerend stelsel voor het praktijkonderzoek in principe bepaald. Omdat in de projectomschrijving wordt gesproken over één of meer systemen voor denitrificatie kan worden overwogen één of enkele van de veelbelovende systemen uit tabel 4 te selecteren voor het locatieonderzoek.

Voor deze eventuele keuze zijn in tabel 6 enkele kenmerken van het anoxische Oxitronstelsel vergeleken met die van de veelbelovende denitrificerende compactsystemen die al op praktijkschaal worden toegepast.

Uit tabel 6 blijkt dat het ruimtebeslag van het zwavel/kalkbed veel hoger is dan dat van de andere denitrificerende systemen. Dit betekent dat dit stelsel veel minder compact is en daarom voor deze studie minder relevant.

Van de overblijvende drie systemen, het Deniporsysteem, het Nitrazurstelsel en het Denitropurstelsel zijn het rendement en het ruimtebeslag in dezelfde orde van grootte. Uit een ruwe schatting blijkt dat de exploitatiekosten per kg N-verwijderd van het Nitrazurstelsel in dezelfde grootte-orde liggen als die van het anoxische Oxitronstelsel. Dit in tegenstelling tot het Denipor- en het Denitropurstelsel waarvan de exploitatiekosten veel hoger liggen. Een nadeel van het Denitropurstelsel is verder, dat wordt gewerkt met het zeer explosieve H_2 -gas, waardoor de bedrijfsvoering aan strikte veiligheidsvoorschriften is gebonden.

De meeste ervaring is opgedaan met het Nitrazurstelsel.

Uit bovenstaande overwegingen blijkt dat voor dit project het Nitrazurstelsel van Degremont in aanmerking komt als eventuele tweede keus naast het anoxische Oxitronstelsel van Dorr-Oliver.

Tabel 6 Kenmerken van denitrificerende compactsystemen

systeem/ installatie	invoer (-) BZV/N	conc. NO ₃ -N (mg/l)		ηN (%)	Nverw. (kg N/m ³ .d)	ruimtebeslag (m ² .d/kg Nverw.)		exploitatie- kosten (f/kg Nverw.)
		in	uit			reactor	gehele systeem	
<u>Fluidbed</u>								
Oxitron anoxisch								
- Californië		18	2,3	87	1,6	0,25	0,33	7,50
<u>Zwevend bed</u>								
Denipor								
- Langenfeld-Monheim	0,63	12	0,4	97	0,7	0,57	0,60	69,-
- Ontwerp	0,5	40	2	95	0,7	0,63	0,67	≈ 15,-
<u>Vastbed</u>								
Nitrazur								
- Chateau Landon		20	6,0	70	0,69	0,48	0,60	
- Champfleur		16	6,8	58	0,31	1,1	1,33	
- Ontwerp op maximaal rendement	0,5	40	3	93	0,9	0,4	0,5	≈ 6,- ¹⁾
Denitropur								
- Mönchengladbach- Rasseln		17	1,1	94	0,24	≈1,2	≈1,6	(51,-) ²⁾
Zwavel/kalkbed								
- Montferland		17	1,1	94	0,05	10,5	10,5	

1) schatting op basis van investeringskosten Bioforsysteem en kosten voor methanol als 75% van de totale bedrijfsvoeringskosten

2) volledige drinkwaterinstallatie (inclusief nabehandeling)

CONCLUSIES

Uit het literatuuronderzoek en de interviews blijkt dat slechts één systeem voor denitrificatie en drie systemen voor nitrificatie voldoen aan de criteria van dit onderzoek.

Het betreft:

- denitrificatie:
 - . anoxische Oxitronsysteem van Dorr-Oliver,

- nitrificatie:
 - . Bioforsysteem van Degrémont,
 - . aërobe Oxitronsysteem van Dorr Oliver,
 - . aërobe Biocarbonesysteem van OTV.

De keuze van een denitrificatiesysteem is daarmee feitelijk bepaald. Uit een aantal veelbelovende denitrificatietechnieken komt het Nitrazursysteem van Degrémont als beste naar voren. De exploitatiekosten van het Nitrazursysteem zijn vergelijkbaar met die van het anoxische Oxitronsysteem van Dorr-Oliver. Het Nitrazursysteem kan daarom als tweede keus in overweging worden genomen.

Van de drie nitrificatiesystemen wordt alleen het Bioforsysteem van Degrémont op praktijkschaal toegepast. Het aërobe Oxitronsysteem van Dorr-Oliver en het aërobe Biocarbonesysteem van OTV zijn op semipraktijkschaal beproefd, maar deze installaties zijn nu niet meer in bedrijf (de proeven zijn afgerond). De prestaties en de exploitatiekosten van het Bioforsysteem liggen naar verwachting tussen die van het aërobe Biocarbonesysteem en die van het aërobe Oxitronsysteem.

BIJLAGE 1

Literatuur

INHOUD	BLZ	
1	BIOMASSA/BIOFILMASPECTEN	32
2	FLUIDBED	33
2.1	Algemeen	33
2.2	Ontwerp	34
2.3	BZV-verwijdering aëroob	34
2.4	BZV-verwijdering anaëroob	35
2.5	BZV-verwijdering en nitrificatie	35
2.6	BZV-verwijdering en denitrificatie	36
2.7	BZV-verwijdering nitrificatie en denitrificatie	36
2.8	Nageschakelde nitrificatie	37
2.9	Nageschakelde denitrificatie	37
2.10	Nieuwe ontwikkelingen	38
3	VASTBED	38
3.1	Algemeen	38
3.2	Ontwerp	39
3.3	Zwevend bed	39
3.4	Droogfilter	40
3.5	Aërobe processen	41
3.6	Anoxische heterotrofe processen	42
3.7	Anoxische autotrofe processen	43
3.8	Nieuwe ontwikkelingen	44

Biomassa/biofilmaspecten

Analyse van biofilm processen

M.A. Siebel;K.C.A.M. Luyben;E. van der Wende

Institute of Technology Bandung;Montana State University;TU Delft

H2O, 22, (1989), nr. 4, pp. 117-121

Immobilisatie van micro-organismen en toepassingen in de milieuhygiene

J. Tramper

LU Wageningen

H2O, 20, (1987, nr. 16, pp. 375-377

Immobilisatie en afvalwaterbehandeling. Macrokinetiek en proceskundige aspecten

K.C.A.M. Luyben;J.J.D. van der Steen

TU Delft

H2O, 20 (1987), nr. 16, pp. 378-381

Immobilisatie. Waarom hechten microorganismen

M.C.M. van Loosdrecht;A.J.B. Zehnder

LU Wageningen

H2O, 20 (1987), nr. 16, pp. 386-387

Predicting reactor biomass concentration in a fluidized bed system

W.K. Sieth;P.M. Sutton;P. Kos

Journal WPCF, 53 (1981), nr. 11, pp. 1574-1584

Biofilm structure. An important and neglected parameter in waste water treatment

F.R. Christensen;G.H. Kristensen;J. La Cour Jansen

Technical University of Denmark;Water Quality Institute

Water Science and Technology, 21, (1989), pp. 805-814

Biofilm kan hoofdrol spelen in aerobe afvalwaterzuivering

J.J. Heijnen;M.C.M. van Loosdrecht

TU Delft

I2 Procestechnologie, 1990, nr. 1, pp. 29-33

Concepts and models for biofilm reactor performance

E. Arvin;P. Harremoës

Technical University of Denmark

Dynamics of biofilm processes

M.G. Truellaer;W.G. Characklis

Journal WPCF, 54, (1982), nr. 9, pp. 1288-1300

Immobilisatietechnieken voor biokatalysatoren - DSM

P.H. de Jonge;P.E.F. Ketelaar

DSM Research

PT Procestechniek, 42, (1987), nr. 5, pp. 37-41

Nitrificatie met geïmmobiliseerde reincultures

R.H. Wijffels

Biotechnon;LU Wageningen

PT Procestechniek, 1989, nr. 8, pp. 35-39

Dynamica van de microbiologische vervuiling
W. Claes
Nalco Chemical
PT Procestechneik, 41 (1986), nr. 8, pp. 37-41

Modelling of the simultaneous removal of organic substances and
nitrogen in a biofilm
G.H. Chen;H. Ozaki;Y. Terashima
Agricultural University Hangzhou;Kyoto University
Water Science and Technology, 21 (1989), pp. 791-804

Growth of nitrobacter in the absence of dissolved oxygen
E. Bock;P.A. Wilderer;A. Freitag
University of Hamburg;Technical University of Hamburg-Hraburg
Water Research, 22 (1988), nr. 2, pp. 245-250

pH decrease in nitrifying biofilms
H. Szwerinski;E. Arvin;P. Harremoes
Universitat Stuttgart;Technical University of Denmark
Water Research, 20 (1986), nr. 8, pp. 971-976

Slib-op-drager toepassingen in de afvalwaterzuivering
H.H. Beeftink
Vakgroep Bioprocestechnologie; TU Delft; 1988

Stickstoffkreislauf im Wasser
G. Rheinheimer; W. Hegemann; J. Raff; I. Sekoulov
R. Oldenbourg Verlag München Wien; 1988

Process Design Manual for Nitrogen Control U.S.
Environmental Protection Agency 1975

2 Fluidbed

2.1 Algemeen

Biological fluid bed
WPCF
Operation and Management of Trickling filters, RBC's and related
processes
WPCF

Toepassing van fluidbed-reactoren bij de zuivering van industrieel
afvalwater
A. Mulder;J.J.Heijnen
Gist-Brocades
H2O, 1987, nr. 16, pp. 396-399

2.2 Ontwerp

Fluidization and reactor biomass characteristics of the denitrification fluidized bed biofilm reactor

L.T. Mylcahy;W.K. Shieh

Westvaco Corporation;University of Pennsylvania

Water Research, 21 (1987), pp. 451-458

Process analysis of fluidized bed biofilm reactor for denitrification

H. Harada;H. Ando;K. Momonoi

Technical University of Nagaoka

Water Science and Technology, 19 (1987), pp. 151-162

The optimal design of fluidized bed bioreactors

G. Andrews;R. Trapasso

Journal WPCF, 57, (1985), nr. 2, pp. 143-150

Modelling optimization and design of fluidized beds for biological denitrification

Th.J. Nieuwstad

TU Delft

Water Science and Technology, 17 (1985), pp. 367-383

Dynamics of nitrification in a biological fluidized bed reactor

S.W. Hermanowicz;J. Ganczarczyk

University of Toronto;University of California

Water Science and Technology, 17 (1985), pp. 351-366

2.3 BZV-verwijdering aëroob

Drie-fasen airliftreactor zuivert stedelijk afvalwater

A. Mulder;D.H. Eikelboom;R. Kampf;R.J. Franklin

TNO;Biothane International

Land + Water, 1990, maart

Development of a biological aerobic fluidized bed reactor

J.J. Heijnen

TU Delft

Proefschrift: Biological industrial waste water treatment, minimizing biomass production and maximizing biomass concentration

1984

Hoogovens - eerste staalbedrijf met aerobe fluid-bed zuivering

PT Aktueel, 1990, 18 april

Hoogovens reinigt afval van kooksoven op biologische wijze

P.H.C. Voorter

Hoogovens

PT Milieu, 1990, nr. 5, pp. 86-89

Aerobic treatment in Oxitron biological fluidized bed plant at
Coleshill

G. Hoyland;P.J. Robinson

Water Research Centre;Severn-Trent Water Authority

Water Pollution Control, 82 (1983), nr. 4, pp. 479-493

2.4

BZV-verwijdering anaëroob

Anaerobic fluidized bed treatment of an industrial wastewater

S.J. Chen;C.T. Li;W.K. Shieh

Journal WPCF, 60, (1988), nr. 10, pp. 1826-1833

Compacte installatie met hoge capaciteit bij Gist-Brocades

L. Wostmann

PT Energiebeheer & Afvalbeheer, 1986, nr. 9, pp. 40-41

Ervaringen met denitrificatie in een gefluidiseerd bed op
laboratoriumschaal

Th.J. Nieuwstad;G. van Barneveld

TU Delft

H2O, 12, (1979), nr. 17, pp. 430-435

Anwendung der anaeroben Wirbelschichttechnik in der biologischen
Abwasserreinigung

J.J. Heijnen;W.A. Engler;A. Mulder;P.A. lourens;

A.A. Keijzers;F.W.J.M.M. Hoeks

Gist-Brocades

GWF Wasser Abwasser, 126 (1985), H. 2, pp. 81-87

2.5

BZV-verwijdering en nitrificatie

Ontwikkeling van een slib-op-dragersysteem voor de aerobe zuivering van
stedelijk afvalwater. Fase 1: verkennend onderzoek in een drie-fasen
airliftreactor. Samenvattend rapport

R. Kampf;D.H. Eikelboom;J.F. de Kreuk

TNO;Gist-Brocades

Den Haag;STORA;1987

Ontwikkeling van een slib-op-dragersysteem voor de aerobe zuivering van
stedelijk afvalwater. Fase III: Onderzoek op pilot-plant schaal

A. Mulder;D.H. Eikelboom;R. Kampf

TNO;Gist-Brocades

Apeldoorn;TNO;1990

Ontwikkeling van een slib-op-dragersysteem voor de aerobe zuivering van
stedelijk afvalwater. Fase 1: Verkennend onderzoek in een drie-fasen
airliftreactor

P.C. Stamperius

STORA

Klaarmeester, 1988, nr. 4, pp. 9-13

Biofilmvorming in een airliftreactor bij de zuivering van stedelijk afvalwater

D.H. Eikelboom;R. Kampf;F. van Voorneburg
TNO

H₂O, 20, (1987), nr. 16, pp. 388-392

Treatment of slaughterhouse wastewater using fluidized bed biofilm reactors

C.T. Li;W.K. Shieh;C.S. Wu;J.S. Huang
National Cheng Kung University;University of Pennsylvania
Water Science and Technology, 19, (1987), pp. 1-10

Performance and kinetics of aerated fluidized bed biofilm reactor

W.K. Shieh;C.T. Li
National Cheng Kung University;University of Pennsylvania
Journal of Environmental Engineering ASCE, 115, (1989), nr. 1, pp. 65-79

2.6 BZV-verwijdering en denitrificatie

Simultaneous sulfide and acetate oxidation in a denitrifying fluidized bed reactor 1. Start u-up and reactor performance

P.J.F. Gommers;W. Bijleveld;J.G. Kuenen
TU Delft

Water Research, 22, (1988), pp. 1075-1083

Simultaneous sulfide and acetate oxidation in a denitrifying fluidized bed reactor 2. Measurements of activities and conversion

F.J. Zuidervijk;P.J.F. Gommers;W. Bijleveld;J.G. Kuenen
TU Delft

Water Research, 22, (1988), pp. 1085-1092

2.7 BZV-verwijdering, nitrificatie en denitrificatie

Two-stage biological fluidized bed treatment of coke plant wastewater for nitrogen control

S.G. Nutt;H. Melcer;J.H. Pries

Journal WPCF, 56 (1984), nr. 7, pp. 851-857

Combined treatment of coke plant wastewater and blast furnace blowdown water in a coupled biological fluidized bed system

H. Melcer;S.G. Nutt;I. Marvan;P. Sutton

Journal WPCF, 56 (1984), nr. 2, pp. 192-198

Biological fluidized-bed treatment for BOD and nitrogen removal

J.S. Jeris;R.W. Owens;R. Hickey;F. Flood

Ecolotrol Inc.;Nassau County Department of Public Works

Journal WPCF, 1977, nr. 5, pp. 831

2.8 Nageschakelde nitrificatie

High-rate nitrification in a biological fluidized bed
P.F. Cooper;S.C. Williams
WRC;Thames Water
Water Science and Technology, 22, (1990), pp. 431-442

High-rate nitrification in a biological fluidized bed at Horley STW. An interim report
S.C. Williams;D.W. Harrington;P.F. Cooper;J.J. Quin
WRC;Thames Water
Journal Water Pollution Control, 1986, nr. 1, pp. 81-89

The development of a high-rate nitrification fluidized-bed process
M.K. Green;P.J. Hardy
Thames Water
Journal Water Pollution Control, 1985, nr. 1, pp. 44-55

Ammonia removal allows effluent reuse at fish hatchery using fluidized bed reactors
D.E. Owsley;J.S. Jeris;R. Owens
US Fish and Wildlife Service;Manhattan College;Ecolotrol
43rd Purdue Industrial Waste Conference, 1989, pp. 449-457
Chelsea;Lewis Publishers

2.9 Nageschakelde denitrificatie

Denitrification by fluidized biofilm reactor
D.V. MacDonald
McDonald-Stephens Engineers
Water Science and Technology, 22 (1990), pp. 451-461

Fluid bed system for denitrification
Water Services, 1981, September, pp.472, 475

Biological fluidised bed denitrification for potable water
B.T. Croll;L.A. Greene;T. Hall;C.J. Whitford;T.F. Zabel
Anglian Water;WRC;Strathclyde Regional Council

Dorr-Oliver Oxitron system for denitrification of potable water supplies
Dor-Oliver
1983

Oxitron-systeem (Dorr Oliver)
DHV
Denitrificatie in een gefluidiseerd bed. Literatuuronderzoek
1986

Dorr-Olivers's Oxitron system fluidised-bed water and wastewater treatment process

P.M. Sutton;W.K. Shieh;P. Kos
Dorr-Oliver
1981

Biologische denitrifikation von Trinkwasser mit Wasserstoff in einem fliessbettreaktor

H. Tuisel;E. Heinzle;H. Luttenberger
Institut für Umweltforschung Graz;ETH-Zentrum Zurich
GWf Wasser Abwasser, 130 (1989), nr. 1, pp. 10-13

Denitrification of drinking water using hydrogen in a biological fluidized bed reactor

M. Kurt;M. Denac;I.J. Dunn;J.R. Bourne
ETH-Zentrum Zurich
1984

Untersuchungen zur autotrophen biologischen Denitrifikation mit der Membran Fliessbett-Technologie mit Wasserstoff als Elektronendonator

G. Horner;A. Irmer
Berkefeld Filter GmbH
Celle;1988

2.10

Nieuwe ontwikkelingen

A new method of sulphur denitrification for sewage treatment by a fluidized bed reactor

Kanazawa University
Water Science and Technology, 18 (1986), pp. 355-362

3

Vastbed

3.1

Algemeen

Theorie und Grundlagen der Festbettechnik

K. Rohbrecht Buck
ATV Seminar BITZ 10/89. Einsatz von Festbettreaktoren
St Augustin;ATV;1989

Festbettverfahren

I. Sekoulov
ATV Fortbildungskurs F/2, 2. - 4. 11. 1988 in Fulda. Abwasserreinigung im Lichte neuer Forderungen
St Augustin;ATV;1989

3.2 Ontwerp

Design considerations for a nitrification denitrification process using two fixed-bed reactors in series
B. Jiminez;B. Capdeville;H. Roques;G.M. Faup
Laboratoire Central de la Lyonnaise des Eaux;INSA
Water Science and Technology, 19, (1987), pp. 139-150
IAWPRC;1987

3.3 Zwevend bed

Denipor Reactor - Preussag
DHV
Literatuuronderzoek: Denitrificatie in een zwevend bed
Amersfoort;DHV

Nitrat im Trinkwasser. Entwicklungsstand der Verfahrenstechnik zur Nitrat-Entfernung
K.W. Roenefahrt
Preussag Aktiengesellschaft, Hannover
BBR Brunnenbau, Bau von Wasserwerken, Rohrleitungsbau, 1983, Heft 1, pp. 5-10

Nitratentfernung bei der Trinkwasseraufbereitung mit dem Preussag Denipor Verfahren. Umweltfreundlich, leistungsfähig, zuverlässig
Preussag Aktiengesellschaft, Hannover
Hannover;Preussag Aktiengesellschaft

Technische Information Preussag Denipor Reaktor DBPa
Preussag Aktiengesellschaft, Hannover
Hannover;Preussag Aktiengesellschaft

Nitrate elimination with heterotrophic aquatic microorganisms in fixed bed reactors with buoyant carriers
K.W. Roenefahrt
Preussag Aktiengesellschaft Hannover
Aqua, (1986), nr. 5, pp. 283-285

Neue Erfahrungen mit dem Denipor-Verfahren
Th. Stover
Technische Akademie Wuppertal
Wuppertal;Technische Akademie Wuppertal;1990

Nitratentfernung bei der Trinkwasseraufbereitung mittels heterotroph aquatischer Mikroorganismen in Festbettreaktoren. Teil 2: Verfahrenstechnik und Ergebnisse mit der Halbtechnischen Versuchsanlage
K.W. Roenefahrt
Preussag Aktiengesellschaft Hannover
Neue Technologien in der Trinkwasserversorgung, 5. Statusseminar
Karlsruhe;DVGW

Entwicklung, Planung und Inbetriebnahme der Denipor Anlage in
Langenfeld
K.W. Roennefahrt
Preussag Aktiengesellschaft Hannover
BBR Brunnenbau, Bau von Wasserwerken, Rohrleitungsbau, 1989, nr. 3,
pp. 124-136

Biologische Nitratentfernung bei der Trinkwasseraufbereitung
K.W. Roennefahrt
Preussag Aktiengesellschaft Hannover
Mitteilungen kommunaler Wasserforschung, 3 (1983), pp. 198-215

Nitratentfernung aus dem Trinkwasser durch biochemische Verfahren
K.W. Roennefahrt
Preussag Aktiengesellschaft Hannover
DVGW Schriftenreihe Wasser, 1977, nr. 14
Karlsruhe;DVGW

Neue Erfahrungen mit dem Denipor Verfahren
M. Dickgreber
Technische Akademie Wuppertal
Berichte Nitrat Elimination bei der Trinkwasseraufbereitung, TAW
Seminar am 18./19. Oktober 1989
Wuppertal;Technische Akademie Wuppertal

3.4

Droogfilter

Trockenfiltration
A.Kraft
ATV Seminar für die Abwasserpraxis, 29 Nov. 1989
St Augustin;ATV

Dry Filtration
DHV
Filtration Manual, 1985
Amersfoort;DHV

Biofiltration als 2. biologische Stufe
S.V. Pleha
Korrespondenz Abwasser, 34 (1987), nr. 3, pp. 230-236

Biologically intensified filtration (Dual-media dry bed filter) for
advanced waste water treatment
A. Kraft;C.F. Seyfried
Universität Hannover;Institut für Siedlungswasserwirtschaft

Beispiele der Trockenfiltration
C.F. Seyfried
Universität Hannover;Institut für Siedlungswasserwirtschaft
ATV Seminar für die Abwasserpraxis, am. 29. 11. 1989

Advanced wastewater treatment by means of dry bed filters.
Semi-technical test results. Experiences on a large technical scale and results

C.F. Seyfried;A. Kraft

Universitat Hannover;Institut fur Siedlungswasserwirtschaft

Water Science and Technology, 23 (1991), pp. 1793-1801

3.5 Aërobe processen

Aufstrohmfiltration mit Gleichstrombeluftung

A. Strohmeier

ATV Seminar fur die Abwasserpraxis am 29. November 1989

St Augustin;1989

Elimination of carbonaceous and nitrogenous pollutants by a twin stage
fixed growth process

G. Carrand;B. Capon;A. Rasconi;R. Brenner

Degremont;Phillip Muller

Water Science and Technology, 22 (1990), nr. 1/2, pp.261-272

La filtration biologique aerobie ascendante sur support mineral immerge

G. Carrand;W. Fasnacht;A. Strohmeier

Degremont;Phillip Muller

l'Eau, l'Industrie, Les Nuisances, 1989, nr. 130, pp. 43-47

Praxisbeispiele. Biofiltration der Stadt Cloppenburg

O. Langeland

Stadt Cloppenburg

ATV Seminar Einsatz von Festbettreaktoren, 29 November 1989

St Augustin;ATV

Tertiary nitrification pilot plants on Parisian waste water

C. Paffoni;B. Vedry;M. Gousailles

Syndicat Interdepartementale pour l'assainissement de l'Agglomeration

Parissienne

Water Science and Technology, 22 (1990), nr. 1/2, pp. 347-352

Biocarbone Verfahren

Brochure

Biological aerated filter (BAF)

WPCF

Operation and Maintenance of trickling filters, RBC's and related

Processes, pp. 98-100

Alexandria;WPCF

A pilot-scale evaluation of the Biocarbone process for the treatment of
settled sewage and for tertiary nitrification of secondary effluent

G.R. Dillon;V.K. Thomas

Water Research Centre;WRC

Water Science and Technology, 22 (1990), nr. 1/2, pp. 305-316

Large-scale biological nitrate and ammonia removal
F. Rogalla;P. Ravarini;G. de Larminat;J. Coutelle
Research Centre of Compagne General des Eaux OTV
Journal Institution of Water and Environmental Management, 1990, nr.
4, pp. 319-329

Beluftete Filter zur weitergehenden Abwasserreinigung
F. Rogalla;M. Payraudeau;C. Paffoni;P. Gilles
Research Centre of Compagne General des Eaux OTV
GWF Wasser Abwasser, 131 (1990), nr. 4, pp. 178-186

Tertiary nitrification with fixed biomass reactors
F. Rogalla;M. Payraudeau
Research Centre of Compagne General des Eaux OTV
Water Supply, 6, (1988), pp. 347-354

The aerated biological filter bicarbonate. A review of contemporary
applications
S. Greenhalgh;B. LaCamp;P.A. Cowley
Bewater Treatment
1989, August

Aerated biofilters for nitrification and effluent polishing
C. Paffoni;M. Gousailles;F. Rogalla;P. Gilles
Centre de Recherche Interdepartementale pour le Traitement des Eaux
Residuaires;OTV

3.6 Anoxische heterotrofe processen

Documentatie van het Biotenitproces van OTV.

Effluent denitrification with anaerobic filters
C. Polprasert;H.S. Park
Asian Institute of Technology
Water Research, 20 (1986), nr. 8, pp. 1015-1021

Practical experience with large scale biological denitrification of
drinking water
F. Rogalla;P. Ravarini;P. Marteil;J. Coutelle;E. Kutkan
Compagnie Generale des Eaux;OTV
IWEM Conference on Technology Transfer in Water and Environmental
Management, Birmingham, September 1989

Large scale biological nitrate and ammonia removal
F. Rogalla;P. Ravarini;P. Marteil;J. Coutelle
Compagnie Generale des Eaux;OTV
Journal Institution of Water and Environmental Management, 1990, nr.
4, pp. 319-329

Technologie de mise en oeuvre de la denitrification biologique
J.M. Philipot
Compagnie Generale des Eaux;OTV
1985

Denitrification of water for human consumption
Y. Richard;A. Leprince;G. Martin;C. Leblanc
Degremont;Universite de Rennes
Progress in Water Technology, 12 (1980), pp. 173-191

City of Chateau Landon. Biological elimination of nitrates. Brochure
Degremont

Elimination biologique des nitrates en vue de la production d'eau
potable
Y. Richard;J. Partos
Degremont, 1985

3.7 Anoxische autotrofe processen

Autotrofe denitrificatie - Sulzer
DHV
Denitrificatie in een gefluidiseerd bed. Literatuuronderzoek

Microbiological and chemical investigations on a biological,
autotrophic denitrification plant using hydrogen as an energy source
F. Selenka;R. Dressler
Ruhr Universitat Bochum
Aqua, 39 (1990), nr. 2, pp. 107-116

Biological denitrification process with hydrogen-oxidizing bacteria for
drinking water treatment
H. Gross;K. Treutler
Sulzer
Aqua, 35 (1986), nr. 5, pp. 288-290

Nitrate removal from groundwater by autotrophic microorganisms
H. Gros;G. Schnoor;P. Rutten
Sulzer
Water Supply, 4 (1986), pp. 11-21

Technische Denitrification mit Wasserstoff
P. Rutten
Sulzer

Experiences with nitrate removal in the eastern Netherlands
J.C. Kruithof;J.A.M. van Paassen;W.A.M. Hijnen;H.A.L. Dierx;
C.A. van Bennekom
KIWA;Waterleidingmaatschappij Oostelijk Gelderland;Stichting
Waterlaboratorium Oost

Nitraatverwijdering met langzame zwavel- Nitraatverwijdering met lang
zame zwavel - kalksteenfiltratie
J.C. Schippers;J.C. Kruithof;F.G. Mulder;J.W. van Lieshout
KIWA;Waterleidingmaatschappij Oostelijk Gelderland;Stichting
Waterlaboratorium Oost
H2O, 20, (1987), nr. 2, pp. 30-34

Removal of nitrate by slow sulphur/lime stone filtration
J.C. Schippers;J.C. Kruithof;F.G. Mulder;J.W. van Lieshout
KIWA;Waterleidingmaatschappij Oostelijk Gelderland;Stichting
Waterlaboratorium Oost
Aqua, 1987, nr. 5, pp. 275-277

3.8 Nieuwe ontwikkelingen

New developments in complete nitrogen removal with biological aerated filters

F. Rogalla;M.M. Bourbigot
Compagnie Generale des Eaux
Water Science and Technology, 22 (1980), nrs. 1/2, pp. 273-280

Total dissolved inorganic nitrogen removal with two coupled autotrophic biological nitrification and denitrification processes. Laboratory studies

P. le Gloirec;G. Martin
Laboratoire Chimie des Nuisances et genie de l'Environnement
Aqua, 39 (1990), pp. 16-23

Contribution of methaogenesis to denitrification with an upflow filter

K. Hanaki;C. Polprasert
Journal WPCF, 61 (1989), nr. 9, pp 1604-1611

The use of plastic, porous biomass supports in a pseudo fluidised bed for effluent treatment

I. Walker;E.P. Austin
Simon Hartley
Biological Fluidised Bed Treatment of Water and Wastewater
Chichester;Ellis Horwood;1981

BIJLAGE 2

Beschrijving van compactsystemen voor na-(de)nitrificatie van huishoudelijk afvalwater op (semi)praktijkschaal met de resultaten van de (semi)praktijkinstallaties

INHOUD		BLZ
1	Tweefasen-fluidbedreactor aëroob	47
1.1	Inleiding	47
1.2	Horley (Groot-Britannië)	47
2	Tweefasen-fluidbedreactor anoxisch	58
2.1	Inleiding	58
2.2	Californië (USA)	58
3	Vastbed - droogfilter	68
3.1	Inleiding	68
3.2	Mannheim (Duitsland)	68
4	Vastbed - downflow aëroob	76
4.1	Inleiding	76
4.2	Parijs (Frankrijk)	76
5	Vastbed - upflow aëroob	83
5.1	Inleiding	83
5.2	Genève (Frankrijk)	83
5.3	Parijs (Frankrijk)	85
6	Vastbed - upflow anoxisch heterotroof	95
6.1	Inleiding	95
6.2	Chateau Landon (Frankrijk)	95
6.3	Champfleur (Frankrijk)	96

1 Tweefasen-fluidbedreactor aëroob

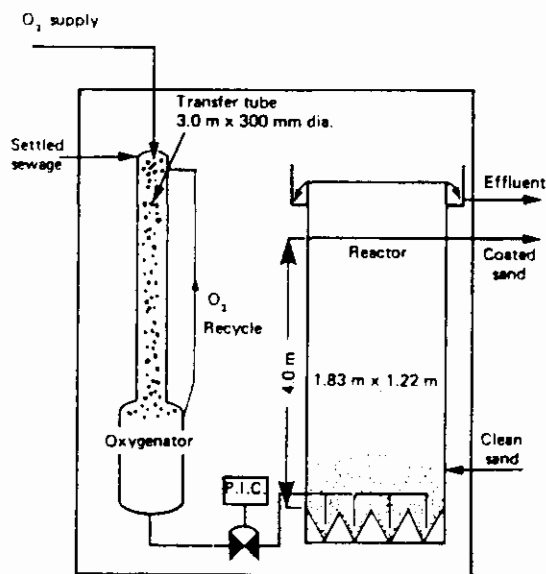
1.1 Inleiding

In de literatuur is één proef beschreven op (semi-)praktijkschaal waarbij huishoudelijk afvalwater wordt genitrificeerd met een tweefasen aërobe fluidbedreactor. Het betreft het aërobe Oxitronsysteem van Dorr-Oliver dat in Horley (Zuid Londen) is beproefd.

De proefinstallatie in Horley is ingezet om het effluent van een actief-slibinstallatie te nitrificeren. In paragraaf 1.2. is deze installatie kort beschreven en in de tabellen zijn de resultaten gepresenteerd.

1.2 Horley (Groot-Brittannië)

Het aërobe Oxitronsysteem van Dorr-Oliver bestaat in principe uit een zuurstofinbrengsysteem (oxygenator) en een fluidbedreactor (figuur 9).



Figuur 9. Aërobe Oxitronsysteem van Dorr-Oliver [Hoyland e.a. 1983]

In de oxygenator wordt zuivere zuurstof opgelost in het aan de reactor toe te voeren water. Dit gebeurt onder hoge druk, zodat ongeveer 50 mg O₂ per liter water kan worden opgelost. Hiertoe is de oxygenator in Horley 20 meter onder het maaiveld geplaatst. De zuurstofoverdracht wordt gerealiseerd met een vloeistof-verblijftijd van slechts 20 seconden. De benodigde zuivere zuurstof kan in flessen worden aangevoerd of ter plaatse worden geproduceerd (produktie-eenheid kost f 200.000,- tot f 600.000,- afhankelijk van de capaciteit).

Het te behandelen afvalwater wordt van beneden naar boven door de biologische reactor geleid. De reactor is gedeeltelijk gevuld met zand.

De supercificiële snelheid van het water is 20 tot 25 m/h, waardoor het zand fluïdiseert en een laminaire stroming door het bed ontstaat. Normaliter is het bedvolume in gefluïdiseerde toestand meer dan twee keer zo groot als in rusttoestand.

Bij het opstarten van de reactor wordt een extra hoge vloeistofsnelheid gegenereerd om het fijne zand uit de initiële vulling te verwijderen.

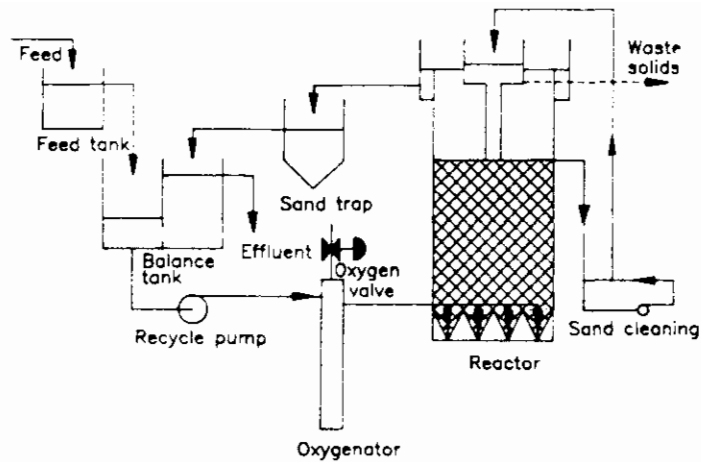
Het afvalwater wordt gezeefd voordat het aan de reactor wordt toegevoerd, omdat in het verdeelsysteem geen veertjes, bladeren, zand en dergelijke terecht mogen komen.

De biomassa hecht zich aan het zand waardoor de dichtheid van de korrels afneemt. Dit heeft tot gevolg dat de meest begroeide korrels bovenin de reactor zweven en de minst begroeide onderin. De biomassa-concentratie in de reactor is ongeveer 12 kg/m³ (maximaal 15 kg/m³). Gesuspendeerd slib spoelt zonder meer uit de reactor. De begroeide zandkorrels worden batchgewijs bovenin de reactor afgevoerd. Dit wordt automatisch geregeld met een troebelheidsmeter die registreert wanneer het bed boven een bepaald niveau stijgt. Het zand en de biomassa worden gescheiden, waarna het schone zand naar de reactor wordt teruggevoerd. Het slib gaat naar de slibverwerking. De biomassa wordt in een centrifugaalpompe van het zand verwijderd, waarna het scheiden hydraulisch, met vibrerende zeven (mechanisch complex) of met een hydrocycloon kan gebeuren. Scheiding met de hydrocycloon is door Dorr-Oliver verder ontwikkeld en vormt nu een onderdeel van het Oxitronsysteem. Het slib heeft met deze methode een drogestofgehalte van 0,5 tot 2% en kan direct naar de indikker.

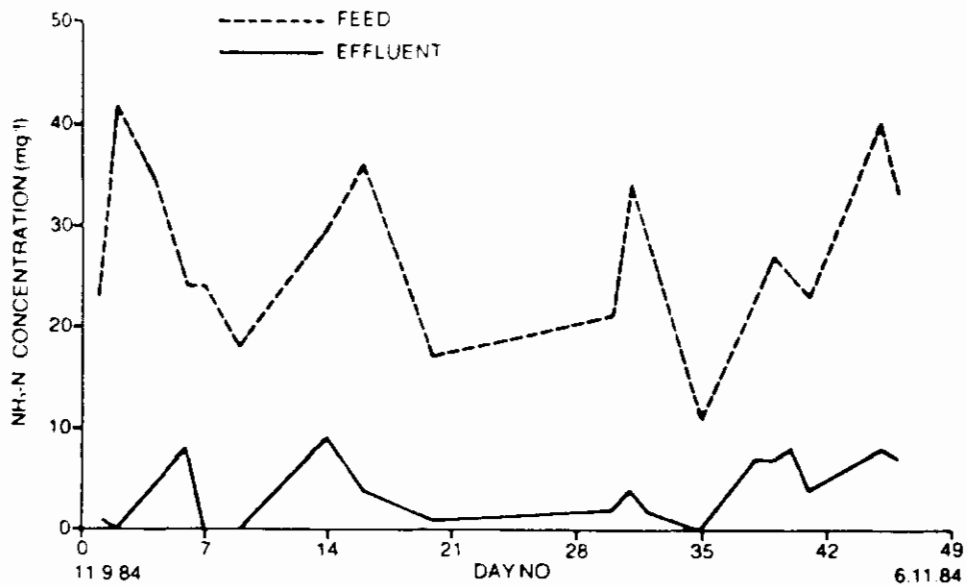
In het processchema is voorzien in recirculatie van het effluent. Recirculatie is nodig als de zuurstofbehoefte van het te zuiveren afvalwater de maximaal beschikbare hoeveelheid zuurstof overschrijdt. De mate van recirculatie in een bepaalde situatie hangt daarmee af van de samenstelling van het aangevoerde afvalwater en de gewenste effluentkwaliteit. Het Oxitronsysteem is bedoeld om lage influentconcentraties te verwerken (kleiner dan 12 mg NH₄-N/l). Bij een hogere concentratie NH₄-N in de toevoer wordt deze met de recyclestream teruggebracht naar ongeveer 12 mg/l. Met de recirculatiestroom wordt bovendien een constante volumestroom naar de reactor gegarandeerd. Voor de fluïdisatie van het bed is immers een superficiële snelheid nodig van 20 tot 25 m/h.

Figuur 10 geeft het schema van de totale proefinstallatie in Horley. Figuur 11 toont de NH₄-N-verwijdering bij een constant debiet van 370 m³/d en een wisselende NH₄-N concentratie.

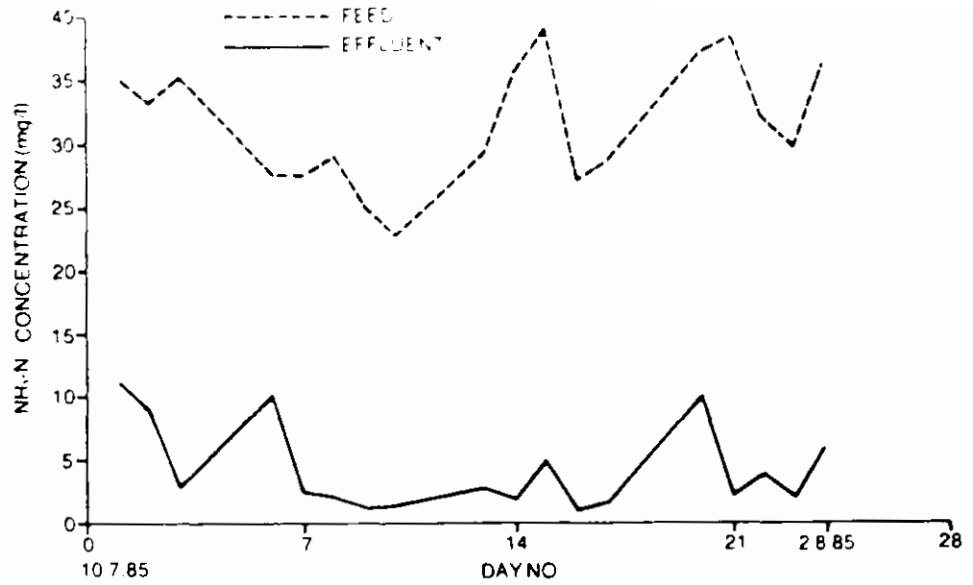
In figuur 12 is de NH₄-N-verwijdering weergegeven bij een dagelijks variërend debiet (gemiddeld 410 m³/d) en een wisselende NH₄-N concentratie. Figuur 13 geeft van ditzelfde experiment de variatie in debiet, in NH₄-N-belasting en NH₄-N-verwijdering gedurende een dag.



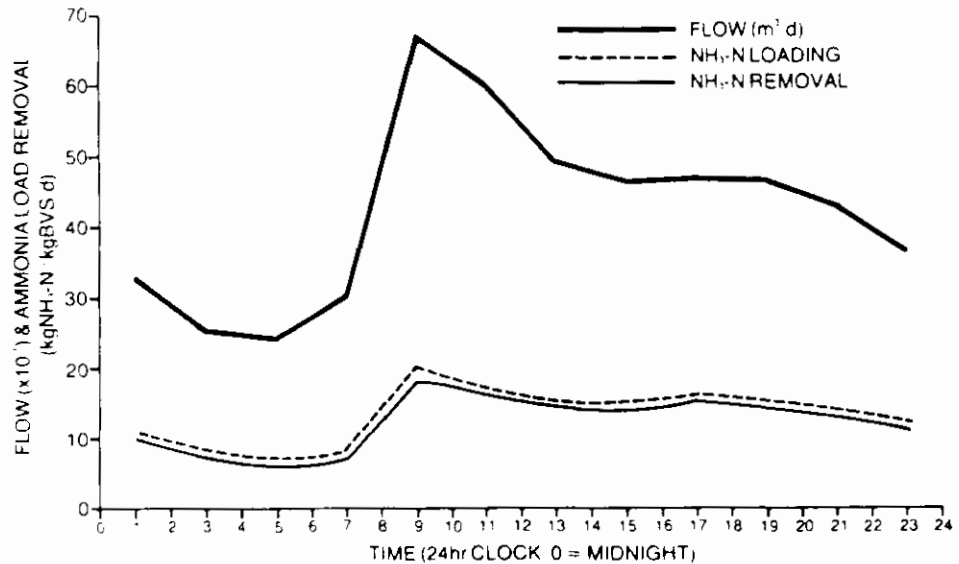
Figuur 10. Schema van de proefinstallatie voor nitrificatie van huishoudelijk afvalwater in Horley met het aërobe Oxitronstelsel van Dorr-Oliver [Cooper e.a. 1990]



Figuur 11. NH₄-N-verwijdering met de aërobe Oxitron-proefinstallatie in Horley (constant debiet 370 m³/d, recycleverhouding 3) [Cooper e.d. 1990]



Figuur 12. NH₄-N-verwijdering met de aërobe Oxitron-proefinstallatie in Horley (dagelijks variërend debiet, gemiddeld 410 m³/d) [Cooper e.a. 1990]



Figuur 13. Variatie in debiet, NH₄-N-belasting en NH₄-N-verwijdering gedurende 24 uur met de aërobe Oxitron-proefinstallatie in Horley (gemiddeld debiet 410 m³/d) [Cooper e.a. 1990]

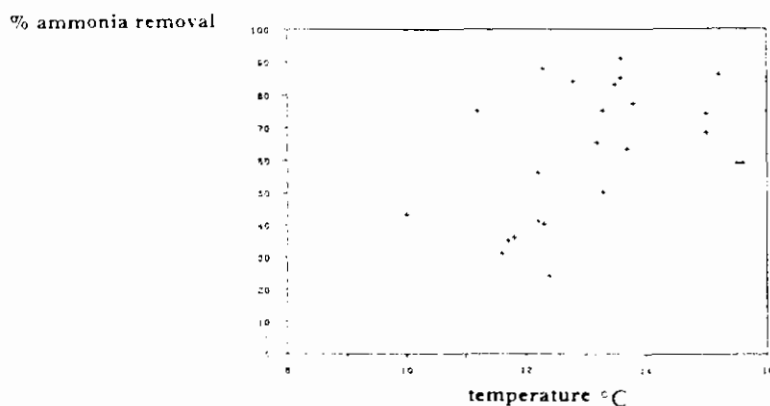
Uit de figuren is te zien dat variatie in debiet weinig invloed heeft op de effluentkwaliteit. De concentratie $\text{NH}_4\text{-N}$ in het effluent blijft rond het niveau van enkele mg/l.

De gevallen waarin de effluentconcentratie $\text{NH}_4\text{-N}$ boven 5 mg/l ligt, is toegeschreven aan twee storingen:

- het falen van het zuurstof-controlesysteem; nitrificatie wordt geremd door zuurstofgebrek;
- toevoer van zwevende stof uit de actief-slibinstallatie door een storing in de slibretourpomp; door een hogere BZV is de nitrificatie niet optimaal.

Figuur 14 geeft de relatie tussen het percentage $\text{NH}_4\text{-N}$ -verwijdering en de temperatuur (constant debiet van $595 \text{ m}^3/\text{d}$). Duidelijk is te zien dat het percentage afneemt naarmate de temperatuur daalt.

Met statistische analyses is in Horley een kritische nitrificatietemperatuur vastgesteld. Boven deze temperatuur is de gemiddelde $\text{NH}_4\text{-N}$ verwijdering groter dan 70%. Bij een hydraulische verblijftijd van 0,4 uur is deze kritische temperatuur 13°C , bij een hydraulische verblijftijd van 0,63 uur zakt deze naar 10°C .



Figuur 14. $\text{NH}_4\text{-N}$ -verwijdering tegen de temperatuur van de Oxitron proefinstallatie in Horley (constant debiet $593 \text{ m}^3/\text{d}$) [Williams e.a. 1986]

Uit de tabel met resultaten is te zien dat de nitrificatie in drie van de vier experimenten 83% of meer bedraagt. In één experiment bedraagt de nitrificatie slechts 63%. De lagere temperatuur speelt hierbij zeker een rol. Normaliter wordt gerekend met een rendement van 80 tot 85%.

Tijdens het proces zakt de pH van 6,0 tot 6,4.

Door de onderzoekers in Horley is op basis van de resultaten aangegeven hoe een aëroob Oxitronsysteem op praktijkschaal moet worden ontworpen. Uitgaande van:

- een debiet van $375 \text{ m}^3/\text{h}$ ($9000 \text{ m}^3/\text{d}$),
- een influent $\text{NH}_4\text{-N}$ concentratie van 25 mg/l,
- een effluent $\text{NH}_4\text{-N}$ concentratie van 5 mg/l,
- een temperatuur van 10°C ,
- een hydraulische verblijftijd van 0,58 uur,

- een gemiddelde korreldiameter van het zand van 0,460 mm,
- een superficiële snelheid van 28 m/h,
- een maximale zuurstofconcentratie van 60 mg/l,
- een zuurstofverbruik van 4,3 mg per mg $\text{NH}_4\text{-N}$,

hebben zij berekend dat de reactor 10 meter diep moet zijn, met een doorsnede-oppervlak van ongeveer 24 m².

Een optimale reactor heeft een oppervlak van 19 tot 28 m² en een bedhoogte van 7 m.

Typering semipraktijkinstallatie te Horley in Groot-Brittannië (1)

-	soort systeem	fluidbed 2-fasen	
-	aëroob/anoxisch	aëroob	
-	handelsnaam	Oxitron	
-	fabrikant/leverancier	Dorr-Oliver	
-	in bedrijf van- tot	september tot november 1985	
-	behandeld water	huishoudelijk afvalwater	
-	voorbehandeling	actief-slibinstallatie	
-	kosten		
	. prijspeil	1985	
	. stichtingskosten	f 535.000	totaal
	. bedrijfsvoeringskosten	f 122.000	per jaar
-	reactor		
	. materiaal	staal	
	. vorm	cilindrisch	
	. hoogte	5	m
	. bedhoogte		m
	. oppervlakte doorsnede	2,2	m ²
	. totale inhoud (nuttig)	10	m ³
	. capaciteit		m ³ /d
-	drager		
	. materiaal	zand	
	. dichtheid	2650	kg/m ³
	. diameter (gem.)	0,5	mm
	. totale hoeveelheid initieel	5000	kg
	. totale hoeveelheid in bedrijf		
-	scheiding drager/biomassa (systeem)	centrifugaalpomp/hydraulisch	
-	zuurstofinbreng (systeem)	zuivere O ₂ met oxygenator	
-	sturing debiet in reactor dosering	a.NH ₄ ⁺ conc.in infl. b.max.O ₂ conc. n.v.t.	
-	. soort stof		
-	. hoeveelheid		

Experimenten semipraktijkinstallatie te Horley in Groot-Brittannië (1)						
Variabele	Eenheid	Experiment				
		1	2	3	4	5
<u>Algemeen</u>						
- begindatum experiment	maand/jaar					
- duur experiment	dagen	18	69	53	24	
- debiet (gem.)	m ³ /d	245	370	595	410	
- debiet constant/variabel	-	const	const	const	var.	
- recycleverhouding	-	5,0	3,0	1,5		
<u>Reactor</u>						
- temperatuur	°C	20	18	13	21	
- BZV belasting	kg BZV/m ³ .d*	0,34	0,67	0,89	1,31	
- CZV belasting	kg CZV/m ³ .d*					
- NH ₄ -N belasting	kg NH ₄ -N/m ³ .d*	0,61	1,02	1,12	1,26	
- NO ₃ -N belasting	kg NO ₃ -N/m ³ .d*	nvt	nvt	nvt	nvt	
- Nkj belasting	kg Nkj/m ³ .d*					
- zwevendstofbelasting	kg d.s./m ³ .d*	0,78	1,11	0,43	1,31	
- hydr.verblijftijd	h	0,90	0,63	0,40	0,58	
- superf. vloeistofsnelh.	m/h	54	38	24	45	
- filterweerstand	Pa/m**	nvt	nvt	nvt	nvt	
- ruimtebeslag	m ² .d/kg N verw.	0,44	0,24	0,31	0,20	
- dragerconc. (gem.)	kg/m ³					
- biomassa conc. (gem.)	kg/m ³	4,4	6,5	6,9		
<u>Microorganismen</u>						
- tijd tot steady state (vorming (de)nitrificerende biofilm)	d	70	70	70	70	
- hechting op drager						
. bedekking oppervlak						
. alle korrels	ja/nee					
. biofilmdikte (gem.)	µm					

Experimenten semipraktijkinstallatie te Horley in Groot-Brittannië (1)						
Variabele	Eenheid	Experiment				
		1	2	3	4	5
. variatie biofilmdikte						
<u>Influent</u>						
- pH	-					
- BZV (totaal)	mg/l	14	18	15	11	
- BZV (opgelost)	mg/l					
- CZV (totaal)	mg/l					
- CZV (opgelost)	mg/l					
- NH ₄ -N	mg/l	23	27	19	32	
- NO ₃ -N	mg/l					
- Nkj	mg/l					
- zwevend stof	mg/l	32	30	24	32	
<u>Effluent</u>						
- pH	-	6,0	6,1	6,4	6,2	
- BZV (totaal)	mg/l	6	12	10	5	
- BZV (opgelost)	mg/l					
- CZV (totaal)	mg/l					
- CZV (opgelost)	mg/l					
- NH ₄ -N	mg/l	4	3	7	4	
- NO ₃ -N	mg/l					
- Nkj	mg/l					
- zwevend stof	mg/l	31	23	15	17	
<u>Resultaten</u>						
- η BZV (totaal)	z	57	33	33	55	
- η BZV (opgelost)	z					
- η CZV (totaal)	z					
- η CZV (opgelost)	z					
- η NH ₄ -N	z	83	89	63	88	

Experimenten semipraktijkinstallatie te Horley in Groot-Brittannië (1)						
Variabele	Eenheid	Experiment				
		1	2	3	4	5
- η $\text{NO}_3\text{-N}$	Z	nvt	nvt	nvt	nvt	
- η Nkj	Z					
- η zwevend stof	Z	3	23	38	47	
- $\text{NH}_4\text{-N}$ verwijdering	kg $\text{NH}_4\text{-N}/\text{m}^3\cdot\text{d}^*$	0,50	0,92	0,71	1,09	
- $\text{NO}_3\text{-N}$ verwijdering	kg $\text{NO}_3\text{-N}/\text{m}^3\cdot\text{d}^*$	nvt	nvt	nvt	nvt	
- Nkj verwijdering	kg Nkj/ $\text{m}^3\cdot\text{d}^*$					
- slibproductie	kg ds/kg N verw.					
- exploitatiekosten (rente 9,5%, afschrijving 15 jaar)	f/kg N verw. 1)					

* m^3 reactorvolume

** m bedhoogte

Opmerkingen semipraktijkinstallatie te Horley in Groot-Brittannië (1)

- 1) Berekend voor een full scale installatie met een debiet van 9000 m³/d uitgaande van de kosten voor de installatie in Horley. Per kg Nverw. zijn de kosten van deze full scale installatie f 2,32.

2 Twefafafen-fluïdbedreactor anoxifch

2.1 Inleiding

In de literatuur is één installatie beschreven waarbij op praktijk-schaal huishoudelijk afvalwater wordt gedenitrificeerd met een anoxische twefafafen-fluïdbedreactor. Het betreft het anoxische Oxitron-systeem van Dorr-Oliver voor de Rancho California Wastewater Reclamation Plant waar het effluent van de actief-slibinstallatie wordt gedenitrificeerd om daarna te kunnen worden gebruikt voor irrigatie en aanvulling van het grondwaterreservoir ten behoeve van de drinkwaterwinning. De effluenteis voor anorganisch-N ligt hier op maximaal 2,5 mg/l.

In Florida en Sparks, beide in de Verenigde Staten, zijn met het anoxische Oxitronsysteem veel grotere installaties gebouwd voor de nadenitrificatie van huishoudelijk afvalwater. De resultaten van deze installaties zijn echter niet beschreven in de literatuur. In Bucklesham is rivierwater voor drinkwaterdoeleinden gedenitrificeerd met het anoxische Oxitronsysteem, waarbij verschillende organische stoffen als koolstofbron zijn onderzocht.

In paragraaf 2.2 is de installatie in Californië kort beschreven en in de tabellen zijn de resultaten gepresenteerd.

2.2 Californië (USA)

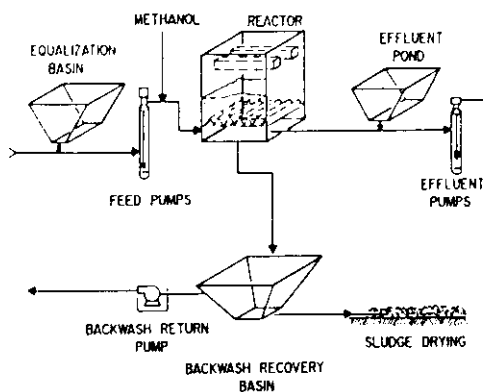
De actief-slib-installatie in Californië nitrificeert simultaan. Voor de denitrificatie van het effluent zijn in eerste instantie drie fluïdbedreactoren gebouwd met elk een capaciteit van 7500 m³/d. Dit aantal wordt uitgebreid tot zes.

Figuur 15 geeft het schema van de installatie. Het effluent van de actief-slib-installatie wordt opgevangen in een egalisatiebassin om een voldoende toevoer naar de reactoren te kunnen waarborgen.

De installatie is voorzien van een recirculatie zodat het hydraulische debiet in de reactor kan worden geregeld onafhankelijk van de watertoevoer. Dit is van belang bij:

- het opstarten van de reactor; met recirculatie wordt de superfiële snelheid verdubbeld om de fijne fractie zand uit te spoelen;
- overdosering van methanol; door recycling wordt de methanol alsnog verbruikt;
- nitrietaccumulatie; door recycling wordt nitriet verder gereduceerd;
- te geringe wateraanvoer; met recirculatie kan het voor fluïdisatie noodzakelijke debiet worden gehandhaafd.
- te hoge aanvoerconcentraties NO₃-N; met recirculatie wordt de influentconcentratie van de reactor teruggebracht tot een goed te verwerken concentratie (ongeveer 12 mg NO₃-N/l).

Voor de methanoldosering wordt uitgegaan van een methanolverbruik van 1 mg per mg opgeloste zuurstof 2,5 mg per mg verwijderde NO₃-N en 1,5 mg per mg verwijderde NO₂-N.



Figuur 15. Schema van de praktijkinstallatie voor denitrificatie van huishoudelijk afvalwater in Californië met het anoxische Oxitronsysteem van Dorr-Oliver [MacDonald 1990]

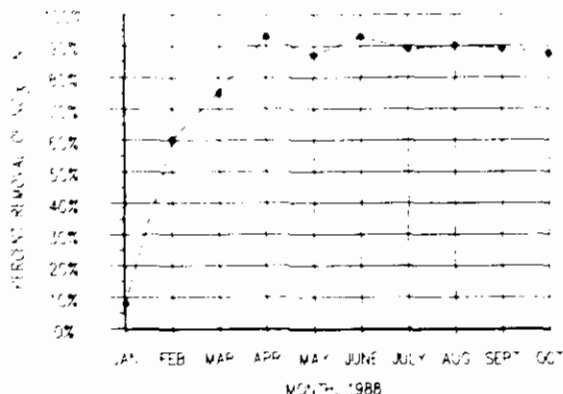
Een 0,6 m dikke gravellaag onder het zandbed zorgt voor een uniforme verdeling van het toegevoerde water over het oppervlak. Voor de verwijdering van overtollige biomassa wordt het bed periodiek gespoeld. Dit spoelen gebeurt door verhoging van de superficiële snelheid en waterstraalroering. De biomassa wordt in een bezinkbassin afgescheiden, het spoelwater wordt teruggevoerd naar de actief-slibinstallatie. Tegenwoordig wordt de scheiding van zand en biomassa evenals bij het aërobie Oxitronsysteem uitgevoerd met een hydrocycloon. Het op deze wijze geproduceerde slib is goed verwerkbaar.

De installatie in Californië is gedurende een kalenderjaar getest, waarbij gedurende het eerste halfjaar met een zo lage superficiële snelheid (5,4 m/h) is gewerkt dat het bed niet of nauwelijks expandeerde (van 1,20 m tot 1,35 m hoog).

In deze situatie bleef veel N_2 achter in het bed en verstoorde bed en stromingspatroon. Ook hydraulische kortsluitstromen waren het gevolg. In feite is het eerste halve jaar met een vastbed geëxperimenteerd.

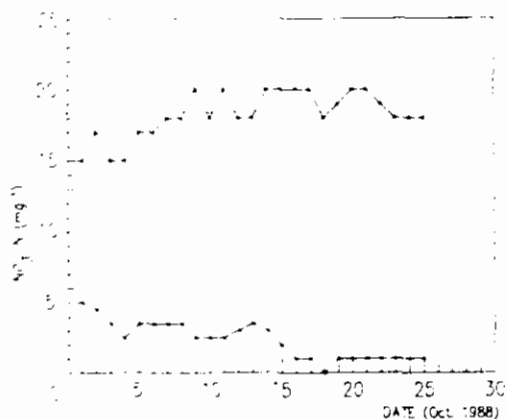
Vanaf juli is de superficiële snelheid verdubbeld tot 10,8 m/h, waarbij het bed expandeert tot ongeveer 2,4 m. Het N_2 gas ontwijkt gemakkelijk en hydraulische kortsluitstromen treden niet meer op.

Figuur 16 geeft het percentage NO_3-N -verwijdering gedurende de eerste tien maanden van de testperiode. Hieruit is te zien dat de denitrificatie in de vierde maand boven 90% ligt, en daarna ongeveer op dit niveau blijft.

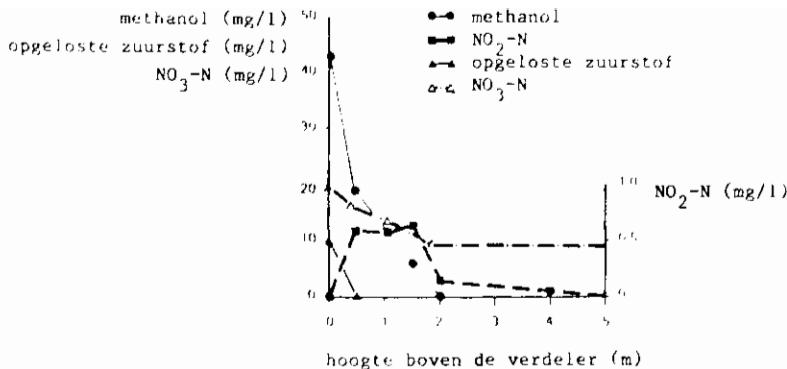


Figuur 16. Het verloop van het percentage NO₃-N-verwijdering na het opstarten van het anoxische Oxitronsysteem in Californië [MacDonald 1990]

In oktober is nagegaan op welke wijze de concentratie NO₃-N in het effluent is terug te brengen tot maximaal 2,5 mg/l. Hierbij is gebleken dat de concentratie NO₃-N in het effluent tot minder dan 1,0 mg/l kan dalen (figuur 17), uitgaande van een toereikende methanoldosering. Eventueel in de reactor gevormde nitriet wordt in een hoger deel van het bed verder gereduceerd (figuur 18).



Figuur 17. Influent- en effluentconcentratie NO₃-N tijdens de proeven in oktober met het anoxische Oxitronsysteem in Californië [MacDonald 1990]



Figuur 18. Concentratieverloop van methanol, NO₂-N, opgeloste zuurstof en NO₃-N in de anoxische Oxitronreactor [Croll e.a.]

De geproduceerde hoeveelheid slib blijkt ongeveer 0,2 kg drogestof per kg verbruikte methanol te zijn. De helft hiervan gaat via de zand/bio-massascheiding naar de slibverwerking, de andere helft komt in het effluent van het Oxitronsysteem waardoor het zwevendstofgehalte met ongeveer 2 mg/l stijgt.

In Bucklesham zijn ook proeven gedaan met ethanol en azijnzuur als koolstofbron. Het ethanolverbruik blijkt 2 mg per verwijderde mg NO₃-N te zijn en 0,5 mg per mg opgeloste zuurstof. Het azijnverbruik ligt op ongeveer 3,5 mg azijnzuur per verwijderde mg NO₃-N en 1,2 mg per mg opgeloste zuurstof.

De slibproductie is bij gebruik van ethanol ongeveer 0,23 kg droge stof per kg verbruikte ethanol en ligt daarmee in dezelfde orde van grootte als bij gebruik van methanol. De aard van het ethanol-slib is vergelijkbaar met die van methanol-slib.

Bij gebruik van azijnzuur is de slibproductie ongeveer 0,18 kg droge stof per kg verbruikt azijnzuur. Dit betekent dat bij gebruik van azijnzuur ongeveer 45% meer slib wordt geproduceerd per kg NO₃-N die wordt verwijderd dan bij gebruik van methanol of ethanol. Bovendien is het azijnzuurslib slechter in te dikken.

Door het proces wordt de pH met 0,2 tot 0,3 verhoogd.

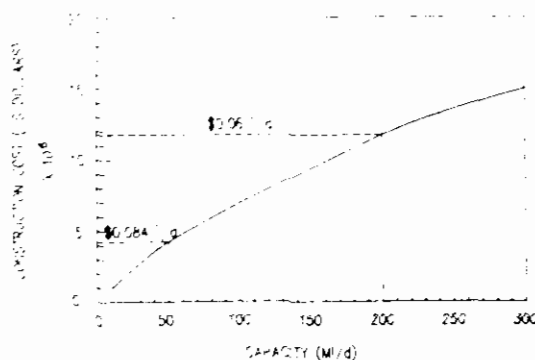
Uit de proefperiode is een aantal belangrijke aspecten naar voren gekomen.

- een betrouwbaar methanoldoseringssysteem is noodzakelijk; overdosering verhoogt het BZV van het effluent en is duur. In Californië was het bedoeling de methanoldosering te koppelen aan de nitraatconcentratie in het effluent. Dit is niet gelukt, omdat geen geschikte nitraatmeetapparatuur is gevonden. De methanoldosering is daarom handmatig ingesteld, vaak op een te hoog niveau, om ook gedurende nitraatpiekbelastingen een lage nitraatconcentratie in het effluent te verkrijgen;

- terugbrengen van initieel opgeloste zuurstof in het aan de reactor toegevoerde water; in het water aanwezige zuurstof remt de denitrificatie en verhoogt de noodzakelijke methanoldosering. Met name bij het transport van het afvalwater naar de reactor toe moet beluchting zoveel mogelijk worden vermeden;
- voorkomen van algengroei en plantengroei in de egalisatietanks; algengroei kan overdag het zuurstofgehalte verhogen, waterplanten kunnen verstoppingen veroorzaken van pompen, verdeelsysteem en bed. Indien nodig moet het water worden gefilterd voorafgaand aan de denitrificatie; bij een niet afgedekte rwzi wordt het afvalwater altijd gezeefd om veertjes, blaadjes, zand en dergelijke tegen te houden;
- geuremissie beperken; bij het denitrificatieproces tot zeer lage concentraties $\text{NO}_3\text{-N}$ blijkt in geringe mate sulfide te worden gevormd, wat geuroverlast kan veroorzaken.

Tegenwoordig wordt de methanoldosering gestuurd met methanolmonitoring van de afvoer en $\text{NO}_3\text{-N}$ monitoring van de aanvoer. Normaliter wordt zodanig gestuurd dat methanol de limiterende factor is voor biomassa-groei. In het effluent is dan 0,1 tot maximaal 0,25 mg methanol per liter aanwezig en 5 à 6 mg $\text{NO}_3\text{-N}$. Bij overdosering van methanol kan een effluent- $\text{NO}_3\text{-N}$ -concentratie van bijna 0 worden bereikt. Een reël verwijderingsrendement is 90-95%.

De kosten van het anoxische Oxitronsysteem zijn bepaald op basis van de werkelijk gemaakte kosten bij de bouw en bedrijfsvoering van de installatie in Californië (figuur 19).



Figuur 19. Stichtingskosten van het anoxische Oxitronsysteem afhankelijk van de capaciteit, prijspeil januari 1989 [MacDonald 1990]

De kosten voor methanol bedragen ongeveer 70% van de bedrijfsvoeringskosten, zodat een goed doseringssysteem aanzienlijke besparingen kan opleveren.

Typering praktijkinstallatie te Californië in USA (2)		
-	soort systeem	fluidbed 2-fasen
-	aëroob/anoxisch	anoxisch
-	handelsnaam	Anitron
-	fabrikant/leverancier	Dorr-Oliver
-	in bedrijf van- tot	januari 1988 - heden
-	behandeld water	huishoudelijk afvalwater
-	voorbehandeling	actiefslib, simult. nitrif.
-	kosten	
	. prijspeil	januari 1989
	. stichtingskosten 1)	f 6.625.000 totaal
	. bedrijfsvoeringskosten	f 646.000 per jaar
-	reactor 2)	
	. materiaal	beton
	. vorm	rechthoekig
	. hoogte	m
	. bedhoogte 3)	1,2 m
	. oppervlakte doorsnede	6,3x3,6=22,7 m ²
	. totale inhoud (nuttig) 4)	27-55 m ³
	. capaciteit	7500 m ³ /d
-	drager	
	. materiaal	zand
	. dichtheid	2690 kg/m ³
	. diameter (gem.)	0,7-0,8 mm
	. totale hoeveelheid initieel	28.500 kg
	. totale hoeveelheid in bedrijf	
-	scheiding drager/biomassa (systeem)	spoelen
-	zuurstofinbreng (systeem)	nvt
-	sturing debiet in reactor	
-	dosering	
	. soort stof	methanol
	. hoeveelheid 5)	3,0 kg/kg N verw.

Experimenten praktijkinstallatie te Californië in USA (2)						
Variabele	Eenheid	Experiment				
		1	2	3	4	5
<u>Algemeen</u>		6)	7)	8)	8)	
- begindatum experiment	maand/jaar	1/88	4/88	7/88	10/88	
- duur experiment	dagen	90	90			
- debiet (gem.)	m ³ /d	2840	2840	5680	5680	
- debiet constant/variabel	-					
- recycleverhouding	-	0	0	0	0	
<u>Reactor</u>						
- temperatuur	°C			20	20	
- BZV belasting	kg BZV/m ³ .d*					
- CZV belasting	kg CZV/m ³ .d*					
- NH ₄ -N belasting	kg NH ₄ -N/m ³ .d*					
- NO ₃ -N belasting	kg NO ₃ -N/m ³ .d*		1,2		1,9	
- Nkj belasting	kg Nkj/m ³ .d*					
- zwevendstofbelasting	kg d.s./m ³ .d*					
- hydr.verblijftijd	h	0,22	0,25	0,22	0,20	
- superf. vloeistofsnelh.	m/h	5,4	5,4	10,8	10,8	
- filterweerstand	Pa/m**	nvt	nvt	nvt	nvt	
- ruimtebeslag	m ² .d/kg N verw.		0,67		0,25	
- dragerconc. (gem.)	kg/m ³					
- biomassa conc. (gem.)	kg/m ³					
<u>Microorganismen</u>						
- tijd tot steady state (vorming (de)nitrificerende biofilm)	d	90	nvt	nvt	nvt	
- hechting op drager						
. bedekking oppervlak						
. alle korrels	ja/nee					
. biofilmdikte (gem.)	µm				225	

Experimenten praktijkinstallatie te Californië in USA (2)						
Variabele	Eenheid	Experiment				
		1	2	3	4	5
. variatie biofilmdikte	-				150/300	
<u>Influent</u>						
- pH	-					
- BZV (totaal)	mg/l					
- BZV (opgelost)	mg/l					
- CZV (totaal)	mg/l					
- CZV (opgelost)	mg/l					
- NH ₄ -N	mg/l					
- NO ₃ -N	mg/l		13		18,2	
- Nkj	mg/l					
- zwevend stof	mg/l					
<u>Effluent</u>						
- pH	-					
- BZV (totaal)	mg/l					
- BZV (opgelost)	mg/l					
- CZV (totaal)	mg/l					
- CZV (opgelost)	mg/l					
- NH ₄ -N	mg/l					
- NO ₃ -N	mg/l		1		2,3	
- Nkj	mg/l					
- zwevend stof	mg/l					
<u>Resultaten</u>						
- η BZV (totaal)	z					
- η BZV (opgelost)	z					
- η CZV (totaal)	z					
- η CZV (opgelost)	z					
- η NH ₄ -N	z	nvt	nvt	nvt	nvt	

Experimenten praktijkinstallatie te Californië in USA (2)						
Variabele	Eenheid	Experiment				
		1	2	3	4	5
- η NO ₃ -N	Z		92		87	
- η Nkj	Z					
- η zwevend stof	Z					
- NH ₄ -N verwijdering	kg NH ₄ -N/m ³ .d*	nvt	nvt	nvt	nvt	
- NO ₃ -N verwijdering	kg NO ₃ -N/m ³ .d*		1,1		1,6	
- Nkj verwijdering	kg Nkj/m ³ .d*					
- slibproductie	kg ds/kg N verw.				nihil	
- exploitatiekosten (rente 9,5%, afschrijving 15 jaar)	f/kg N verw.		20,-		7,50	

* m³ reactorvolume

** m bedhoogte

Opmerkingen praktijkinstallatie te Californië in USA (2)

- 1) 6 Reactoren voor een totale capaciteit van 40.000 m³/d. De gegevens zijn per reactor.
- 2) In Californië zijn meerdere reactoren geïnstalleerd. De gegevens zijn steeds voor één reactor.
- 3) Dit is de niet geëxpandeerde hoogte van het zandbed.
- 4) Variërend met de mate waarin het bed is geëxpandeerd (1,2 tot 2,4 m hoogte).
- 5) De gemiddelde dosering is 60 mg/l.
- 6) Aanlooperperiode, geen of nauwelijks denitrificatie, vastbed.
- 7) Denitrificatie start; nagenoeg vastbed (expansie van 1,2 m tot 1,35 m).
- 8) Fluidbed (expansie van 1,2 tot 2,4 m)

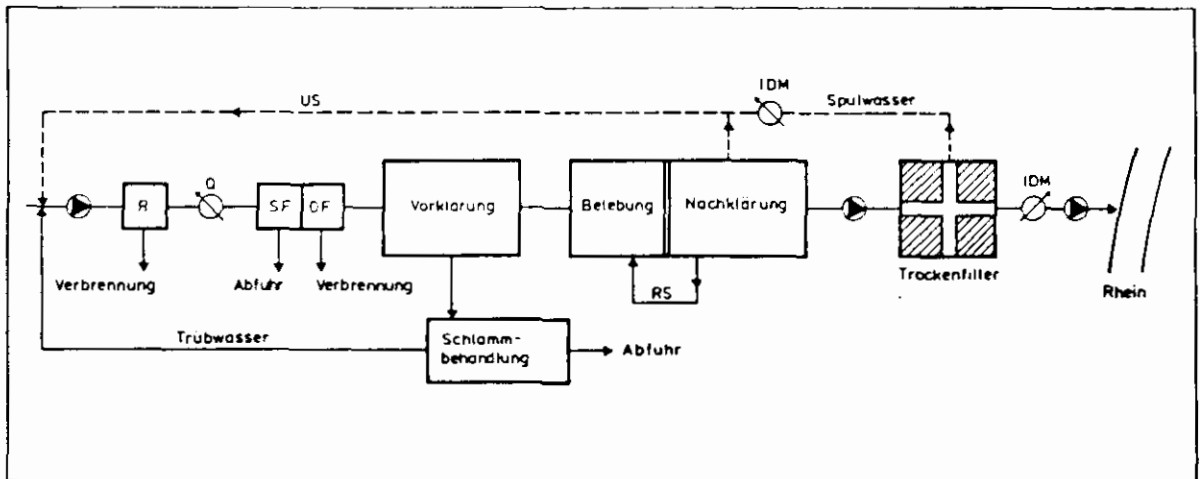
3 Vastbed - droogfilter

3.1 Inleiding

In de literatuur is één praktijkinstallatie beschreven waarbij een droogfilter wordt gebruikt voor na-nitrificatie, gelijktijdig met verdergaande BZV-verwijdering en de verwijdering van zwevende stof. Het betreft de rioolwaterzuiveringsinrichting van Mannheim. In paragraaf 3.2 is deze installatie kort beschreven en in de tabellen zijn de resultaten gepresenteerd.

3.2. Mannheim (Duitsland)

In figuur 20 is het stroomschema van de totale zuivering schematisch weergegeven en in figuur 21 het droogfilterproces.



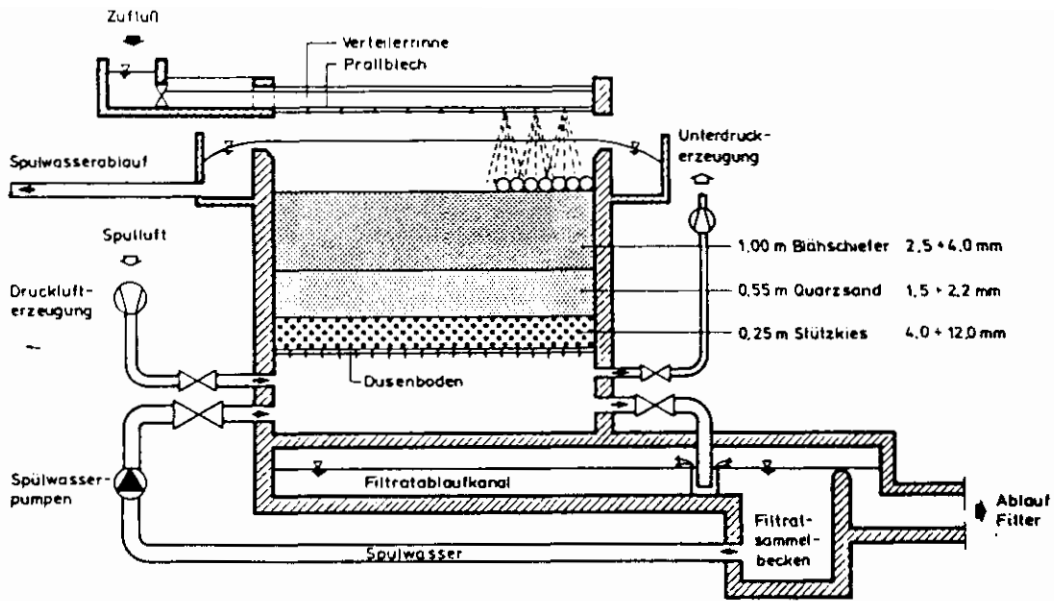
Figuur 20. Stroomschema van de totale rioolwaterzuiveringsinrichting waarin een droogfilter wordt gebruikt als tweede biologische trap met nitrificatie [Kraft e.a. 1990]

Het toegevoerde water is behandeld in een actief-slibinstallatie. Het water wordt versproeid over het oppervlak van het filter. Bij de maximale droogweerbelaasting van 14.000 m³/h is de filtersnelheid 5 m/h. Om slijtage van het dragermateriaal door de vallende druppels tegen te gaan zijn plastic ballen op het bedoppervlak aangebracht.

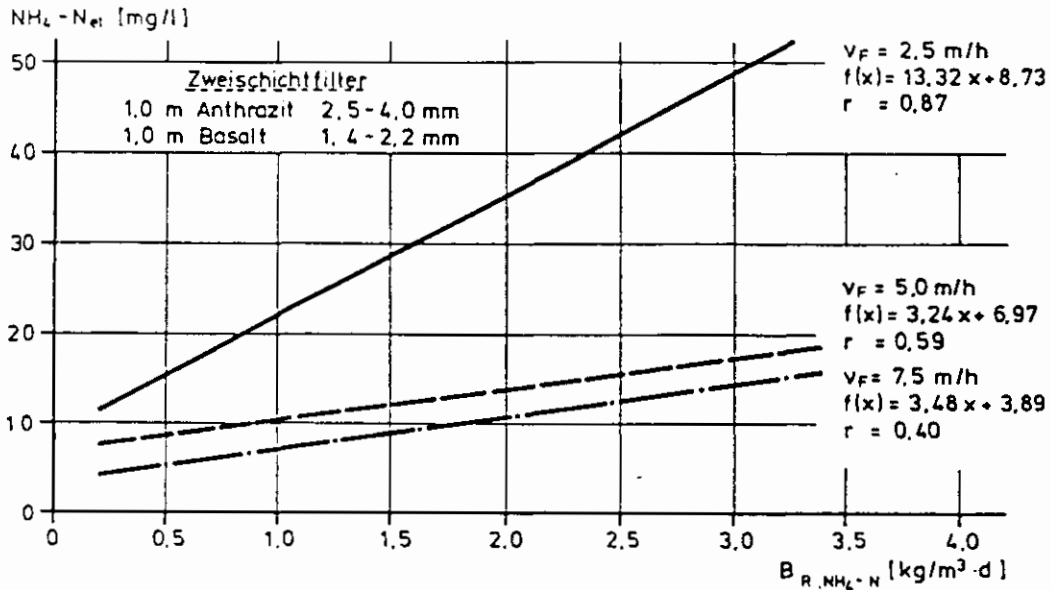
Het filterbed wordt in meestroom belucht, door het instellen van onderdruk onder het filterbed. Dit gebeurt met een luchtsnelheid van 5 m/h.

Het spoelen gebeurt in tegenstroom met water en lucht. Normaliter moet het filter iedere twee dagen worden gespoeld. Het bed wordt automatisch ook gespoeld als de onderdruk te hoog oploopt.

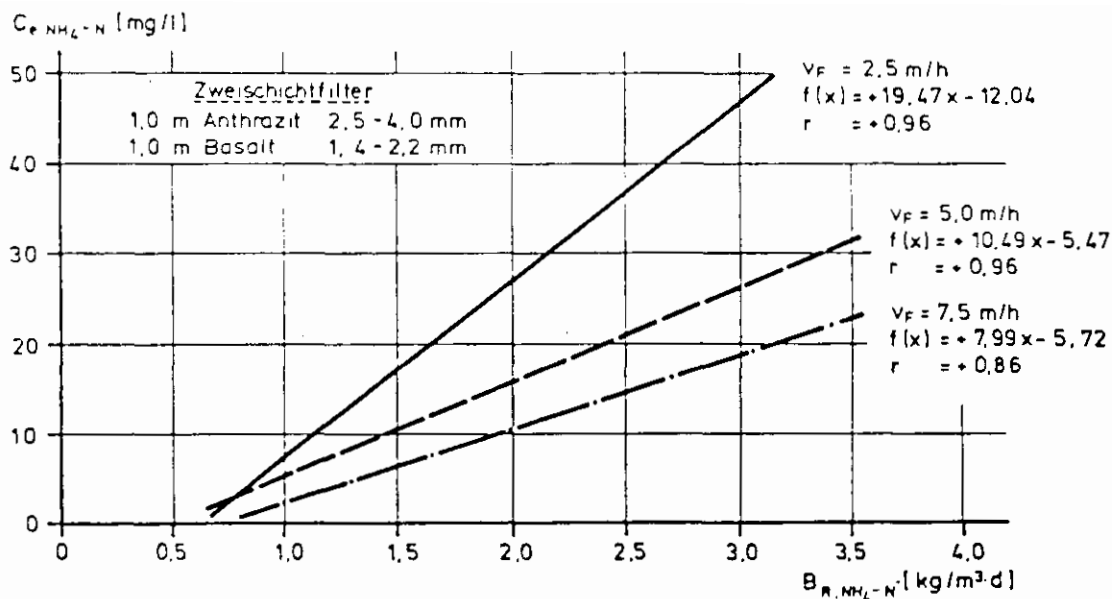
De mate van nitrificatie hangt af van de NH₄-N-belaasting en de filtersnelheid. Bij een hoge belasting wordt meer ammonium verwijderd dan bij een lage.



Figuur 21. Schema van het droogfilterproces voor de secundaire behandeling van huishoudelijk afvalwater [Kraft e.a. 1990]



Figuur 22. De verwijderde hoeveelheid NH_4-N als functie van de NH_4-N -belasting en de filtersnelheid bij een droogfilter [Kraft 1989]



Figuur 23. De effluent concentratie NH_4-N als functie van de NH_4-N -belasting en de filtersnelheid bij een droogfilter [Kraft 1989]

Door hogere filtersnelheden wordt minder ammonium verwijderd (figuur 22). Dit betekent dat de effluentconcentratie ammonium ook afhankelijk is van de NH_4-N belasting en de filtersnelheid (figuur 23).

Bij eerdere proeven is gebleken dat met droogfilters maximaal 1,5 kg $NH_4-N/m^3.d$ kan worden verwijderd. Bij de proefperiode op de zuivering varieerden de influentconcentraties en debieten sterk, zodat ook de effluentconcentraties sterk varieerden. Gemiddeld is tijdens de experimenten 0,51 kg $NH_4-N/m^3.d$ verwijderd.

Typering praktijkinstallatie te Mannheim in Duitsland (3)

-	soort systeem	vastbed droogfilter	
-	aëroob/anoxisch	aëroob	
-	handelsnaam	n.v.t.	
-	fabrikant/leverancier	n.v.t.	
-	in bedrijf van- tot	1986-heden	
-	behandeld water	50% huish. 50% ind.afvalwater	
-	voorbehandeling	actiefslibinstallatie	
-	kosten		
	. prijspeil		
	. stichtingskosten	f	totaal
	. bedrijfsvoeringskosten	f	per jaar
-	reactor	1)	
	. materiaal		
	. vorm		
	. hoogte		m
	. bedhoogte	0,55+1,0=1,55	m
	. oppervlakte doorsnede	17,4x5=87	m ²
	. totale inhoud (nuttig)	135	m ³
	. capaciteit	10500	m ³ /d
-	drager		
	. materiaal	zand/leisteel	
	. dichtheid		kg/m ³
	. diameter (gem.)	1,9/3,3	mm
	. totale hoeveelheid initieel		kg
	. totale hoeveelheid in bedrijf		kg
-	scheiding drager/biomassa (systeem)	spoelen water + lucht	
-	zuurstofinbreng (systeem)	onderdruk onder bed	
-	sturing debiet in reactor	-	
-	dosering	n.v.t.	
	. soort stof		
	. hoeveelheid		

Experimenten praktijkinstallatie te Mannheim in Duitsland (3)						
Variabele	Eenheid	Experiment				
		1	2	3	4	5
<u>Algemeen</u>						
- begindatum experiment	maand/jaar	10/87	7/88	8/88		
- duur experiment	dagen	335	1	60		
- debiet (gem.)	m ³ /d	4575	4575	4575		
- debiet constant/variabel	-					
- recycleverhouding	-					
<u>Reactor</u>						
- temperatuur	°C					
- BZV belasting	kg BZV/m ³ .d*		0,95			
- CZV belasting	kg CZV/m ³ .d*	4,54				
- NH ₄ -N belasting	kg NH ₄ -N/m ³ .d*			1,05		
- NO ₃ -N belasting	kg NO ₃ -N/m ³ .d*	nvt	nvt	nvt		
- Nkj belasting	kg Nkj/m ³ .d*					
- zwevendstofbelasting	kg d.s./m ³ .d*			0,75		
- hydr.verblijftijd	h	0,68	0,68	0,68		
- superf. vloeistofsnelh.	m/h	2,2	2,2	2,2		
- filterweerstand	Pa/m**					
- ruimtebeslag	m ² .d/kg N verw.			1,27		
- dragerconc. (gem.)	kg/m ³					
- biomassa conc. (gem.)	kg/m ³					
<u>Microorganismen</u>						
- tijd tot steady state (vorming (de)nitrificerende biofilm)	d					
- hechting op drager						
. bedekking oppervlak	-					
. alle korrels	ja/nee					
. biofilmdikte (gem.)	µm					

Experimenten praktijkinstallatie te Mannheim in Duitsland (3)						
Variabele	Eenheid	Experiment				
		1	2	3	4	5
. variatie biofilmdikte	-					
<u>Influent</u>						
- pH	-					
- BZV (totaal)	mg/l		28			
- BZV (opgelost)	mg/l					
- CZV (totaal)	mg/l	134				
- CZV (opgelost)	mg/l					
- NH ₄ -N	mg/l			31		
- NO ₃ -N	mg/l					
- Nkj	mg/l					
- zwevend stof	mg/l			22		
<u>Effluent</u>						
- pH	-					
- BZV (totaal)	mg/l		10			
- BZV (opgelost)	mg/l					
- CZV (totaal)	mg/l	80				
- CZV (opgelost)	mg/l					
- NH ₄ -N	mg/l			16		
- NO ₃ -N	mg/l					
- Nkj	mg/l					
- zwevend stof	mg/l			5		
<u>Resultaten</u>						
- η BZV (totaal)	z		54			
- η BZV (opgelost)	z					
- η CZV (totaal)	z	39				
- η CZV (opgelost)	z					
- η NH ₄ -N	z			51		

Experimenten praktijkinstallatie te Mannheim in Duitsland (3)						
Variabele	Eenheid	Experiment				
		1	2	3	4	5
- η NO ₃ -N	Z	nvt	nvt	nvt		
- η Nkj	Z					
- η zwevend stof	Z			77		
- NH ₄ -N verwijdering	kg NH ₄ -N/m ³ .d*			0,51		
- NO ₃ -N verwijdering	kg NO ₃ -N/m ³ .d*	nvt	nvt	nvt		
- Nkj verwijdering	kg Nkj/m ³ .d*					
- slibproductie	kg ds/kg N verw.					
- exploitatiekosten (rente 9,5%, afschrijving 15 jaar)	f/kg N verw.					

* m³ reactorvolume

** m bedhoogte

Opmerkingen praktijkinstallatie te Mannheim in Duitsland (3)

- 1) Op de zuiveringsinstallatie zijn 32 droogfilters geplaatst. De opgegeven waarden zijn steeds voor één reactor.

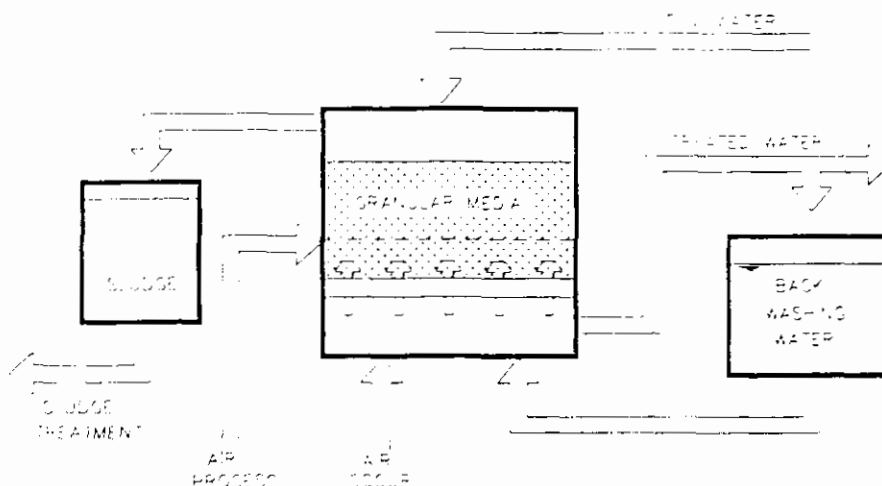
4 Vastbed - downflow aëroob

4.1 Inleiding

De aërobe downflow vastbedreactor is ook bekend als Biological Aerated Filter (BAF). Het aërobe Biocarbone proces van OTV is de enige uitvoeringsvorm waarvan in de literatuur proeven zijn beschreven op semi--praktijkschaal voor de na-nitrificatie van huishoudelijk afvalwater. Het betreft een proefinstallatie in Parijs. In paragraaf 4.2 is een korte beschrijving gegeven van de betreffende installatie en in de tabellen zijn de resultaten gepresenteerd.

4.2 Parijs (Frankrijk)

Het aërobe Biocarbone proces is schematisch weergegeven in figuur 24.



Figuur 24. Schematische weergave van het aërobe Biocarbone proces van OTV [Greenhalgh 1989]

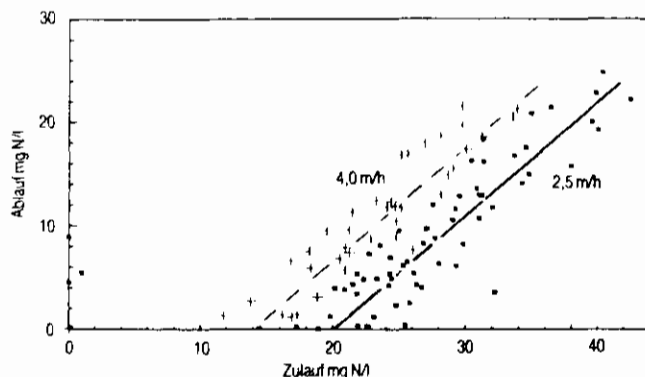
Het voorbehandelde afvalwater wordt bovenin de reactor aangevoerd. Als dragermateriaal wordt Biodagene toegepast, een geëxpandeerde klei. Het allerfijnste materiaal spoelt uit bij het wassen. De initiële hoeveelheid is daarom 2% meer dan de hoeveelheid in bedrijf. De beluchting gebeurt in tegenstroom; de lucht wordt onderin het bed ingeblazen. Het behandelde water wordt onderin de reactor afgevoerd.

Voor het verwijderen van overmatige biomassa en in het filter achtergebleven vaste stof wordt het bed gespoeld. Dit gebeurt eerst met lucht om het bed te laten expanderen, daarna met lucht en water om de drager en de biomassa te scheiden en tenslotte alleen met water om de biomassa uit te spoelen. Deze procedure wordt in één spoelbeurt 5 tot 6 keer herhaald. De totale spoelbeurt duurt ongeveer 30 minuten. Het slib wordt bovenin de reactor afgevoerd naar een bezinktank.

De zuivering Archères, even ten zuiden van Parijs met een debiet van 2.700.000 m³/d (8.000.000 i.e.) moet worden voorzien van nageschakelde nitrificatie. In verband met het grote ruimtebeslag van nitrificerende actief-slibinstallaties is door de stad Parijs gezocht naar alternatieven. Op semi-praktijkschaal zijn enkele typen vastbedreactoren

onderzocht om na te gaan hoe de filters moeten worden gedimensioneerd voor een effluent-Nkj-concentratie van 10 mg/l. Een van de installaties is het hier beschreven aërobe Biocarbhone systeem. Het water dat naar de Biocarbhone reactor wordt gevoerd is het effluent van een hoogbelaste actief-slibinstallatie.

In Parijs is aangetoond dat het nitrificatierendement direct afhankelijk is van de belasting, dus van de aangevoerde concentratie $\text{NH}_4\text{-N}$ en de superficiële vloeistofsnelheid (figuur 25).



Figuur 25. Effluent $\text{NH}_4\text{-N}$ -concentratie afhankelijk van de aangevoerde concentratie $\text{NH}_4\text{-N}$ en de superficiële vloeistofsnelheid bij 13°C in een Biocarbonereactor [Rogalla 1990]

De temperatuur speelt eveneens een belangrijke rol bij de nitrificatie. Bijvoorbeeld bij een ruimtebelasting van $0,5 \text{ kg NH}_4\text{-N/m}^3\text{.d}$ en 13°C wordt 20 $\text{NH}_4\text{-N mg/l}$ volledig afgebroken, terwijl bij 10°C nog 5 $\text{NH}_4\text{-N mg/l}$ in het effluent aanwezig is. Bij 15°C en een belasting van $0,6 \text{ kg NH}_4\text{-N/m}^3\text{.d}$ wordt 90% genitrificeerd. Bij 8°C zakt de belasting bij 90% rendement naar $0,4 \text{ kg NH}_4\text{-N/m}^3\text{.d}$.

De maximale grootte van een Biocarbhone reactor is 84 m^2 . De optimale bedhoogte is 2,5 m. Bij lage filtersnelheden wordt soms 3 m bedhoogte toegepast. De maximale superficiële watersnelheid is 6 à 7 m/h.

Het bed moet bij gepulseerde beluchting iedere dag worden gespoeld. Bij constante beluchting moet vaker worden gespoeld. Voor één keer wassen is 2 tot 3,5 keer het bedvolume aan water nodig. Dit is ongeveer 8% van het behandelde water bij dagelijks spoelen. Het spoelen wordt automatisch geregeld.

Typering semipraktijkinstallatie te Parijs in Frankrijk (4)

-	soort systeem		vastbed downflow	
-	aëroob/anoxisch		aëroob	
-	handelsnaam		biocarbone	
-	fabrikant/leverancier		OTV	
-	in bedrijf van- tot		5 jr. niet continu	
-	behandeld water		huishoudelijk afvalwater	
-	voorbehandeling		hoogbel. actief-slibinstall.	
-	kosten			
	. prijspeil			
	. stichtingskosten	1)	f	totaal
	. bedrijfsvoeringskosten		f	per jaar
-	reactor	2)		
	. materiaal		beton	
	. vorm		rechthoekig	
	. hoogte			m
	. bedhoogte		2 tot 3	m
	. oppervlakte doorsnede		7	m ²
	. totale inhoud (nuttig)		14 tot 21	m ³
	. capaciteit		750	m ³ /d
-	drager			
	. materiaal		biodagene	(geëxp.klei)
	. dichtheid		1500	kg/m ³
	. diameter (gem.)		2-5	mm
	. totale hoeveelheid initieel		14280-21420	kg
	. totale hoeveelheid in bedrijf		14000-21000	kg
-	scheiding drager/biomassa (systeem)		spoelen met lucht en water	
-	zuurstofinbreng (systeem)		inblazen in bed	
-	sturing debiet in reactor		-	
-	dosering		n.v.t.	
	. soort stof			
	. hoeveelheid			

Experimenten semipraktijkinstallatie te Parijs in Frankrijk (4)						
Variabele	Eenheid	Experiment				
		1	2	3	4	5
<u>Algemeen</u>						
- begindatum experiment	maand/jaar					
- duur experiment	dagen					
- debiet (gem.)	m ³ /d					
- debiet constant/variabel	-					
- recycleverhouding	-					
<u>Reactor</u>						
- temperatuur	°C	13	15	17	19	
- BZV belasting	kg BZV/m ³ .d*					
- CZV belasting	kg CZV/m ³ .d*					
- NH ₄ -N belasting	kg NH ₄ -N/m ³ .d*	0,67	0,76	0,87	1,00	
- NO ₃ -N belasting	kg NO ₃ -N/m ³ .d*					
- Nkj belasting	kg Nkj/m ³ .d*					
- zwevendstofbelasting	kg d.s./m ³ .d*					
- hydr.verblijftijd	h					
- superf. vloeistofsnelh.	m/h					
- filterweerstand	Pa/m**					
- ruimtebeslag	m ² .d/kg N verw.	0,44	0,44	0,44	0,44	
- dragerconc. (gem.)	kg/m ³					
- biomassa conc. (gem.)	kg/m ³					
<u>Microorganismen</u>						
- tijd tot steady state (vorming (de)nitrifice- rende biofilm)	d					
- hechting op drager						
. bedekking oppervlak	-					
. alle korrels	ja/nee					
. biofilmdikte (gem.)	µm					

Experimenten semipraktijkinstallatie te Parijs in Frankrijk (4)						
Variabele	Eenheid	Experiment				
		1	2	3	4	5
. variatie biofilmdikte	-					
<u>Influent</u>						
- pH	-					
- BZV (totaal)	mg/l	29	29	29	29	
- BZV (opgelost)	mg/l					
- CZV (totaal)	mg/l	72	72	72	72	
- CZV (opgelost)	mg/l					
- NH ₄ -N	mg/l	28	28	28	28	
- NO ₃ -N	mg/l					
- Nkj	mg/l					
- zwevend stof	mg/l	36	36	36	36	
<u>Effluent</u>						
- pH	-					
- BZV (totaal)	mg/l	4	4	4	4	
- BZV (opgelost)	mg/l					
- CZV (totaal)	mg/l	25	25	25	25	
- CZV (opgelost)	mg/l					
- NH ₄ -N	mg/l	7	7	7	7	
- NO ₃ -N	mg/l					
- Nkj	mg/l					
- zwevend stof	mg/l	5	5	5	5	
<u>Resultaten</u>						
- η BZV (totaal)	z					
- η BZV (opgelost)	z					
- η CZV (totaal)	z					
- η CZV (opgelost)	z					
- η NH ₄ -N	z	75	75	75	74	

Experimenten semipraktijkinstallatie te Parijs in Frankrijk (4)						
Variabele	Eenheid	Experiment				
		1	2	3	4	5
- η NO ₃ -N	Z					
- η Nkj	Z					
- η zwevend stof	Z					
- NH ₄ -N verwijdering	kg NH ₄ -N/m ³ .d*	0,5	0,57	0,65	0,74	
- NO ₃ -N verwijdering	kg NO ₃ -N/m ³ .d*					
- Nkj verwijdering	kg Nkj/m ³ .d*					
- slibproductie	kg ds/kgN verw.					
- exploitatiekosten (rente 9,5%, afschrijving 15 jaar)	f/kg N verw.					

* m³ reactorvolume

** m bedhoogte

Opmerkingen semipraktijkinstallatie te Parijs in Frankrijk (4)

- 1) De investeringskosten bedragen ongeveer f 17.500,- per m² filter.
- 2) Vier Biocarbonereactoren parallel. De gegevens zijn per reactor.

5 Vastbed - upflow aëroob

5.1 Inleiding

Van het type aërobe upflow vastbedreactoren worden in de literatuur alleen (semi)praktijkinstallaties van het Bioforsysteem van Degrèmont beschreven.

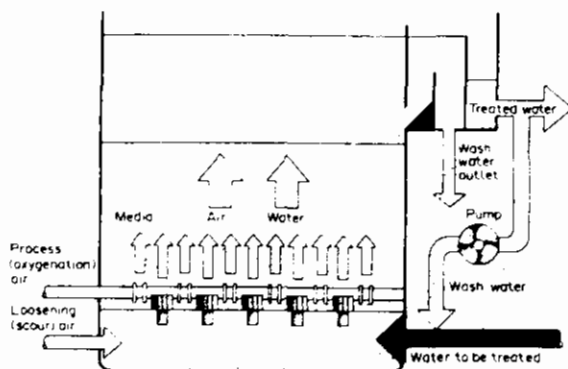
Het Bioforsysteem wordt toegepast voor de nitrificatie van huishoudelijk afvalwater met semipraktijkinstallaties in Genève en Parijs en met een praktijkinstallatie in Perroy. Momenteel wordt een grote praktijkinstallatie in Cloppenburg (dertien Bioforreactoren van 40 m²) in gebruik genomen.

In Parijs is het Bioforsysteem van Degrèmont vergeleken met het Biocarbonesysteem van OTV (zie paragraaf 4.2.).

In de paragrafen 5.2 en 5.3 zijn de installaties in Genève en Parijs kort beschreven en in de tabellen zijn de resultaten gepresenteerd.

5.2 Genève (Frankrijk)

Het Bioforsysteem is schematisch weergegeven in figuur 26.



Figuur 26. Het Bioforsysteem van Degrèmont [Carrand e.a. 1990]

Het voorbehandelde afvalwater wordt van beneden naar boven door de reactor gevoerd in meestroom met de lucht. Als dragermateriaal in het bed wordt Biolite gebruikt of zand. Biolite is een geëxpandeerd aluminumsilicaat met een bolvormige of onregelmatige korrel. Dit materiaal combineert een goede dichtheid en hardheid met goede hechtingseigenschappen. Door de tamelijk grote diameter wordt minder zwevende stof teruggehouden dan met zand.

Voor het verwijderen van overmatige biomassa en in het filter achtergebleven vaste stof wordt het bed gespoeld. Dit gebeurt met lucht en water. Eerst wordt met alleen lucht het filter losgemaakt, vervolgens wordt met lucht en water het slib losgemaakt van de drager en tenslotte wordt met alleen water het slib verwijderd uit de reactor. De totale spoelprocedure duurt een half uur.

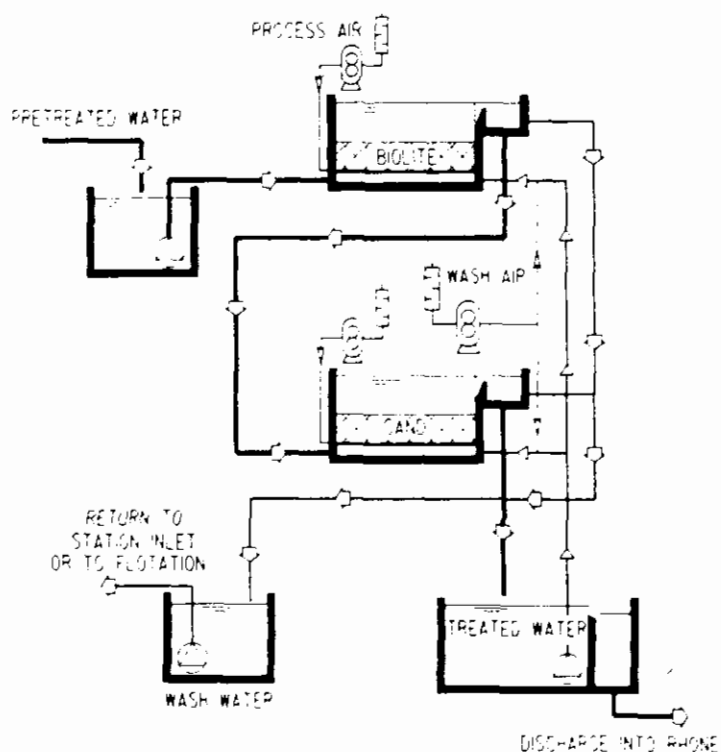
Eventueel uitgespoelde Biolite wordt middels een speciale constructie teruggevoerd naar de reactor.

De bedhoogte is meestal 3 m, soms 4 m als het debiet dit toelaat. (De maximale superficiële snelheid is 10 m/h, de ontwerpsnelheid 6 m/h). De maximale grootte van een Bioforreactor is 120 m², de minimale grootte is 10 m².

Met het Bioforsysteem kan een nitrificatierendement worden bereikt van 92-95% (gegarandeerde effluentconcentratie <3 mg NH₄-N/l). Bij 15°C wordt dit rendement bereikt bij een belasting van 0,8 kg NH₄-N/m³.d, bij 12°C zakt deze belasting naar 0,6 kg NH₄-N/m³.d.

Het Bioforsysteem nitrificeert beter naarmate de BZV-belasting lager is. Bij influent-BZV-concentraties boven 60 mg/l worden daarom vaak twee Bioforreactoren in serie toegepast. De eerste voor verdergaande BZV-verwijdering met simultane nitrificatie, de tweede voor verdergaande nitrificatie.

De totale reactorinhoud bij een dergelijke opstelling is kleiner dan bij parallel geschakelde reactoren, uitgaande van dezelfde invoer NH₄-N concentratie. Bij twee Bioforreactoren in serie kan namelijk een veel hogere filtersnelheid worden toegepast. De Bioforinstallatie in Genève bestaat daarom uit twee reactoren die in serie zijn geschakeld (figuur 27).



Figuur 27. De Bioforinstallatie in Genève voor de nitrificatie van huishoudelijk afvalwater [Carrand e.a. 1990]

Zwevende stof draagt bij aan de hoeveelheid N-totaal. Bij geëiste vergaande N-verwijdering zoals in Genève wordt dan zand toegepast als dragermateriaal in de nitrificerende Bioforreactor.

Na een periode met constant debiet is het debiet gevarieerd, proportioneel met het influentdebiet van de zuivering. De concentraties van de verschillende stoffen variëren sterk in het te behandelen water. De $\text{NH}_4\text{-N}$ concentratie varieert bijvoorbeeld van 4,4 tot 30,3 mg/l en de BZV van 76 tot 175 mg/l. Dit samen met het wisselende debiet zorgt voor een sterk variërende belasting van de reactoren. Een Bioforinstallatie in twee trappen geeft de concentratieverschillen van het influent minder sterk door naar het effluent dan een enkele trap die zowel BZV-verwijdering als nitrificatie verzorgt.

De nitrificerende Bioforreactor is iedere twee tot drie dagen gespoeld. De gemiddelde hoeveelheid waswater die hierbij is gebruikt, bedraagt 3% van het behandelde water. Het waswater wordt afgevoerd naar het begin van de zuivering, zodat de voorbezinktank wordt gebruikt voor de afscheiding van het slib. Een extra nabezinktank is daardoor niet nodig. Separate verwerking van het slib is moeilijk.

Ongeveer een kwart van het waswater voldoet aan de lozingsnormen en wordt direct op het oppervlaktewater geloosd. Om het moment van directe lozing te kunnen bepalen, worden de concentratieniveaus in het waswater continu gemeten.

5.3

Parijs (Frankrijk)

De Bioforreactoren in Parijs zijn volgens hetzelfde principe ontworpen als in Genève.

Voordat het effluent van de actief-slibinstallatie aan de Bioforreactor wordt toegevoerd is het gezeefd om de zwevende stof te verwijderen die het luchtinbrengsysteem kan verstopen. Het Bioforsysteem kan deeltjes tot 2,5 mm verwerken.

Het spoelen van de Bioforreactor in de proefopstelling bleek pas na meer dan drie dagen nodig te zijn. Voor een praktijkinstallatie wordt op grond daarvan verwacht dat na iedere twee dagen moet worden gespoeld. Voor het spoelen wordt 4% van de behandelde hoeveelheid water gebruikt.

Typering semipraktijkinstallatie te Genève in Zwitserland (5)

-	soort systeem	vastbed upflow	
-	aëroob/anoxisch	aëroob	
-	handelsnaam	Biofor	
-	fabrikant/leverancier	Degrémont	
-	in bedrijf van- tot	juni 1988 - februari 1989	
-	behandeld water	huishoudelijk afvalwater	
-	voorbehandeling	actief-slibinstallatie	
-	kosten		
	. prijspeil		
	. stichtingskosten	f	totaal
	. bedrijfsvoeringskosten	f	per jaar
-	reactor		
	. materiaal	1)	
	. vorm		
	. hoogte		m
	. bedhoogte	3?	m
	. oppervlakte doorsnede	2 x 22	m ²
	. totale inhoud (nuttig)	2 x 66	m ³
	. capaciteit		m ³ /d
-	drager		
	. materiaal	Biolite P/zand	
	. dichtheid		kg/m ³
	. diameter (gem.)	3,5/1,35	mm
	. totale hoeveelheid initieel		kg
	. totale hoeveelheid in bedrijf		kg
-	scheiding drager/biomassa (systeem)	spoelen met lucht/water	
-	zuurstofinbreng (systeem)	inblazen in bed	
-	sturing debiet in reactor		
-	dosering	nvt	
	. soort stof		
	. hoeveelheid		

Experimenten semipraktijkinstallatie te Genève in Zwitserland (5)						
Variabele	Eenheid	Experiment				
		1	2	3	4	5
<u>Algemeen</u>		2)	3)			
- begindatum experiment	maand/jaar	11/88	11/88			
- duur experiment	dagen	100	100			
- debiet (gem.)	m ³ /d	2688	1800			
- debiet constant/variabel	-	var	var			
- recycleverhouding	-	-	-			
<u>Reactor</u>						
- temperatuur	°C	12,5	12,5			
- BZV belasting	kg BZV/m ³ .d*	5,05	0,68			
- CZV belasting	kg CZV/m ³ .d*	9,38	1,61			
- NH ₄ -N belasting	kg NH ₄ -N/m ³ .d*	0,57	0,29			
- NO ₃ -N belasting	kg NO ₃ -N/m ³ .d*	nvt	nvt			
- Nkj belasting	kg Nkj/m ³ .d*					
- zwevendstofbelasting	kg d.s./m ³ .d*	4,19				
- hydr.verblijftijd	h	0,58	0,88			
- superf. vloeistofsnelh.	m/h	5,2	3,4			
- filterweerstand	Pa/m**	5000	7500			
- ruimtebeslag	m ² .d/kg N verw.	3,0	1,4			
- dragerconc. (gem.)	kg/m ³					
- biomassa conc. (gem.)	kg/m ³					
<u>Microorganismen</u>						
- tijd tot steady state (vorming (de)nitrificerende biofilm)	d	twee	weken	tot	een	mnd
- hechting op drager						
. bedekking oppervlak	-					
. alle korrels	ja/nee					
. biofilmdikte (gem.)	µm					

Experimenten semipraktijkinstallatie te Genève in Zwitserland (5)						
Variabele	Eenheid	Experiment				
		1	2	3	4	5
. variatie biofilmdikte	-					
<u>Influent</u>		2)	3)			
- pH	-					
- BZV (totaal)	mg/l	124	25			
- BZV (opgelost)	mg/l					
- CZV (totaal)	mg/l	229	59			
- CZV (opgelost)	mg/l					
- NH ₄ -N	mg/l	13,9	11,2			
- NO ₃ -N	mg/l					
- Nkj	mg/l					
- zwevend stof	mg/l	103	16			
<u>Effluent</u>						
- pH	-					
- BZV (totaal)	mg/l	25	14			
- BZV (opgelost)	mg/l					
- CZV (totaal)	mg/l	59	34			
- CZV (opgelost)	mg/l					
- NH ₄ -N	mg/l	11,2	2,5			
- NO ₃ -N	mg/l					
- Nkj	mg/l					
- zwevend stof	mg/l	16	11			
<u>Resultaten</u>						
- η BZV (totaal)	z	80	44			
- η BZV (opgelost)	z					
- η CZV (totaal)	z	73	42			
- η CZV (opgelost)	z					
- η NH ₄ -N	z	19	78			

Experimenten semipraktijkinstallatie te Genève in Zwitserland (5)						
Variabele	Eenheid	Experiment				
		1	2	3	4	5
- η NO ₃ -N	Z	nvt	nvt			
- η Nkj	Z					
		2)	3)			
- η zwevend stof	Z	84	31			
- NH ₄ -N verwijdering	kg NH ₄ -N/m ³ .d*	0,11	0,24			
- NO ₃ -N verwijdering	kg NO ₃ -N/m ³ .d*	nvt	nvt			
- Nkj verwijdering	kg Nkj/m ³ .d*					
- slibproductie	4) kg ds/kg N verw.	36	2,1			
- exploitatiekosten (rente 9,5%, afschrijving 15 jaar)	f/kg N verw.					

* m³ reactorvolume

** m bedhoogte

Opmerkingen semipraktijkinstallatie te Genève in Zwitserland (5)

- 1) Twee reactoren in serie.
- 2) De waarden hebben betrekking op de eerste Biofor reactor.
- 3) De waarden hebben betrekking op de tweede Bioforreactor.
- 4) De eerste bioforreactor is bedoeld voor BZV verwijdering; de slib-
produktie daarbij is 1 kg d.s./kg BZV verw.

Typering semipraktijkinstallatie te Parijs in Frankrijk (5)

-	soort systeem	vastbed upflow	
-	aëroob/anoxisch	aëroob	
-	handelsnaam	Biofor	
-	fabrikant/leverancier	Degrémont	
-	in bedrijf van- tot		
-	behandeld water	huishoudelijk afvalwater	
-	voorbehandeling	hoogbel. actief-slibinstal.	
-	kosten		
	. prijspeil		
	. stichtingskosten	f	totaal
	. bedrijfsvoeringskosten	f	per jaar
-	reactor		
	. materiaal		
	. vorm		
	. hoogte		m
	. bedhoogte	3	m
	. oppervlakte doorsnede	120	m ²
	. totale inhoud (nuttig)	360	m ³
	. capaciteit		m ³ /d
-	drager		
	. materiaal	Biolite	
	. dichtheid		kg/m ³
	. diameter (gem.)	3,5	mm
	. totale hoeveelheid initieel		kg
	. totale hoeveelheid in bedrijf		kg
-	scheiding drager/biomassa (systeem)	spoelen met lucht/water	
-	zuurstofinbreng (systeem)	inblazen in bed	
-	sturing debiet in reactor	n.v.t.	
-	dosering		
	. soort stof		
	. hoeveelheid		

Experimenten semipraktijkinstallatie te Parijs in Frankrijk (5)						
Variabele	Eenheid	Experiment				
		1	2	3	4	5
<u>Algemeen</u>						
- begindatum experiment	maand/jaar					
- duur experiment	dagen					
- debiet (gem.)	m ³ /d	7714	9000	11571	12860	
- debiet constant/variabel	-					
- recycleverhouding	-					
<u>Reactor</u>						
- temperatuur	°C	12	14	16	18	
- BZV belasting	kg BZV/m ³ .d*					
- CZV belasting	kg CZV/m ³ .d*					
- NH ₄ -N belasting	kg NH ₄ -N/m ³ .d*	0,60	0,70	0,90	1,0	
- NO ₃ -N belasting	kg NO ₃ -N/m ³ .d*					
- Nkj belasting	kg Nkj/m ³ .d*					
- zwevendstofbelasting	kg d.s./m ³ .d*					
- hydr.verblijftijd	h					
- superf. vloeistofsnelh.	m/h					
- filterweerstand	Pa/m**					
- ruimtebeslag	m ² .d/kg N verw.					
- dragerconc. (gem.)	kg/m ³					
- biomassa conc. (gem.)	kg/m ³					
<u>Microorganismen</u>						
- tijd tot steady state (vorming (de)nitrificerende biofilm)	d	twee	weken	tot	een	mnd
- hechting op drager						
. bedekking oppervlak	-					
. alle korrels	ja/nee					
. biofilmdikte (gem.)	µm					

Experimenten semipraktijkinstallatie te Parijs in Frankrijk (5)						
Variabele	Eenheid	Experiment				
		1	2	3	4	5
. variatie biofilmdikte	-					
<u>Influent</u>						
- pH	-					
- BZV (totaal)	mg/l	29	29	29	29	
- BZV (opgelost)	mg/l					
- CZV (totaal)	mg/l	72	72	72	72	
- CZV (opgelost)	mg/l					
- NH ₄ -N	mg/l	28	28	28	28	
- NO ₃ -N	mg/l					
- Nkj	mg/l					
- zwevend stof	mg/l	36	36	36	36	
<u>Effluent</u>						
- pH	-					
- BZV (totaal)	mg/l	11	11	11	11	
- BZV (opgelost)	mg/l					
- CZV (totaal)	mg/l	45	45	45	45	
- CZV (opgelost)	mg/l					
- NH ₄ -N	mg/l	7	7	7	7	
- NO ₃ -N	mg/l					
- Nkj	mg/l					
- zwevend stof	mg/l	13	13	13	13	
<u>Resultaten</u>						
- η BZV (totaal)	%	62	62	62	62	
- η BZV (opgelost)	%					
- η CZV (totaal)	%	38	38	38	38	
- η CZV (opgelost)	%					
- η NH ₄ -N	%	75	75	75	75	

Experimenten semipraktijkinstallatie te Parijs in Frankrijk (5)						
Variabele	Eenheid	Experiment				
		1	2	3	4	5
- η NO ₃ -N	Z					
- η Nkj	Z					
- η zwevend stof	Z	64	64	64	64	
- NH ₄ -N verwijdering	kg NH ₄ -N/m ³ .d*	0,45	0,52	0,67	0,75	
- NO ₃ -N verwijdering	kg NO ₃ -N/m ³ .d*					
- Nkj verwijdering	kg Nkj/m ³ .d*					
- slibproductie	kg ds/kg N verw.					
- exploitatiekosten (rente 9,5%, afschrijving 15 jaar)	f/kg N verw.					

* m³ reactorvolume

** m bedhoogte

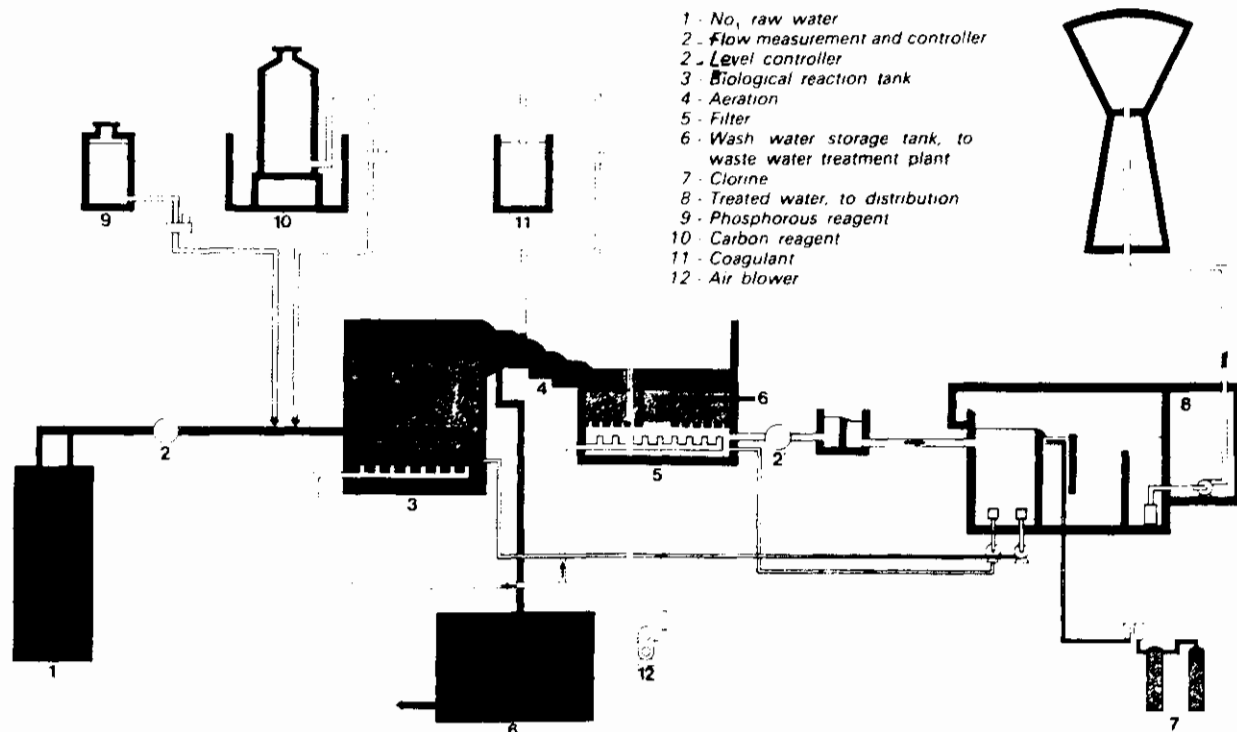
6 Vastbed - upflow anoxisch heterotroof

6.1 Inleiding

Van het type anoxische upflow vastbed reactoren met een heterotrofe denitrificatie wordt in de literatuur alleen het Nitrazursysteem van Degrémont beschreven. De huidige (derde) generatie van het Nitrazursysteem lijkt erg veel op het Bioforsysteem dat voor aërobe processen wordt gebruikt. Het Nitrazursysteem wordt toegepast voor de denitrificatie van drinkwater op praktijkschaal in Chateau Landon en Champfleure, beide in Frankrijk. In pilot plants is het Nitrazursysteem toegepast voor de denitrificatie van afvalwater, met goede resultaten. In de paragrafen 6.2 en 6.3 zijn de installaties in Chateau Landon en Champfleure beschreven en in de tabellen zijn de resultaten gepresenteerd.

6.2 Chateau Landon (Frankrijk)

Figuur 28 geeft schematisch de drinkwaterinstallatie in Chateau Landon, met daarin opgenomen het Nitrazur systeem.



Figuur 28. Schema van de drinkwaterinstallatie in Chateau-Landon met het Nitrazursysteem van Degrémont voor de denitrificatie (documentatie Degrémont)

Het voorbehandelde afvalwater stroomt van beneden naar boven door de Nitrazurreactor. Als dragermateriaal wordt Biolite gebruikt of zand (zie ook paragraaf 5.2.).

De koolstofbron (in Chateau Landon azijnzuur) wordt gedoseerd in een aparte deeltoevoer van het afvalwater en direct in het bed gebracht om een gelijkmatige biomassagroei te verkrijgen. De hoofdstroom van de aanvoer komt onder het bed in de reactor.

De te doseren hoeveelheid koolstofbron wordt automatisch bepaald, afhankelijk van het debiet, gestuurd op een afvoerconcentratie NO_3-N van ongeveer 5 mg/l. (De koolstofbron is hierbij groei limiterend voor

de biomassa).

Voor het verwijderen van overmatige biomassa en in het filter achtergebleven vaste stof wordt het bed gespoeld. Dit gebeurt met lucht en water van beneden naar boven dus in dezelfde richting als de normale stroom. Een wascyclus is hetzelfde als bij de Bioforinstallatie (zie paragraaf 5.2.), echter één wasprocedure bestaat uit een aantal korte wascycli achter elkaar. Dit is nodig om de denitrificerende biomassa goed te kunnen verwijderen. Normaliter moet het bed bij de drinkwaterinstallatie in Chateau Landon iedere twee dagen gedurende een uur worden gespoeld. Voor de spoelprocedure wordt 1,5-4,0% van de behandelde hoeveelheid water gebruikt, afhankelijk van het debiet. Bij een groter debiet wordt relatief minder spoelwater gebruikt. Het spoelwater met het slib wordt bovenin de reactor afgetapt en afgevoerd naar een afvalwaterzuivering.

6.3 Champfleur (Frankrijk)

De installatie in Champfleur voor denitrificatie van drinkwater is ongeveer hetzelfde als die in Chateau Landon. In Champfleur wordt echter ethanol gebruikt als koolstofbron. Hiermee blijkt meer slib te worden geproduceerd, namelijk 0,8 kg per verwijderde kg N tegen 0,5 kg bij het gebruik van azijnzuur.

Typering praktijkinstallatie te Chateau-Landon in Frankrijk (6)

-	soort systeem	vastbed upflow heterotroof	
-	aëroob/anoxisch	anoxisch	
-	handelsnaam	Nitrazur	
-	fabrikant/leverancier	Degrémont	
-	in bedrijf van- tot	augustus 1983 - heden	
-	behandeld water	grondwater	
-	voorbehandeling	geen	
-	kosten		
	. prijspeil		
	. stichtingskosten	f	totaal
	. bedrijfsvoeringskosten	f	per jaar
-	reactor		
	. materiaal	beton	
	. vorm		
	. hoogte		m
	. bedhoogte	3	m
	. oppervlakte doorsnede	6,4	m ²
	. totale inhoud (nuttig)	19,2	m ³
	. capaciteit		m ³ /d
-	drager		
	. materiaal	Biolite (geëxp. Al-silicaat)	
	. dichtheid		kg/m ³
	. diameter (gem.)	2,7	mm
	. totale hoeveelheid initieel		kg
	. totale hoeveelheid in bedrijf		kg
-	scheiding drager/biomassa (systeem)	spoelen met lucht en water	
-	zuurstofinbreng (systeem)	nvt	
-	sturing debiet in reactor		
-	dosering		
	. soort stof	azijnzuur/fosforzuur	
	. hoeveelheid	4,0-7,1/0,07	kg/kg N verw.
	plaats installatie in totale zuivering		
	nvt		

Experimenten praktijkinstallatie te Chateau Landon in Frankrijk (6)						
Variabele	Eenheid	Experiment				
		1	2	3	4	5
<u>Algemeen</u>						
- begindatum experiment	maand/jaar					
- duur experiment	dagen					
- debiet (gem.)	m ³ /d	960				
- debiet constant/variabel	-					
- recycleverhouding	-					
<u>Reactor</u>						
- temperatuur	°C					
- BZV belasting	kg BZV/m ³ .d*					
- CZV belasting	kg CZV/m ³ .d*					
- NH ₄ -N belasting	kg NH ₄ -N/m ³ .d*	nvt				
- NO ₃ -N belasting	kg NO ₃ -N/m ³ .d*	1,0				
- Nkj belasting	kg Nkj/m ³ .d*					
- zwevendstofbelasting	kg d.s./m ³ .d*					
- hydr.verblijftijd	h	0,48				
- superf. vloeistofsnelh.	m/h	6,25				
- filterweerstand	Pa/m**					
- ruimtebeslag	m ² .d/kg N verw.	0,48				
- dragerconc. (gem.)	kg/m ³					
- biomassa conc. (gem.)	kg/m ³					
<u>Microorganismen</u>						
- tijd tot steady state (vorming (de)nitrificerende biofilm)	d	25				
- hechting op drager						
. bedekking oppervlak	-					
. alle korrels	ja/nee					
. biofilmdikte (gem.)	µm					

Experimenten praktijkinstallatie te Chateau Landon in Frankrijk (6)						
Variabele	Eenheid	Experiment				
		1	2	3	4	5
. variatie biofilmdikte	-					
<u>Influent</u>						
- pH	-	7,3				
- BZV (totaal)	mg/l					
- BZV (opgelost)	mg/l					
- CZV (totaal)	mg/l					
- CZV (opgelost)	mg/l					
- NH ₄ -N	mg/l					
- NO ₃ -N	mg/l	19,8				
- Nkj	mg/l					
- zwevend stof	mg/l					
<u>Effluent</u>						
- pH	-					
- BZV (totaal)	mg/l					
- BZV (opgelost)	mg/l					
- CZV (totaal)	mg/l					
- CZV (opgelost)	mg/l					
- NH ₄ -N	mg/l					
- NO ₃ -N	mg/l	6				
- Nkj	mg/l					
- zwevend stof	mg/l					
<u>Resultaten</u>						
- η BZV (totaal)	z					
- η BZV (opgelost)	z					
- η CZV (totaal)	z					
- η CZV (opgelost)	z					
- η NH ₄ -N	z	nvt				

Experimenten praktijkinstallatie te Chateau Landon in Frankrijk (6)						
Variabele	Eenheid	Experiment				
		1	2	3	4	5
- η NO ₃ -N	Z	70				
- η Nkj	Z					
- η zwevend stof	Z					
- NH ₄ -N verwijdering	kg NH ₄ -N/m ³ .d*	nvt				
- NO ₃ -N verwijdering	kg NO ₃ -N/m ³ .d*	0,69				
- Nkj verwijdering	kg Nkj/m ³ .d*					
- slibproductie	kg ds/kg N verw.	0,5				
- exploitatiekosten (rente 9,5%, afschrijving 15 jaar)	f/kg N verw.					

* m³ reactorvolume

** m bedhoogte

Typering praktijkinstallatie te Champfleur in Frankrijk (6)

-	soort systeem	vastbed upflow heterotroof	
-	aëroob/anoxisch	anoxisch	
-	handelsnaam	Nitrazur	
-	fabrikant/leverancier	Degrémont	
-	in bedrijf van- tot	oktober 1984 - heden	
-	behandeld water	grondwater	
-	voorbehandeling	geen	
-	kosten		
	. prijspeil		
	. stichtingskosten	f	totaal
	. bedrijfsvoeringskosten	f	per jaar
-	reactor		
	. materiaal		
	. vorm		
	. hoogte		m
	. bedhoogte	3	m
	. oppervlakte doorsnede	8,5	m ²
	. totale inhoud (nuttig)	25,5	m ³
	. capaciteit		m ³ /d
-	drager		
	. materiaal	Biolite (geëxp. Al-silicaat)	
	. dichtheid		kg/m ³
	. diameter (gem.)	2,7	mm
	. totale hoeveelheid initieel		kg
	. totale hoeveelheid in bedrijf		kg
-	scheiding drager/biomassa (systeem)		
-	zuurstofinbreng (systeem)	nvt	
-	sturing debiet in reactor		
-	dosering		
	. soort stof	ethanol/fosforzuur	
	. hoeveelheid	3,0/0,07	kg/kg N verw.
	plaats installatie in totale zuivering		

Experimenten praktijkinstallatie te Champfleure in Frankrijk (6)						
Variabele	Eenheid	Experiment				
		1	2	3	4	5
<u>Algemeen</u>						
- begindatum experiment	maand/jaar	1/85				
- duur experiment	dagen	60				
- debiet (gem.)	m ³ /d	840				
- debiet constant/variabel	-					
- recycleverhouding	-					
<u>Reactor</u>						
- temperatuur	°C	10,4				
- BZV belasting	kg BZV/m ³ .d*					
- CZV belasting	kg CZV/m ³ .d*					
- NH ₄ -N belasting	kg NH ₄ -N/m ³ .d*	nvt				
- NO ₃ -N belasting	kg NO ₃ -N/m ³ .d*	0,54				
- Nkj belasting	kg Nkj/m ³ .d*					
- zwevendstofbelasting	kg d.s./m ³ .d*					
- hydr.verblijftijd	h	0,73				
- superf. vloeistofsnelh.	m/h	4,1				
- filterweerstand	Pa/m**					
- ruimtebeslag	m ² .d/kg N verw.	0,94				
- dragerconc. (gem.)	kg/m ³					
- biomassa conc. (gem.)	kg/m ³					
<u>Microorganismen</u>						
- tijd tot steady state (vorming (de)nitrificerende biofilm)	d	25				
- hechting op drager						
. bedekking oppervlak	-					
. alle korrels	ja/nee					
. biofilmdikte (gem.)	µm					

Experimenten praktijkinstallatie te Champfleure in Frankrijk (6)						
Variabele	Eenheid	Experiment				
		1	2	3	4	5
. variatie biofilmdikte	-					
<u>Influent</u>						
- pH	-	7,2				
- BZV (totaal)	mg/l					
- BZV (opgelost)	mg/l					
- CZV (totaal)	mg/l					
- CZV (opgelost)	mg/l					
- NH ₄ -N	mg/l					
- NO ₃ -N	mg/l	16,3				
- Nkj	mg/l					
- zwevend stof	mg/l					
<u>Effluent</u>						
- pH	-					
- BZV (totaal)	mg/l					
- BZV (opgelost)	mg/l					
- CZV (totaal)	mg/l					
- CZV (opgelost)	mg/l					
- NH ₄ -N	mg/l					
- NO ₃ -N	mg/l	6,8				
- Nkj	mg/l					
- SS	mg/l					
<u>Resultaten</u>						
- η BZV (totaal)	z					
- η BZV (opgelost)	z					
- η CZV (totaal)	z					
- η CZV (opgelost)	z					
- η NH ₄ -N	z	nvt				

Experimenten praktijkinstallatie te Champfleure in Frankrijk (6)						
Variabele	Eenheid	Experiment				
		1	2	3	4	5
- η NO ₃ -N	z	58				
- η Nkj	z					
- η SS	z					
- NH ₄ -N verwijdering	kg NH ₄ -N/m ³ .d*	nvt				
- NO ₃ -N verwijdering	kg NO ₃ -N/m ³ .d*	0,31				
- Nkj verwijdering	kg Nkj/m ³ .d*					
- slibproductie	kg ds/kg N verw.	0,8				
- exploitatiekosten (rente 9,5%, afschrijving 15 jaar)	f/kg N verw.					

* m³ reactorvolume

** m bedhoogte

Opmerkingen praktijkinstallatie te Champfleur in Frankrijk (6)

- 1) De dosering ethanol varieert van 20 tot 30 mg/l, tijdens het gepresenteerde experiment 22 mg/l.
De dosering fosforzuur is 0,5 mg/l.