

Toepassing van fluidbed-reactoren bij de zuivering van industrieel afvalwater

Voordracht gehouden tijdens het NVA-NBV-symposium 'Immobilisatie en afvalwaterbehandeling' op 2 april 1987 te Rotterdam.

Samenvatting

Met het biologisch fluidbedproces kunnen hoge conversiecapaciteiten worden gerealiseerd, waardoor het benodigde reactorvolume en reactoroppervlak aanzienlijk kunnen worden gereduceerd. Deze zuiverings-techniek kan zowel aëroob als anaëroob worden uitgevoerd. Bij de toepassing van dit proces kan een aantal operationele parameters binnen bepaalde grenzen zinvol worden gevarieerd. Met het anaërobe tweetraps fluidbedproces werden op praktijkschaal gemiddelde conversies bereikt van 20 kg COD/(m³·d).



A. MULDER
Gist-Brocades
Research & Development
Delft

J. J. HEIJNEN
Gist-Brocades
Research & Development
Delft

Bij de aërobe nazuivering van sulfide en ammonium bevattende anaërobe effluënten in airlift suspensiereactoren, werden nitrificatiecapaciteiten bereikt van 2 kg N/(m³·d).

1. Inleiding

Het biologisch fluidbed-(BFB)-proces is een nieuwe afvalwaterzuiveringstechniek die de afgelopen jaren werd ontwikkeld [lit. 1 en 2]. De basis van het BFB-proces berust op de immobilisatie van actief slib aan gefluidiseerde (= gesuspenderde) dragerdeeltjes. Daardoor kunnen hoge slibconcentraties worden bereikt, met als belangrijkste consequentie de reductie van zowel het benodigde reactorvolume als het reactor-

oppervlak. Deze zuiveringstechniek kan zowel aëroob als anaëroob worden uitgevoerd.

Bij Gist-Brocades werd voor de zuivering van het afvalwater van de locatie Delft een drietraps BFB-proces ontwikkeld, waarin het afvalwater achtereenvolgens wordt behandeld in een verzuringsfluidbed-reactor, een methaan-fluidbed-reactor en een (beluchte) airlift-suspensiereactor. In dit artikel zullen de ontwerpgrondslagen worden toegelicht die van belang zijn bij de toepassing van het aërobe en anaërobe BFB-proces. Daarbij wordt als uitgangspunt gekozen dat het te behandelen afvalwater de in tabel I genoemde samenstelling heeft:

TABEL I – Gemiddelde samenstelling van het afvalwater van de locatie Delft.

CZV	2 – 4 g/l
sulfaatgehalte	0,3 – 0,45 g SO ₄ ²⁻ /l
stikstofgehalte	0,1 – 0,2 g N/l
temperatuur	ca. 35 °C

2. Grondslagen anaëroob biologisch fluidbedproces

Bij de anaërobe zuivering van bovengenoemd afvalwater in een verzurings- en methaan-fluidbedreactor beschikt men over een aantal operationele parameters. De mogelijkheden en begrenzingen daarvan worden hieronder kort toegelicht.

a. *Hydraulische verblijftijd.* Hechting (auto-immobilisatie) van actief slib aan een drager vindt plaats als wordt voldaan aan het criterium

$$\tau < \frac{1}{\mu_{\max}}$$

[lit. 1]. In de verzuringsfluidbed-reactor moet om die reden de hydraulische verblijftijd korter zijn dan ca. 8 h ($\mu_{\max} = 3 \text{ d}^{-1}$). De verblijftijd in de methaanreactoren moet korter zijn dan 17-24 h. Alleen bij de behandeling van zeer geconcentreerde

afvalwaterstromen zouden langere verblijftijden noodzakelijk zijn.

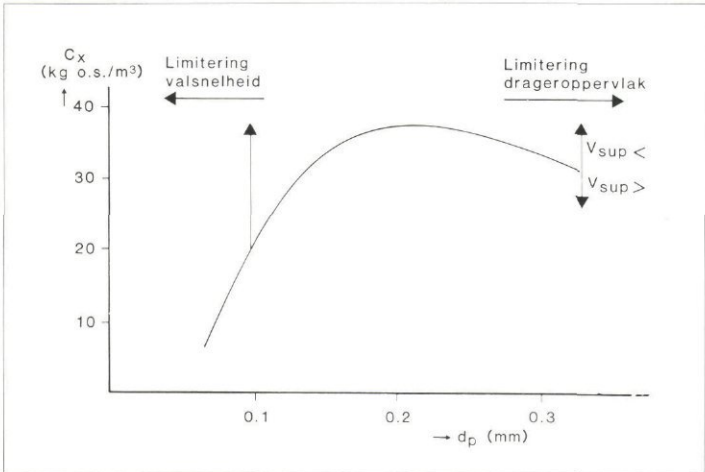
b. *Slibgehalte en slibactiviteit.* Het slibgehalte en de slibactiviteit bepalen de conversiecapaciteit die in een reactor kan worden gerealiseerd: $B_v = C_x \cdot q_{\max}$. Door optimalisatie van deze twee operationele parameters kan de conversiecapaciteit worden gemaximaliseerd. Het slibgehalte in een fluidbed wordt door een aantal factoren beïnvloed. De begroeide dragerdeeltjes zullen voldoen aan de wetmatigheden die gelden in een fluidbed. Bij homogene fluidisatie kan het verband tussen de superficiële vloeistofsnelheid (V_s) en de fluidbed porositeit (ϵ_l) worden beschreven met de empirische relatie volgens Richardson en Zaki.

$$\epsilon_l = \left(\frac{V_s}{V_t} \right)^{1/n}$$

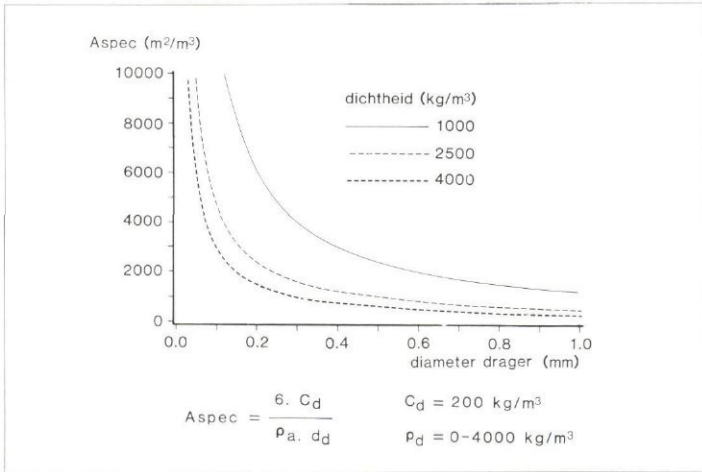
De vloeistofporositeit bedraagt in anaërobe fluidbed-reactoren in gefluidiseerde situatie globaal 0,5-0,7 (dat komt overeen met een fluidbed-expansie van 20-100%). Onder die condities zijn de bezinksnelheden van begroeide dragerdeeltjes in het fluidbed lager dan de terminale valsnelheden (V_t) van die deeltjes.

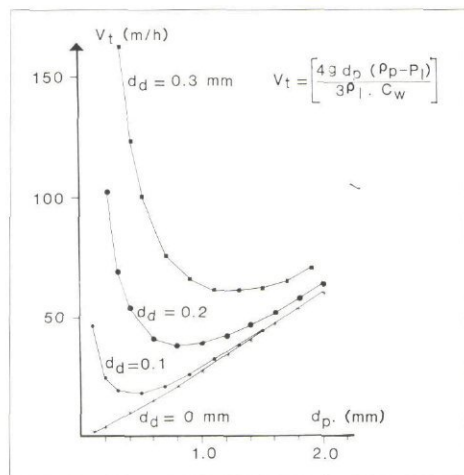
Het belang van de bezinksnelheid van de begroeide dragerdeeltjes blijkt uit afb. 1. Hier is de invloed weergegeven die de dragerdiameter heeft op het slibgehalte in het fluidbed (berekende waarden, waarbij de biolaagdikte constant werd gehouden). Als de dragerdiameter toeneemt dan wordt de bezinksnelheid van de deeltjes groter. Dat heeft tot gevolg dat het fluidbed compacter wordt en het slibgehalte stijgt. De curve vertoont een optimum omdat bij grotere diameters het beschikbare drageroppervlak limiterend wordt. Het effect van de limitering van de valsnelheid kan in principe worden gecompenseerd door de superficiële vloeistofsnelheid te verlagen (zie

Afb. 1 - Invloed van de dragerdiameter op de biomassaconcentratie in de reactor.



Afb. 2 - Correlatie specifiek drageroppervlak en dragerdiameter.





Afb. 3 - Invloed van de dragerbegroeiing op de terminale valsnelheid.

afb. 1), maar dat kan om andere redenen ongewenst zijn (bijvoorbeeld ophoping sediment, menging etc.).

De *slibactiviteit* in fluidbed-reactoren is hoog omdat geen accumulatie plaatsvindt van inactief gesuspenseerd materiaal [lit. 1]. Daarnaast kan door fase-scheiding de specifieke slib-activiteit worden verhoogd. In de methaan-fluidbed-reactoren (= 2e trap) bedraagt de substraatverwijderings-snelheid van de gehechte methaanbacteriën ca. 2 g COD/(g o.s. d).

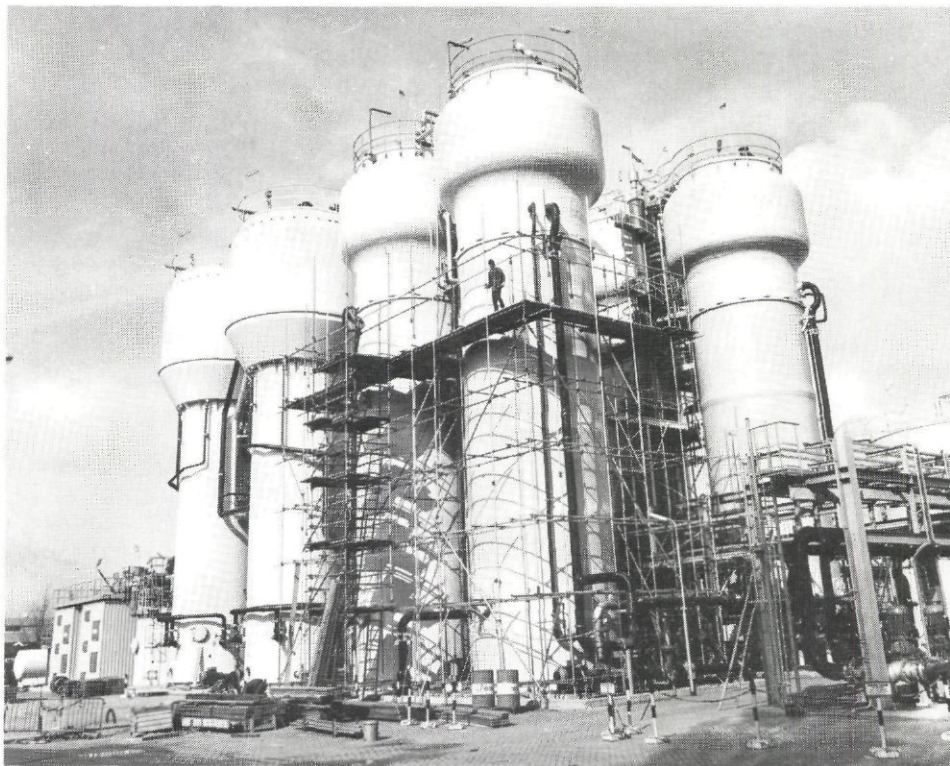
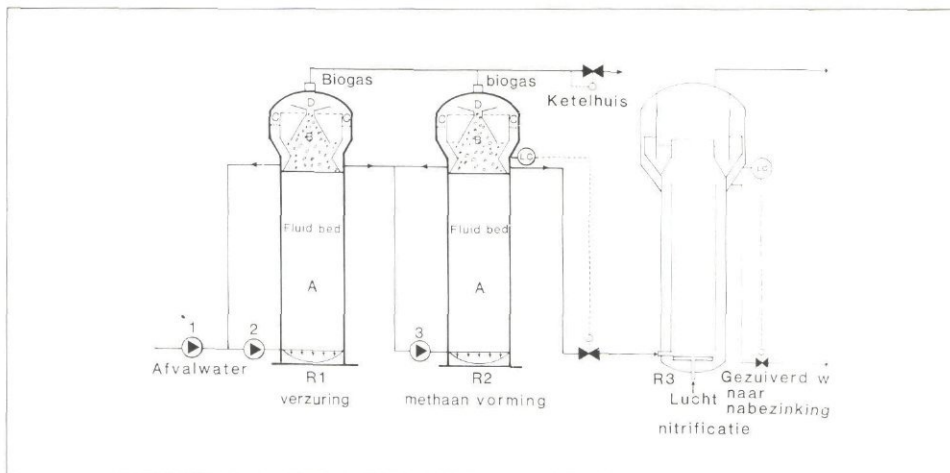
c. Dragerkarakteristieken.

— *Concentratie.* De dragerfractie bedraagt gemiddeld 10-15 vol. %. Bij gebruik van zand komt dat overeen met een gemiddelde dragerconcentratie van 250-400 kg/m³.

— *Deeltjesgrootte drager.* De dragerdiameter heeft invloed op het specifieke drageroppervlak en op de terminale valsnelheid. De invloed die beide factoren hebben op het slibgehalte werd hierboven reeds besproken.

Het specifieke drageroppervlak (A_{spec})

Afb. 4 - Processchema drietraps biologisch fluidbed-proces.



Afb. 5 - 3-Traps biologisch fluidbed-proces voor de zuivering van het afvalwater van de locatie Delft van Gist-Brocades.

neemt toe als de dragerdiameter afneemt (zie afb. 2).

— *Dragerdichtheid.* Een lagere dragerdichtheid leidt tot een groter specifiek drageroppervlak (zie afb. 2), daarmee worden de potentiële aanhechtings-mogelijkheden vergroot. Maar een lagere dragerdichtheid veroorzaakt ook een lagere terminale valsnelheid, zodat de bedexpansie zal toenemen en bovengenoemd effect gedeeltelijk wordt gecompenseerd.

— *Terminale valsnelheid.* Door de begroeiing van de dragerdeeltjes neemt de dichtheid van de begroeide deeltjes af en zal de terminale valsnelheid dalen. De invloed van de toename van de begroeiing op de

terminale valsnelheid werd berekend [lit. 3] en de resultaten zijn weergegeven in afb. 3. Als de biolagen zeer dik worden (groter dan ca. 0,4 mm) dan is de invloed van het dragerdeeltje op de gemiddelde dichtheid van het begroeide deeltje nagenoeg nihil en neemt de valsnelheid weer toe ten gevolge van de toename van de deeltjesdiameter. Van belang is dat bij toename van de mate van begroeiing de terminale valsnelheid niet steeds lager wordt, maar een minimum-waarde bereikt. De hoogte daarvan is afhankelijk van de diameter van het dragerdeeltje (zie afb. 3).

Als deze minimumwaarde in de bezinker van de reactor niet wordt overschreden dan zullen de desbetreffende deeltjes niet uitspoelen. Het fluidbed bezit daarmee in dit opzicht een interne stabiliteit, mits de dragerdeeltjes uiteraard niet kleiner zijn dan ca. 0,1 mm.

d. *Superficiële vloeistofsnelheid.* De superfiële vloeistofsnelheden die in de anaërobe fluidbed-reactoren worden toegepast liggen globaal tussen 10-20 m/h en deze zijn onder andere afhankelijk van de terminale valsnelheden van de begroeide dragerdeeltjes.

e. Reactorhoogte praktijkinstallaties.

Om een juiste stromingsverdeling te kunnen garanderen bij de opschaling in de breedte van drie fasen fluidbed-systemen wordt als ontwerpcriterium aangehouden dat de H/D-verhouding groter moet zijn dan 2. Op de locatie Delft van Gist-Brocades zijn parallel twee anaërobe fluidbed-zuiveringsstraten

gebouwd die beide uit 2 reactoren bestaan, met een gemiddelde zuiveringscapaciteit per reactor van 20 kg COD/(m³·d). Op grond van het criterium H/D > 2 zou de hoogte van deze reactoren met elk een volume van ca. 300 m³ minimaal 12 m moeten zijn. Op praktische grond is echter gekozen voor een hoogte van ca. 18 m (totale reactorhoogte is 21 m).

3. Grondslagen aëroob zuiveringsproces in airlift suspensie-reactoren

In het effluent van de anaërobe reactoren die gevoed worden met het afvalwater van de locatie Delft (tabel I) resteren de volgende biologisch afbreekbare verbindingen:

koolstofverbindingen	
(vooral vetzuren)	100 – 200 mg CZV/l
ammoniak	100 – 150 mg N/l
sulfide	100 – 150 mg S/l

De volledig biologische oxydatie van deze verbindingen vereist 0,6-1,2 kg O₂/m³ afvalwater. Voor de aërobe nazuivering van dit effluent werd door Gist-Brocades een airlift-suspensie-reactor ontwikkeld (afb. 4). Dit reactortype werd met succes getest op laboratoriumschaal (2 en 25 l) en pilot-plant schaal [lit. 4]. In Delft worden in het voorjaar van 1987 twee full-scale reactoren van dit type, elk met een volume van ca. 300 m³ in gebruik genomen (afb. 5).

Toepassing hier van alternatieve nitrificatiesystemen met een hoge conversiecapaciteit, zoals het Oxitron BFB-systeem van Dorr-Oliver Inc. [lit. 2] was onaantrekkelijk onder andere vanwege de technische complicaties ten gevolge van de hoge recirculatie. Bij dit systeem wordt zuivere zuurstof opgelost in de gerecirculeerde afvalwaterstroom. Om te kunnen voldoen aan de relatief grote zuurstofvraag van ca. 1 kg O₂/m³ afvalwater zou de recirculatie/invoer-verhouding ongeveer 10 moeten zijn.

Hierna worden een aantal operationele parameters met betrekking tot de airlift suspensie-reactor nader uitgewerkt.

a. *Hydraulische verblijftijd.* De ontwerp-capaciteit van de airlift suspensie-reactor bedraagt 2 kg N/(m³·d). Om een volledige nitrificatie te bereiken van bovengenoemd effluent wordt op grond van deze conversie-capaciteit een hydraulische verblijftijd van 1,5-2 h aangehouden. Deze verblijftijden voldoen aan het hechtingscriterium

$$\tau < \frac{1}{u_{max}}$$

voor nitrificerende en sulfide-oxyderende bacteriën.

b. *Luchtsnelheid.* Op grond van de kwantiteit van de te oxyderen componenten en de hydraulische verblijftijd kan worden

berekend dat er globaal een zuurstof-overdracht nodig is van 0,3-0,8 kg O₂/(m³·h). De zuurstofoverdracht in systemen met grote bellen bedraagt per meter reactorhoogte 0,01 kg O₂/m³ lucht.

Daaruit kan worden berekend dat de benodigde superficiële luchtsnelheid moet worden gevarieerd tussen 1-3 cm/s.

c. *Dragerkarakteristieken*

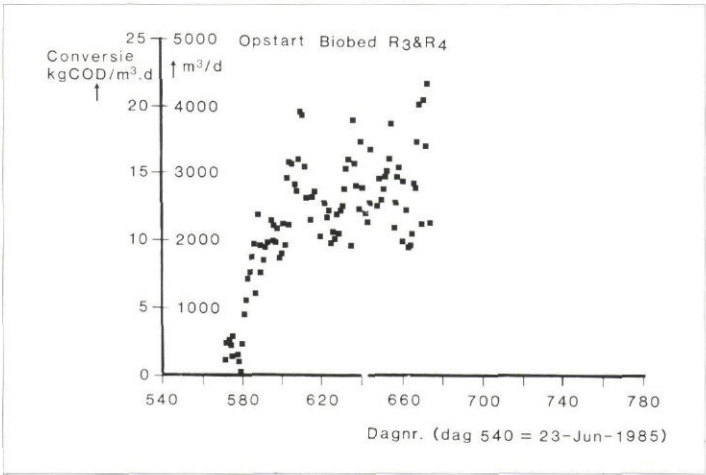
– *Concentratie.* Teneinde de stofoverdracht en de airlift-menging niet te zeer te belemmeren is de dragerfractie gebonden aan een maximum van ca. 10 vol. %. Voor zand betekent dit een maximale dragerconcentratie van ca. 250 g/l.

– *Deeltjesgrootte.* De gewenste deeltjesgrootte kan als volgt worden berekend. De slibgehalten in airlift reactoren bedragen 15-25 g o.s./l. Deze biomassa moet als biolaag

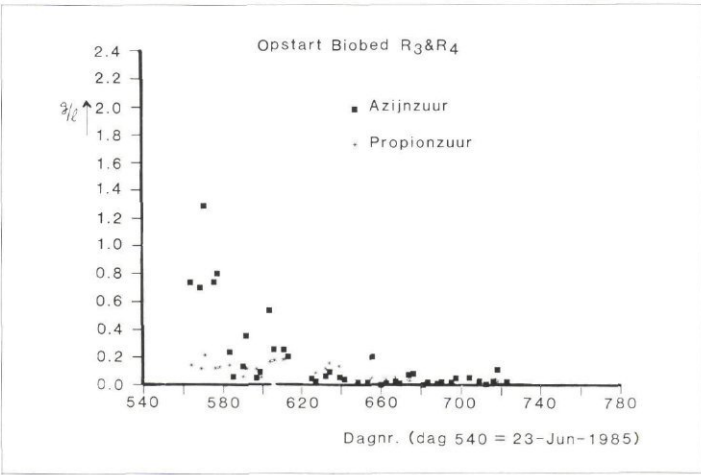
SYMBOLENLIJST

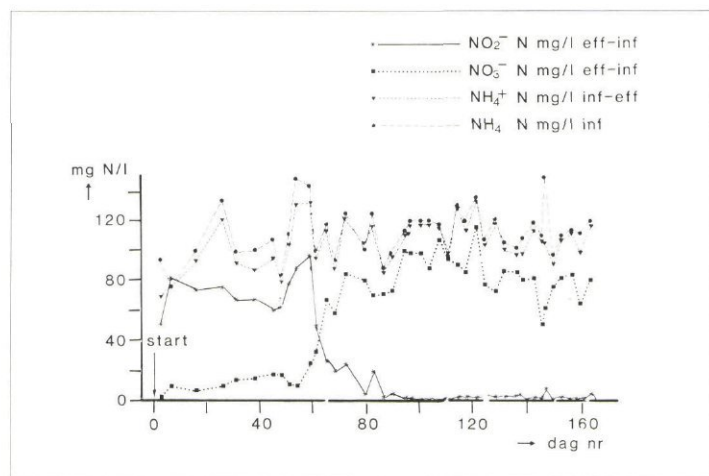
A _{spec}	= specifiek drageroppervlak	m ² /m ³
B _v	= conversiecapaciteit	kg/(m ³ · d)
C _d	= concentratie dragermateriaal	kg/m ³
C _x	= biomassaconcentratie	kg/m ³
C _w	= weerstandscoefficiënt	–
d _d	= diameter dragermateriaal	m of mm
d _p	= diameter begroeide drager	m of mm
D	= diameter reactor	m
g	= zwaartekrachtversnelling	m/s ²
H	= reactorhoogte	m
q _{max}	= maximale conversiesnelheid	g COD/(g o.s. d)
V _s	= superficiële vloeistofsnelheid	m/h
V _A	= oppervlaktebelasting	m/h
V _t	= terminale valsnelheid deeltjes	m/h
ε	= porositeit	–
ρ _d	= dichtheid dragermetariaal	kg/m ³
ρ _l	= dichtheid vloeistof	kg/m ³
τ	= hydraulische verblijftijd	h
μ _{max}	= maximale groeisnelheid micro-organismen	h ⁻¹

Afb. 6 - Biogasproductie Biobedreactor R3 + R4.

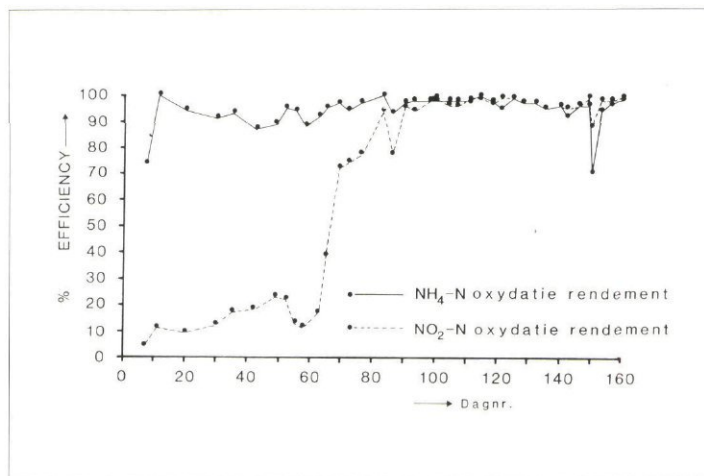


Afb. 7 - Vetzuurconcentratie biobedreactor R3 + R4.





Afb. 8 - Stikstof-balans 20 l airlift reactor.



Afb. 9 - Rendementen ammonium- en nitrietoxydatie.

gehecht zijn aan de drager. Waargenomen werd dat de biomassa-concentratie in de biolagen ca. 125 kg o.s./m³ is. Het benodigde biofilm-volume bedraagt dan 0,12-0,2 m³/m³ reactor. Ter voorkoming van diffusielimitering in de biofilm moet deze niet dikker zijn dan 0,1 mm. Het benodigde begroeide drageroppervlak is dan 1.200-2.000 m²/m³. Gegeven de aanname dat de volumefractie van de drager niet hoger mag zijn dan 10 vol. %, dan moet de deeltjes-grootte 0,2-0,4 mm zijn.

— **Dragerdiameter.** Lagere dragerdichtheden leiden tot een groter specifiek drageroppervlak (afb. 2) maar de bezinksnelheden worden daardoor lager. Dat kan gedeeltelijk worden gecompenseerd door grotere dragerdiameters toe te passen.

— **Drageroppervlak.** De oppervlakteruwheid van het dragermateriaal speelt een belangrijke rol bij de hechtingssterkte van biolagen.

d. **Reactorhoogte.** De hoogte van de reactor wordt in belangrijke mate bepaald door de wens de bezinkruimte op de reactor te situeren. De bezinkruimte kan breder zijn dan de reactor, maar om constructie-technische redenen zal de diameterverhouding tot 1,5 à 2 beperkt moeten blijven. Dit houdt in dat de oppervlaktebelasting (= V_A) in de bezinker gelijk is aan H/τ . Voor een efficiënte scheiding in de bezinker moet worden voldaan $V_A \approx 0,25 V_t$. Deze waarde moet zo laag zijn door het optreden van turbulente wervelingen met lokaal hogere snelheden dan V_A . De ervaring heeft geleerd dat de terminale valsnelheden van begroeide dragers orde grootte 60 m/h bedragen. De toegestane oppervlaktebelasting van de bezinker is daarmee ca. 15 m/h. Bij verschillende hydraulische verblijftijden van 0,5, 1 en 2 h zijn de toegestane reactorhoogtes respectievelijk 8 m, 16 m en 32 m.

Rekening houdend met het opschalingscriterium $H/D > 2$ zal de reactorhoogte van full-scale reactoren 10-15 m bedragen.

4. Enkele resultaten bereikt met fluidbed-reactoren

Hieronder volgen een tweetal voorbeelden ter illustratie van de conversiecapaciteiten die met de hierboven beschreven reactoren kunnen worden bereikt.

1. **Opstart 2e straat van de full-scale afvalwaterzuiveringsinstallatie te Delft.** Nadat in 1984 de eerste full-scale BFB verzurings- en methaanreactors bij Gist-Brocades in gebruik werden genomen, werd in juli 1985 een tweede paar anaërobe fluidbed-reactoren (Biobed R3 en R4) opgestart [lit. 5]. De verzuring (Biobed R3), die niet werd geënt, was na 3 weken volledig. De methaanreactor werd op dag 580 (afb. 6) geënt met 2 ton gehechte biomassa, afkomstig uit de methaanreactor van de eerste straat. Dankzij deze grote hoeveelheid entmateriaal verliep de opstart snel en na dag 640 waren de vetzuurconcentraties in het effluent laag (afb. 7). De over beide reactoren gemiddelde conversiecapaciteit varieerde van 10-20 kg COD/(m³·d), afhankelijk van de reactorbelasting. De hydraulische verblijftijd in het fluidbed bedroeg ca. 2 h.

2. **Aërobe nazuivering van anaëroob effluent in een 20 l airlift suspensie-reactor.** Evenals bij de opstart van de anaërobe fluidbed reactoren wordt de airlift suspensie-reactor vanaf de opstart volledig belast met het sulfide en ammonium bevattende afvalwater. De hydraulische verblijftijd bedroeg in dit experiment 2-2,5 h. Tijdens de opstart van dit proces werd een opmerkelijke ontwikkeling waargenomen van de microbiële populaties in de biolagen [lit. 4]. Na enkele dagen was de sulfide-oxydatie compleet (conversiecapaciteit ca. 2 kg S/m³·d). De volledige oxydatie van ammoniak naar nitriet was binnen 2 weken volledig en na 60 dagen kwam de oxydatie van nitriet op gang (afb. 8 en 9). De nitrificatie-capaciteit bedroeg 1,8 kg N/(m³·d), met een nitrificatierendement van 96-98%. Het slib-

gehalte bedroeg gemiddeld ca. 20 g o.s./l, dat correspondeert met een dragerbegroeiing van 100 mg o.s./g drager. Het proces verloopt stabiel ook gedurende langere perioden.

5. Conclusies

— Door de immobilisatie van actief slib aan dragerdeeltjes in fluidbed-reactoren wordt een zuiveringsproces gerealiseerd waarmee hoge conversiecapaciteiten kunnen worden bereikt. Dit proces kan zowel aëroob als anaëroob worden toegepast.

— De procesvoering kan worden geoptimaliseerd door middel van een aantal operationale parameters: hydraulische verblijftijd, superfiële vloeistofsnelheid en dragerkarakteristieken (concentratie, diameter, dichtheid en oppervlaktestructuur).

— Op praktijkschaal werden met het tweetraps anaërobe fluidbed-proces gemiddeld over twee reactoren conversies bereikt van 20 kg COD/(m³·d).

— Bij de aërobe nazuivering van anaëroob effluent in airlift suspensiereactoren, werden nitrificatiecapaciteiten bereikt van 2 kg N/(m³·d).

Literatuur

1. Heijnen, J.J. (1983). Toepassing van geïmmobiliseerde micro-organismen in de afvalwaterzuivering. *H₂O* (16) 1983, 266-269.
2. Cooper, P.F. (1985). *Aerobic fluidized and pseudo fluidized beds. Chapter 2 in Topics in Waste Water Treatment. Critical Reports on Applied Chemistry. Vol. I.* Ed. J. M. Sidwick, 45-67.
3. Kunii, D. and Levenspiel, O. (1977). *Ch. 3 in Fluidization Engineering.* R. E. Krieger Publishing Company, New York.
4. Mulder, A. et al (1986). *Post-treatment of anaerobic sulphide and ammonia containing effluents from methane fermentations in high-rate fluidized bed reactors on laboratory and pilot-plant scale.* NVA/EWPCA Water Treatment Conf. Anaerobic Treatment a Grown-up Technology, Amsterdam, 413-422.
5. Enger, W. A. et al (1986). *Full-scale performance of a fluidized bed in a two-stage anaerobic waste water treatment at Gist-Brocades.* NVA/EWPCA Water Treatm. Conf. Anaerobic Treatment a Grown-up Technology, Amsterdam, 299-306.

● ● ●