

NN31050.87-2

ministeries
VROM,
EZ,
L&V,
V&W

Mogelijkheden van slib-op-drager-
systemen voor de aerobe biologische
zuivering van stedelijk afvalwater
Literatuurstudie

TNO

Gistbrocades

Bibliotheek STOWA

stowa

alleen ter inzage, niet voor uitlening
nagebruik RETOUR s.v.p.

serie: thema *Zuiveringsstechniek*
Zuiveringsprocessen

Ing. F. van Voorneburg
Ir. B.A. Heide

33/440(87-2)

stora

ministeries
VROM,
EZ,
L&V,
V&W



Gist-brocades

BIBLIOTHEEK DE HAFF
Droevendaalsesteeg 3a
Postbus 241
6700 AE Wageningen

**Mogelijkheden van slib-op-drager-
systemen voor de aerobe biologische
zuivering van stedelijk afvalwater
(literatuurstudie)**

2 DEC 2003



STOWA
Stichting Toegepast Onderzoek Waterbeheer
Postbus 8090
3503 RB Utrecht
tel. 030-321199
fax 030-321766

Publikaties en het publicatieoverzicht
kunt u uitsluitend bestellen bij:
Hageman Verpakkers BV
Postbus 281
2700 AC Zoetermeer
tel. 079-611188
fax 079-613927
o.v.v. ISBN- of bestelnummer en
een duidelijk afleveradres.

Ing. F. van Voorneburg
Ir. B.A. Heide

1702936

Inhoud	1
Ten geleide	3
SAMENVATTING	4
1 INLEIDING	6
2 DOELSTELLINGEN EN UITGANGSPUNTEN	9
3 TWEE-FASEN REACTOREN	10
3.1 Algemeen	10
3.1.1 Geometrie en vloeistofverdeelstelsel	13
3.1.2 Zuurstoftoevoer	14
3.1.3 Dragermateriaal	16
3.1.4 Afscheiding van de biomassa	18
4 TOEPASSING EN ZUIVERINGSRESULTATEN VAN TWEE-FASEN REACTOREN	24
5 TWEE-FASEN FLUIDBEDREACTOR VERSUS ACTIEF-SLIB- OF OXIDATIE-BEDINSTALLATIE	30
5.1 Procesparameters	30
5.2 Ruimtebeslag	31
5.3 Zuurstofinbreng	32
5.4 Energieverbruik	33
5.5 Zuiveringsprestaties	38
5.6 Zuiveringsslib	39
5.7 Kosten	40
5.8 Knelpunten	43
6 NIEUWE ONTWIKKELINGEN BIJ SLIB-OP-DRAGERSYSTEMEN	46
6.1 Drie-fasen (air-lift) reactor	46
6.2 CAPTOR-proces	48
6.3 LINPOR-proces	51
6.4 Bioreactoren	53
6.5 Andere slib-op-dragersystemen	54

(vervolg)

7	DISCUSSIE	56
8	CONCLUSIE	60
	LITERATUUR	61
BIJLAGEN	1 Dorr-Oliver Oxitron and Anitron System Process Studies	
	2 Municipal Oxitron System Applications: Current Capabilities (October 1980)	
	3 Zuurstofinbreng	
	4 Fluïdisatiesnelheid	
	5 Afmeting van de twee-fasen fluidbedreactor.	

Ten geleide

De huidige typen rioolwaterzuiveringsinrichtingen (rwzi's) functioneren bedrijfszeker en leveren in het algemeen goede zuiveringsresultaten. Het relatief grote ruimtebeslag, maar ook de nevenaspecten, zoals geluid- en stankhinder, worden echter steeds meer als knelpunten ervaren.

De afgelopen jaren is zowel in Nederland als in het buitenland de belangstelling voor de ontwikkeling van nieuwe methoden voor de behandeling van afvalwater - overkapping van rwzi's bij een zo gering mogelijk ruimtebeslag - sterk toegenomen. Eén van de methoden, die in ontwikkeling zijn, is de slib-op-drager-techniek, die wordt gekenmerkt door een grote hoeveelheid actieve biomassa per m³ reactorruimte en een goed bezinkbaar slib, waardoor in principe een geringer ruimtebeslag mogelijk is dan bij de huidige actief-slibinstallaties of oxydatiebedden.

Door het ministerie van Volkshuisvesting, Ruimtelijke Ordening en Milieubeheer (Directoraat-Generaal voor de Milieuhygiëne) werd aan de Hoofdgroep Maatschappelijke Technologie TNO, met Gist-Brocades N.V. als participant, onderzoek opgedragen naar het ontwikkelen en vaststellen van de toepassingsmogelijkheden van een nieuw ruimtebesparend zuiveringssysteem met goed bezinkbaar slib voor de aërobe biologische zuivering van stedelijk afvalwater. De basis van het te ontwikkelen zuiveringssysteem is de aërobe slib-op-drager-technologie, zoals die door Gist-Brocades is ontwikkeld voor haar bedrijfsafvalwater.

Het onderzoek wordt financieel gedragen door de overheid vanuit de subsidie-regeling Schone Technologie-Water (samenwerkingsverband van ministeries Volkshuisvesting, Ruimtelijke Ordening en Milieubeheer, Economische Zaken, Landbouw en Visserij en Verkeer en Waterstaat), de Stichting Toegepast Onderzoek Reiniging Afvalwater (STORA) en de beide opdrachtnemers.

Het thans voorliggende literatuuroverzicht gaat in op de stand van zaken bij de ontwikkeling van slib-op-dragersystemen voor de oxydatief-biologische zuivering van afvalwater. Tevens is informatie verzameld over de huidige stand van de techniek - mogelijkheden, knelpunten en dergelijke - ten behoeve van het in dit kader ondernomen onderzoek naar de toepassing van een drie-fasen air-liftreactor (systeem Gist-Brocades).

Het onderzoek werd begeleid door een commissie bestaande uit:

ir. A.E. van Giffen (voorzitter), ing. N.M.J. Alessie, dr. ir. G. Schraa, ir. P.C. Stamperius, ir. W. van Starckenburg, ir. K. Vischer en ir. T.W.H. Wouda.

SAMENVATTING

De huidige oxidatief biologische zuiveringsinrichtingen voor stedelijk afvalwater, actief-slib- en oxidatiebed-installaties, hebben als nadeel een geringe hoeveelheid actieve biomassa per m^3 apparaatvolume. Dit heeft tot gevolg dat de hoeveelheid vuil die per m^3 apparaatvolume en per tijdseenheid kan worden toegevoerd gering is, ofwel dat het benodigde apparaatvolume en het vereiste terreinoppervlak per m^3 te zuiveren afvalwater groot is. In een dichtbevolkt land als Nederland kunnen hierdoor planologische problemen ontstaan.

Toepassing van een twee-fasen fluidbedreactor met zuivere zuurstof of een drie-fasen air-liftreactor, waarbij de actieve biomassa op een inerte drager, bijvoorbeeld zand, is aangebracht en waarbij de concentratie aan biomassa per m^3 apparaatvolume hoog is, kan hier in principe een oplossing bieden. Het zuiveringsproces berust op hetzelfde principe als dat van de conventionele zuiveringsprocessen. Een groot contactoppervlak en een hoge biomassaconcentratie resulteren in een compacte bouwwijze en lagere bouwkosten.

Hoewel de ontwikkeling van twee-fasen fluidbedreactoren voor stedelijk afvalwater in de laatste jaren in de literatuur veel aandacht heeft gekregen en op dit moment het verst gevorderd is, bestaat er tot op heden weinig ervaring op praktijkschaal. Onderzoek op pilot plantschaal is hoofdzakelijk verricht aan anaërobe zuiveringsprocessen en wel voornamelijk voor de verwijdering van stikstof. Aan de aërobe zuivering van stedelijk afvalwater in een fluidbedreactor (twee-fasen) is naar verhouding weinig aandacht besteed. Tot nu toe is er slechts één installatie voor dit doel op praktijkschaal gebouwd.

De meeste informatie is voorhanden over de fluidbedsystemen met opgeloste zuivere zuurstof. Recentelijk zijn nieuwe ontwikkelingen bij slib-opdragersystemen van start gegaan. Hierbij komen met name het drie-fasen air-lift-systeem van Gist-Brocades, het CAPTOR-proces en het LINPOR-proces naar voren. Over deze systemen is vrij weinig informatie met betrekking tot de behandeling van stedelijk afvalwater voorhanden. CAPTOR en LINPOR werken met kunststof "blokjes" (zogenaamde "pads") als drager-

materiaal en worden in de literatuur ook wel met de naam pseudo-fluidbedreactoren aangeduid. In feite is de aëratietank de reactor en zorgt de bellenbeluchting voor de fluïdisatie.

In de onderhavige literatuurstudie is vooral gelet op de toepassing van de slib-op-dragerreactoren voor de oxidatief biologische (= aërobe) zuivering van stedelijk afvalwater.

Er is informatie verzameld omtrent de huidige stand van de techniek - mogelijkheden, knelpunten en dergelijke - ten behoeve van het in dit kader ondernomen onderzoek naar de toepassing van de drie-fasen air-lift-reactor voor de aërobe zuivering van stedelijk afvalwater. Daarnaast is de huidige stand van zaken vastgesteld met betrekking tot de ontwikkeling van andere slib-op-drager-systemen voor hetzelfde doel.

Ten opzichte van de twee-fasen fluidbedreactor biedt de drie-fasen air-lift (c.q. fluidbedreactor) het voordeel dat geen zuivere zuurstof wordt gebruikt. In dit opzicht (gericht op de kosten) biedt dit type reactor betere perspectieven voor onderzoek met stedelijk afvalwater. Bij het onderzoek aan de drie-fasen (air-lift) reactor moet in het bijzonder aandacht worden gegeven aan de hechting van biomassa aan dragermateriaal onder sterk turbulente condities, uitspoeling van drager en biomassa, scheiding van drager en biomassa alsmede aan slibkwantiteit en kwaliteit (ontwateringseigenschappen).

De voor- en nadelen van de pseudo-fluidbedreactoren (CAPTOR en LINPOR), waarbij dragermateriaal aan bestaande actief-slibsystemen wordt toegevoegd, zijn nog niet voldoende bekend om deze goed te kunnen vergelijken met andere zuiveringssystemen. Naar verhoed zijn de resultaten van het CAPTOR-systeem in tegenstelling tot het LINPOR-systeem enigszins vertaastellend. Op grond van de verkregen informatie is het niet mogelijk om een waarde-oordeel over beide processen uit te spreken. Het laat zich aanzien dat pseudo-fluidbedreactoren kunnen worden toegepast bij overbelaste rioolwaterzuiveringsinrichtingen of installaties die met licht slib te kampen hebben, ofwel als nabehandlingsstap gericht op nitrificatie. Het verdient aanbeveling de ontwikkeling van deze slib-op-drager-systemen, met name LINPOR nauwlettend te volgen.

1 INLEIDING

In 1985 zullen naar verwachting (IMP 1980-1984) 505 rioolwaterzuiveringsinrichtingen (r.w.z.i.'s) in werking zijn. In de komende 5 tot 20 jaar is in Nederland en ook in het buitenland, naar verwachting een groot aantal van de huidige r.w.z.i.'s aan vervanging toe. Door welk type installatie de bestaande installaties zullen worden vervangen of uitgebreid, zal mede worden bepaald door de ontwikkelingen die zich in de komende jaren op het gebied van de afvalwaterzuivering zullen voordoen. Hierbij is het zeker niet uitgesloten dat er een verschuiving van de civieltechnische installaties (zuivering in betonnen bakken) naar de procestechnische installaties (zuivering in reactoren) zal plaatsvinden.

De huidige oxidatief biologische zuiveringsinrichtingen voor stedelijk afvalwater te weten actief-slib- en oxidatiebed-installaties, hebben als nadeel dat de hoeveelheid actieve biomassa (= actief slib) per m^3 apparaatvolume, anders gezegd de concentratie aan zuiverende *micro-organismen*, gering is. De hoeveelheid actieve biomassa in een conventionele actief-slibinstallatie is gelimiteerd door de moeilijkheid of onmogelijkheid om door middel van bezinking een hoge mate van slibconcentrering te bereiken. Verhoging van de slibconcentratie anders dan door bezinking (bijvoorbeeld centrifugeren) is om economische redenen niet aantrekkelijk. De volumestroom van het water-slib mengsel, waaruit de actieve biomassa moet worden afgescheiden, is groot. In termen van oorzaak en gevolg kan de lage concentratie aan actieve biomassa als volgt worden verklaard. Het actieve slib bezinkt slecht. Hierdoor zijn grote bezinktanks nodig en is de indikkingsgraad gering en het droge stofgehalte van het retourslib laag. Dit heeft tot gevolg dat de concentratie aan actieve biomassa in het beluchtingsgedeelte van de actief-slibinstallatie ook laag is. Bij oxidatiebed-installaties is de biomassaconcentratie (hoeveelheid biomassa per m^3 apparaatvolume) beperkt vanwege het feit dat bij hoge concentraties verstoppingen van het bed en verslechtering van de stofoverdracht door diffusielimitering optreedt. Het oxidatiebed bestaat uit grof materiaal (klein specifiek oppervlak), waarop zich een dunne laag biologisch

actief slib afzet, met andere woorden weinig slib per m^3 . Ook hier geldt, dat de slechte bezinkbaarheid van het slib, dat van het bed afspoelt, leidt tot grote bezinktanks.

Een geringe biomassaconcentratie heeft tot gevolg dat de vuilbelasting, de hoeveelheid vuil die per m^3 apparaatvolume en per tijdseenheid kan worden toegevoerd (kg BZV/ m^3 .dag), eveneens gering is. De lage vuilbelasting in termen van BZV heeft weer tot gevolg dat een groot apparaatvolume nodig is, waardoor meer tereinoppervlak vereist is. Dit kan in een dichtbevolkt land als Nederland problemen opleveren. Een compacte bouwwijze kan dan voordelen bieden. Dit geldt eveneens voor toepassing van biologische zuiveringsinstallaties in de industrie. Toepassing van een fluidbedreactor, waarbij de actieve biomassa op een inerte drager is aangebracht en waarbij de concentratie aan actieve biomassa hoog is, kan hier in principe een oplossing bieden. In feite is de fluidbedreactor een combinatie van een actief-slibinstallatie (= geroerde tankreactor) en een oxidatiebed-installatie (= gepakte kolomreactor). Het zuiveringsproces berust op hetzelfde principe als dat van genoemde conventionele zuiveringsprocessen. In een fluidbedreactor zijn beide systemen als het ware gecombineerd: een gefixeerde biomassa (dunne film op een inerte drager) met een zeer groot contactoppervlak. Hierdoor kunnen hoge BZV-belastingen (kg BZV per m^3 per dag) worden toegepast en is een compacte bouwwijze tegen lagere bouwkosten mogelijk. Een bezinktank is wellicht niet nodig of kan in elk geval kleiner worden uitgevoerd, omdat het gevormde slib betere bezinkeigenschappen zou hebben dan "conventioneel" actief-slib of doordat het geproduceerde slib in een zand/slib scheider wordt afgevangen om vervolgens direct naar een indikker te worden gevoerd. Er moet eerlijkheidshalve worden opgemerkt dat de voordelen ten aanzien van de slibverwerking vooralsnog enigszins speculatief zijn. Dit geldt ook voor de mogelijk lagere slibproductie die in de literatuur wordt vermeld.

Bij de toekomstige behandeling van afvalwater in zuiveringsystemen zal met betrekking tot constructie en technologie mogelijk aan andere en wellicht strengere randvoorwaarden moeten worden voldaan dan nu het geval is. Om aan de kwaliteitseisen van het effluent te

voldoen, is bedrijfszekerheid en flexibiliteit, met betrekking tot de te verwerken hoeveelheden afvalwater van veelal variërende samenstelling van groot belang. Daarnaast zullen negatieve milieu-effecten vermeden of geminimaliseerd moeten worden en zal vooral het nodige terreinoppervlak in belangrijke mate moeten worden teruggedrongen.

Nieuwe technologieën voor de zuivering van afvalwater dienen derhalve met name gericht te zijn op:

- vergroting van zuiveringscapaciteiten per eenheid reactorvolume of oppervlak;
- betere verwerkingsmogelijkheden voor het slib (betere bezinkbaarheid van het slib maakt kleinere nabezinktanks mogelijk);
- compacte, overdekte uitvoeringsvormen (stank);
- laag energieverbruik.

Het is de vraag of het mogelijk is, systemen te ontwikkelen die aan alle genoemde wensen gelijktijdig voldoen. De verwachting is wel dat de ontwikkeling in de richting van ruimtebesparende installaties zal gaan.

Hoewel aan de ontwikkeling van fluidbedreactoren voor afvalwaterzuivering recentelijk in de literatuur veel aandacht is besteed, bestaat er tot op heden weinig ervaring op praktijkschaal voor wat betreft de toepassing op stedelijk afvalwater. Veel onderzoek is uitgevoerd op pilot-plantschaal, met name op het gebied van denitrificatie. Minder aandacht is besteed aan de oxidatief biologische (= aërobe) behandeling van afvalwater. Een aantal problemen, zoals het handhaven van een goede "slibbalans", moet nog worden opgelost.

Inmiddels is wel relatief veel ervaring met de behandeling van industrieel afvalwater beschikbaar. Het is echter moeilijk om deze specifieke ervaringen ten behoeve van stedelijk afvalwater te kunnen interpreteren door verschillen in samenstelling, temperatuur en debietvariaties.

2 DOELSTELLINGEN EN UITGANGSPUNTEN

Het doel van de literatuurstudie is enerzijds het vaststellen van de huidige stand van de fluid-bed (slib-op-drager) techniek, veelal gebaseerd op praktijkervaringen met industrieel afvalwater en pilot-plant onderzoek met stedelijk afvalwater, primair ter ondersteuning van het in dit kader eveneens ondernomen experimentele onderzoek. Daarnaast heeft de studie als doel het signaleren van ontwikkelingen van andere slib-op-dragersystemen dan het twee- en drie-fasen (air-lift) slib-op-dragersysteem.

In de studie zal het accent vooral liggen op de oxidatief-biologische zuivering van stedelijk afvalwater (koolstof- en stikstof-oxidatie) en niet op de anaërobe afvalwaterzuivering en vooralsnog ook niet op de stikstofverwijdering door middel van denitrificatie. De belangrijkste in de literatuur genoemde uitvoeringsvormen, de behaalde zuiveringsprestaties, de gesignaleerde knelpunten en de kosten worden behandeld. Onderzoeksaspecten en procesgegevens die voor de uitvoering van het huidige experimentele onderzoek van belang zijn, worden besproken.

De meeste informatie heeft betrekking op twee-fasen fluidbedreactoren. In de studie zullen daarnaast ook andere slib-op-drager-systemen, zoals de drie-fasen reactor (air-liftreactor) en andere systemen waaronder het CAPTOR- en LINPOR-systeem worden besproken.

3 TWEE-FASEN REACTOREN

Twee-fasen reactoren (vast-vloeistof) zijn gekenmerkt door de afwezigheid van luchtbellen in de reactor. De zuurstofvoorziening vindt buiten de reactor met zuivere zuurstof plaats, waarbij de zuurstof volledig oplost.

3.1. Algemeen

In figuur 3.1 is het basisschema van een afvalwaterzuiveringsproces met een fluidbedreactor volgens het recirculatieprincipe (Dorr-Oliver) gegeven. Het te zuiveren, al of niet bezonken, afvalwater (influent) wordt gemengd met een deel van het reeds gezuiverde afvalwater (recirculatiewater) en vervolgens met zuivere zuurstof verzadigd. Hierna wordt het afvalwater via een verdeelsysteem onder in de fluidbed reactor gevoerd, waarin zich een bed van (biologisch) inerte deeltjes (meestal zand), omgeven met actieve biomassa bevindt. De stroomsnelheid is zo groot dat de deeltjes in zwevende toestand geraken (fluïdiseren). Het zuiveringsproces zelf is identiek aan het conventionele oxidatief-biologische zuiveringsproces; voor de zuivering zijn in principe dezelfde micro-organismen verantwoordelijk. Na het passeren van de reactor wordt een deel van het gezuiverde afvalwater (effluent) afgevoerd en het resterende deel als recirculatiewater teruggevoerd. In tegenstelling tot het conventionele zuiveringsproces wordt geen slib (actieve biomassa), maar water gerecirculeerd. De recirculatie is vereist om voldoende zuurstof in het systeem te brengen en om het bed ten tijde van geringe aanvoer van water in gefluïdiseerde toestand te houden. Om de hoeveelheid actieve biomassa in de reactor constant te houden, moet het geproduceerde slib (slibaanwas) uit de reactor worden afgevoerd. Daartoe wordt een deel van de reactorinhoud gescheiden in inert dragermateriaal en biomassa (slib). Het dragermateriaal, bijvoorbeeld zand, wordt naar de reactor teruggevoerd, terwijl de biomassa na verdere behandeling (eventueel ontwatering) als surplus slib wordt afgevoerd.

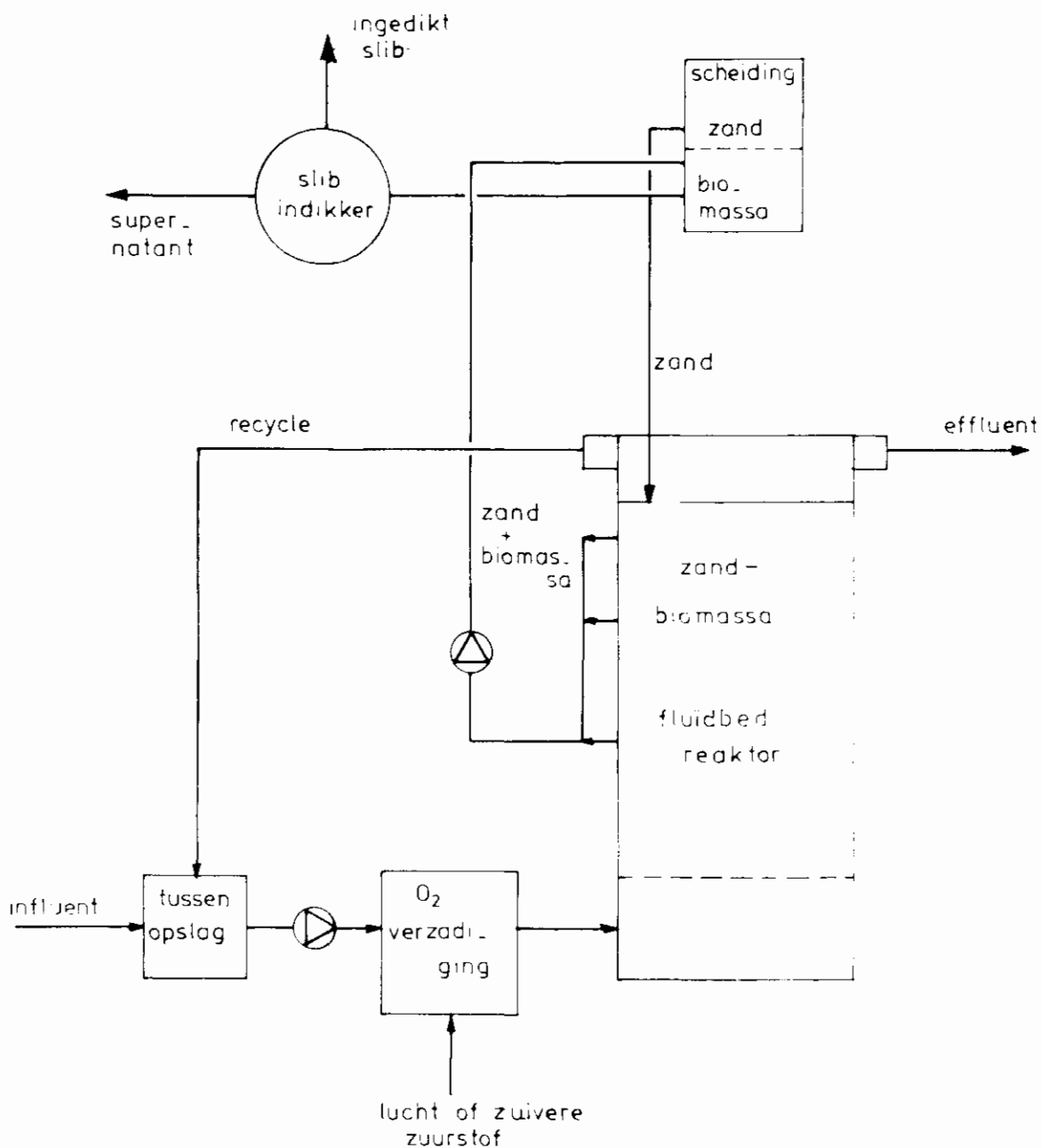


Fig. 3.1 Basisschema van een fluidbedreactor voor afvalwaterzuivering, volgens het twee-fasen-systeem (onder andere: Oxitron, Dorr-Oliver)

Een aantal, in de literatuur genoemde, uitvoeringsvormen onderscheidt zich van elkaar door:

- verschil in geometrie en vloeistofverdeelstelsel;
- verschil in zuurstoftoevoer;
- verschil in afscheiding van de biomassa uit de reactor.

Op deze onderlinge verschillen zal in de volgende paragrafen verder worden ingegaan.

Bij de beoordeling van het slib op dragersysteem is een groot aantal aspecten van belang. Informatie is gewenst met betrekking tot de volgende punten:

- influent
de invloed van fluctuaties in samenstelling, hoeveelheid en temperatuur (bijvoorbeeld lage temperaturen in de winter) van het te zuiveren afvalwater op het functioneren van de installatie, bijvoorbeeld de aanwezigheid van zwevende stof in het influent of anaëroob influent. Welke eisen moeten worden gesteld aan de voorbezinking of voorbehandeling;
- effluent
de te behalen effluentkwaliteit in fysische (zwevende stof en dergelijke), chemisch-biochemische (reductie BZV, CZV en dergelijke) en microbiologische (reductie pathogene bacteriën en virussen) zin;
- ingedikt slib
het bereikbare drogestofgehalte, de hoeveelheid slib (slibproductie) en de ontwateringseigenschappen van het gevormde slib;
- aëratie
het rendement van de zuurstofoverdracht en het energieverbruik;
- dragermateriaal
de scheiding van drager en biomassa en het daarbij optredende verlies aan dragermateriaal.

Een deel van de gewenste informatie komt uit de literatuur; een ander deel zal door middel van onderzoek moeten worden vastgesteld.

3.1.1 Geometrie en vloeistofverdeelsysteem

Meestal bestaat de fluidbedreactor uit een rechte cilinder met een grote hoogte-diameter-verhouding: hoogte 3,5 tot ca. 8 m, diameter 0,1 tot 0,5 m. In een aantal gevallen is gebruik gemaakt van een conisch verlopende cilinder [1,2,3]. Het voordeel van de conische vorm is dat de vloeistofsnelheid tijdens passage door het bed afneemt, waardoor ongecontroleerde uitspoeling van soortelijk lichter* geworden deeltjes kan worden voorkomen.

Bij het door Becker [4] beschreven Oxitron-systeem van Dorr-Oliver, heeft de fluidbedreactor een rechthoekige doorsnee. De totale hoogte van de reactor bedraagt 6 tot 8 m, waardoor voldoende hoogte beschikbaar is voor het expanderende, met biomassa begroeide zandbed en de noodzakelijke "freeboard"-zone van minimaal 1 m. De "freeboard"-zone is de vrije ruimte boven het bed.

Voor een uniforme snelheidsverdeling in de fluidbedreactor is het van belang dat de te zuiveren afvalwaterstroom via een verdeelinrichting wordt toegevoerd. Meestal bestaat de verdeelinrichting uit een geperforeerde verdeelplaat (gatdiameter 6 mm), waarop een laag grofkorrelig materiaal (bijvoorbeeld grind) is aangebracht. Soms is de bodem conisch uitgevoerd, waarbij boven de conus een verdeelplaat is aangebracht. Een stabiele vloeistofstroming in het fluidbed wordt verkregen als de drukval over het verdeelsysteem niet veel kleiner is dan de drukval over het bed. Jackson [5] heeft experimenteel vastgesteld dat voor een verdeelsysteem met een dikte gelijk aan 10% van de hoogte van het fluidbed en een drukval gelijk aan of groter dan 5% van de drukval over het fluidbed instabiliteit verdwijnt en fluidisatie gelijkmatig wordt. Becker [4] wijst op het belang van een goed vloeistofverdeelsysteem. Volgens hem moet een dergelijk systeem aan de volgende voorwaarden voldoen:

- ongevoelig zijn voor verstoppingen, door bijvoorbeeld aangroei van de verdeelplaat met biomassa, vet en vooral haren of restanten plastic en dergelijke. Mogelijk dat aan de voorgaande ring hogere eisen moeten worden gesteld;

* Bij aangroei met biomassa worden de deeltjes groter en neemt de dichtheid af, zie bijlage 3.

- het binnenkomende afvalwater gelijkmatig over de dwarsdoorsnede verdelen;
 - doorlopen van dragermateriaal verhinderen;
 - ophoping van zuurstof of andere gassen door middel van een geschikt ontluchtingssysteem vermijden;
 - onderin het bed nagenoeg geen turbulente stroming toelaten.
- In verband met een patentaanvraag geeft Becker geen nadere details over de constructieve uitvoering van zo'n systeem.

3.1.2 Zuurstoftoevoer

Door de hoge concentratie aan biomassa, die in een fluidbedreactor kan worden gerealiseerd, kan per m³ reactorvolume en per tijdseenheid veel substraat (BZV) worden verwerkt. De volumebelasting is dus hoog, hoger dan bij een conventioneel oxidatief biologisch zuiveringssysteem. Voor substraateliminatie (BZV-verwijdering) is zuurstof nodig: circa 1 kg O₂ per kg BZV-afbraak. Wordt per m³ reactorvolume meer substraat aangeboden, dan moet derhalve ook meer zuurstof worden toegevoerd. De vraag is op welke wijze de vereiste zuurstof kan worden toegevoerd. De oplosbaarheid van luchtzuurstof in water onder atmosferische omstandigheden is beperkt; afhankelijk van de temperatuur lost ongeveer 10 mg/l op. Daardoor is de aanvoer van zuurstof door middel van lucht (beluchting) zoals dat in conventionele installaties gebeurt veelal niet toereikend en moet zuivere zuurstof (circa 50 mg/l) worden gebruikt, tenzij een ander type reactor (de zogenaamde drie-fasen- of air-liftreactor) wordt toegepast (zie hoofdstuk 6). Op de zuurstofinbreng wordt in hoofdstuk 5 (§ 5.3) nader ingegaan. Hier wordt slechts gewezen op het feit dat bij hoge BZV-belastingen de zuurstoftoevoer kritisch wordt. Tegen deze achtergrond moeten dan ook de in de literatuur genoemde zuurstoftoevoersystemen worden bezien.

Jeris et al. [6] maken gebruik van een zogenaamde "beluchtings-conus" - een druktank - waarin afvalwater en zuivere zuurstof intensief worden gemengd. De conus is zodanig ontworpen dat de snelheid van afvalwater aan het begin van de conus hoger is dan de

stijgsnelheid van de zuurstofbelletjes, terwijl de snelheid van het afvalwater ter plaatse van de grootste doorstroombopening van de conus lager is dan de stijgsnelheid van de belletjes. Hierdoor wordt een lange contacttijd tussen zuurstofgas en afvalwater gecreëerd. In een door Jeris beproefde pilot-plantinstallatie bedroeg de maximaal beschikbare hoeveelheid opgeloste zuurstof 40 mg/l bij een overdrachtsrendement van 90%.

Is de opgeloste hoeveelheid zuurstof bij een bepaald BZV-aanbod niet toereikend, dan kan men het BZV door verdunning verlagen.

Dit wordt gedaan door reeds gezuiverd water (recirculatie water) met het inkomende ongezuiverde afvalwater te mengen. Op deze wijze kan men er zeker van zijn dat voldoende opgeloste zuurstof in de reactor aanwezig is. Een nadeel hiervan is dat de drukval over de installatie groter wordt, waardoor het energieverbruik (pomp-energie) toeneemt.

Schie [7] maakt, eveneens bij een twee-fasenreactor, gebruik van lucht in plaats van zuivere zuurstof. In de recirculatiestroom heeft hij een beluchtingstoren opgenomen. Door de geringe oplosbaarheid van luchtzuurstof in water, is deze stroom onpraktisch groot (circa 13 : 1).

Jeris et al. [8] beschrijven de toepassing van een U-buis voor zuurstofinbreng. De U-buis bestaat uit twee concentrische pijpen van 61 m lengte, die verticaal in de grond zijn ingeloot. Zuurstof en afvalwater worden aan de binnenpijp toegevoerd. De lange contacttijd en de verhoogde hydrostatische druk (afhankelijk van de pijplengte) maken een goede zuurstofoverdracht en een hoog gehalte aan opgeloste zuurstof mogelijk. Uit het concept van kosten blijkt het systeem aantrekkelijk te zijn. Men kan met een dergelijk systeem een gehalte aan opgeloste zuurstof van circa 60 mg/l te kunnen bereiken.

Doornikover [9] heeft in combinatie met een voortstuwingssysteem een zuurstofinbrengsysteem ontwikkeld, waarmee tot een $50 \text{ mg/l } O_2$ kan worden toegevoerd per pijplengte van 100 m. Uit eerder geldt ook hier dat recirculatie instellingen de zuurstof

stofbehoefte van het te zuiveren afvalwater de maximaal beschikbare hoeveelheid zuurstof overschrijdt. Het belangrijkste voordeel van het Dorr-Oliver zuurstofinbrengsysteem is de zeer korte vloeistofverblijftijd die vereist is om de zuurstofoverdracht te realiseren. Dit in tegenstelling tot het hiervoor genoemde U-buis systeem. Een hoog overdrachtsrendement wordt bereikt, omdat men er blijkbaar in is geslaagd het coalesceren van zuurstofbelletjes tot een minimum te beperken.

Voor een twee-fasen-systeem noemt Becker [4] enkele wensen op waaraan een zuurstoftoevoersysteem bij voorkeur zou moeten voldoen:

- oplossen van zuurstof tot een concentratie van 100 mg/l O₂ (onder verhoogde druk);
- gering energieverbruik;
- nagenoeg volledige zuurstofbenutting;
- korte contacttijd.

3.1.3 Dragermateriaal

In het algemeen wordt als dragermateriaal een goedkoop en tevens slijtvast materiaal gekozen. Een veel gebruikt materiaal is zand. Naast zand worden in de literatuur onder meer de volgende dragermaterialen genoemd: actieve (korrel-)kool, anthraciet, glas, ionenwisselaarhars, PVC-deeltjes, aluminiumoxide-deeltjes, diatomeënaarde, biogrog (keramisch materiaal) enzovoorts [34]. De deeltjes zijn over het algemeen klein 0,2 - 1 mm (groot specifiek oppervlak). Door Atkinson [10] zijn speciale dragermaterialen ontwikkeld (onder andere bolletjes van rvs-draad).

De keuze van het dragermateriaal is belangrijk in verband met de toe te passen fluïdisatiesnelheid en de afscheiding van dragermateriaal en biomassa. Als de dichtheid van het materiaal hoog is, moet de fluïdisatiesnelheid (meestal 20 - 40 m/h) hoger zijn dan wanneer de dichtheid van het materiaal laag is. Afhankelijk van de afscheidingsmethode speelt de dichtheid een rol, maar ook de aard van het dragermateriaal kan hierbij van belang zijn. Bestaat het materiaal bijvoorbeeld uit ijzerdeeltjes, dan kan in principe

magnetische afscheiding worden toegepast.

Aangezien er altijd verlies aan dragermateriaal optreedt, bijvoorbeeld 1% per dag [32], dienen de kosten van de drager ook in ogenschouw te worden genomen. Goedkope dragers verdienen de voorkeur.

Een belangrijk aspect is de hechting van de micro-organismen aan het dragermateriaal. Volgens Atkinson [10] is sinds lang bekend dat gemengde culturen van micro-organismen, die "actief" zijn in de afvalwaterzuivering, uitstekende hechtingseigenschappen bezitten. Zij vormen gemakkelijk aaneengesloten laagjes geïmmobiliseerde biomassa op de hiervoor genoemde dragermaterialen.

Het belang van een goede hechting zal duidelijk zijn. Onder de in de reactor heersende stromingscondities mag de aangehechte biomassa immers niet worden losgeschuurd, daar dit tot ongewenste uitspoeling van biomassa leidt. De verblijftijd van het slib in de reactor speelt hierbij uiteraard ook een rol; naarmate het slib langer in de reactor verblijft is het gevaar voor afschuring groter.

Bij slib-op-drager systemen vindt selectie van micro-organismen op basis van hun hechtingseigenschappen aan het dragermateriaal (initiële laag) en daarna aan de biomassa zelf plaats. Het mechanisme van hechting is niet volledig bekend. Algemeen wordt aangenomen dat hechtingspolymeren bestaande uit polysacchariden een belangrijke rol spelen [41]. De ruwheid van het oppervlak van het dragermateriaal is van belang voor de hechting van micro-organismen. Gladde oppervlakken zijn ongunstig. De interne porositeit is van minder belang [34].

De na te streven dikte van de biolaag is 50 a 100 µm. Dikke biolagen leiden wel tot een hoger gehalte aan biomassa in de reactor, maar de activiteit van de biomassa per gewichtseenheid van de biomassa wordt minder (diffusielimitering) [40,41,52,53]. Een praktische ervaring is dat de dikte van de biofilm omgekeerd evenredig is met de concentratie aan dragermateriaal. Bij een geringe toevoer aan CZV of BZV zal een hoge concentratie aan drager een kleine dikte van de biolaag veroorzaken en omgekeerd [1,3].

Een ander nadeel van dikke biolagen is dat grote agglomeraten van slib/drager-korrels (zogenaamde "golfballen") kunnen worden gevormd, die gemakkelijk uitspoelen [49].

Oppelt et al. [32] vermelden twee handelingen, waardoor er een aanzienlijk verlies van dragermateriaal kan optreden. Het doseren van overloopwater van een (anaërobe) gistingstank aan een goed functionerend fluidbedsysteem leidt tot massale groei van draadvormige micro-organismen (*Spaerotilus N* en *Thiotrix*) aan de korrels, die daardoor uitspoelen. Het doseren van de inhoud van een septic tank aan het influent resulteert in een vetlaag aan het dragermateriaal (zandkorrels), waardoor eveneens uitspoeling optreedt.

3.1.4 Afscheiding van de biomassa

Substraateliminatie (BZV-verwijdering) gaat gepaard met de vorming van biomassa of wel met de produktie van slib. Per kg "afgebroken" BZV wordt afhankelijk van de slibbelasting circa 0,5 kg slib (gerekend als droge stof) gevormd. Dit betekent dat de hoeveelheid biomassa in de reactor toeneemt, de laagdikte van de biofilm rond de inerte dragerdeeltjes groter wordt en het fluidbed expandeert onder andere als gevolg van het feit dat de deeltjes in volume toenemen (aangroeien) en soortelijk lichter worden. Hierdoor kan, ongewenst, uitspoeling van slib/drager optreden.

De hoeveelheid biomassa in de reactor moet constant blijven, wat er eigenlijk op neerkomt dat de laagdikte van de actieve biomassa rond het inerte deeltje (biofilm) constant moet blijven. Als de biofilm te dik wordt, kan bovendien limitering van zuurstof- en substraat-diffusie optreden.

De gevormde biomassa (slibaanwas) zal gecontroleerd moeten worden afgevoerd. De biomassa moet daartoe eerst van de inerte dragerdeeltjes worden afgescheiden alvorens te kunnen worden afgevoerd; dragermateriaal moet naar de reactor worden teruggevoerd om het verlies aan dit materiaal zoveel mogelijk te beperken. Aanvulling van dragermateriaal zal desondanks noodzakelijk zijn. Een mogelijk alternatief is continue dosering van dragermateriaal waarop het slib dermate goed en snel moet kunnen hechten dat de totale hoeveelheid biomassa gelijk blijft.

Voor een min of meer gecontroleerde afvoer van de slibaanwas uit de reactor is een aantal systemen toegepast.

Jeris et al. [11] hebben door spoelen, waarbij al dan niet lucht aan het spoelwater is toegevoegd, de gevormde hoeveelheid biomassa uit de reactor verwijderd. Door het spoelen wordt de onderlinge snelheid tussen de deeltjes verhoogd, waardoor de biomassa van de deeltjes wordt "afgeschuurd". Het spoelwater bevat weinig zwevende stof.

Tijdens latere pilot-plant experimenten plaatsten Jeris en Owens [12] een roerder boven in de reactor om de bedhoogte te regelen en de slibgroei in de "hand" te houden. Als het bed door expansie in het "roergebied" komt, wordt onder invloed van de geïntroduceerde hoge afschuifkrachten biomassa van de inerte deeltjes "afgeschuurd". Deze relatief zware deeltjes zakken in de reactor naar beneden, terwijl de lichte slibdeeltjes met het gezuiverde water worden afgevoerd.

Jeris en zijn medewerkers [6] hebben ook nog een tweetal andere scheidingssystemen onderzocht. Bij het ene systeem laat men het bed zo sterk expanderen dat het in een zogenaamde "swirl concentrator" (een soort centrifugaalafscheider) overloopt, waar het met biomassa begroeide inerte materiaal (zand) bezinkt en met een zandpomp (een met rubber beklede centrifugaalpomp) onder in het fluidbed wordt teruggepompt. De pomp dient om de biomassa van het zand af te schuren. De losgemaakte slibdeeltjes (biomassa) "lopen" door de reactor, passeren de "swirl concentrator" en komen met het effluent in een bezinktank terecht, waar ze vervolgens bezinken.

Bij het tweede systeem wordt eveneens gebruik gemaakt van een zandpomp om de aangegroeide biomassa van de inerte deeltjes af te schuren. De scheiding tussen inerte deeltjes en slibdeeltjes vindt evenwel plaats in een buiten de reactor opgestelde vibrerende zeefmachine.

Beide systemen zijn schematisch weergegeven in figuur 3.2 [6].

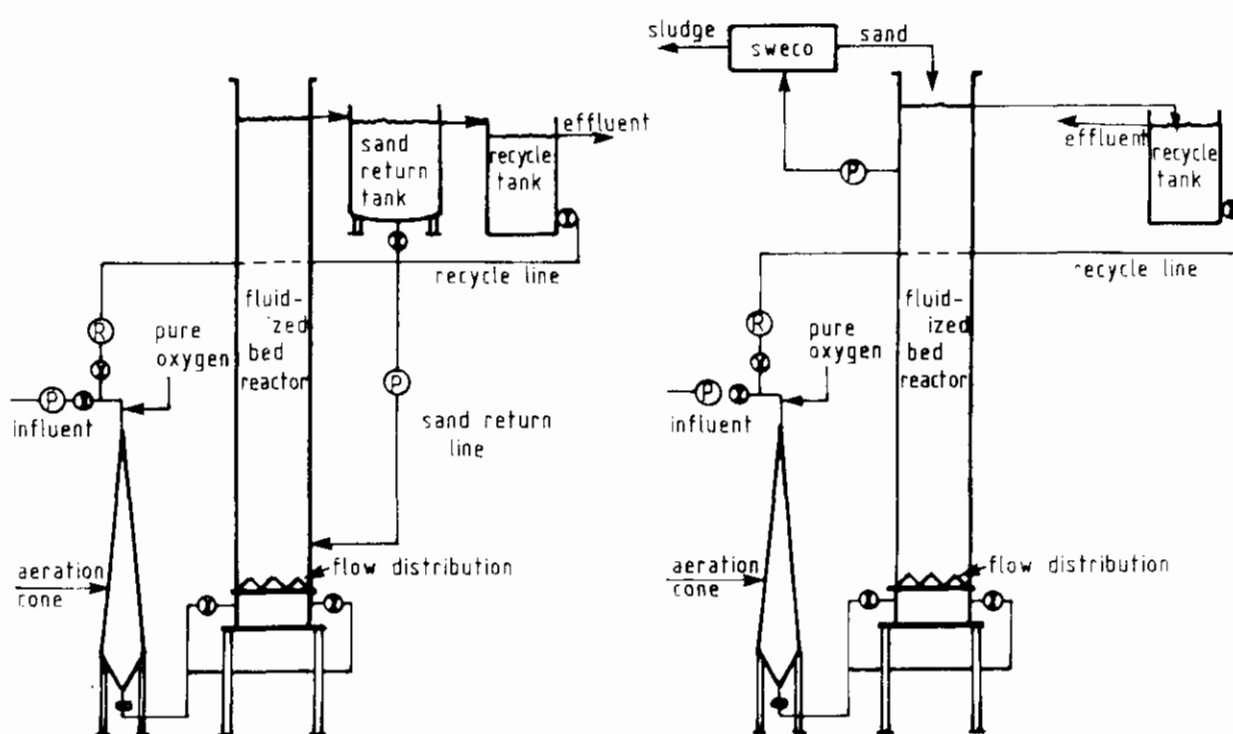


Fig. 3.2 Scheidingssystemen voor zand-biomassa.

Met de hier beschreven systemen wordt slib afgevoerd met een drogestofgehalte van 1 à 2%. Bij het Water Research Centre (Stevenage) heeft men een zand-biomassascheidingsysteem ontwikkeld, waarmee slib met een drogestofgehalte van 4 tot 7% kan worden geproduceerd. Dit betekent dat qua volume minder slib behoeft te worden afgevoerd. Het kenmerk van dit systeem is dat de zand-biomassascheiding buiten de reactor wordt uitgevoerd, waarbij men het zand en de biomassa eerst laat bezinken om eerst daarna de scheiding tussen zand en biomassa tot stand te brengen. Voor de eigenlijke scheiding maakt men gebruik van een geroerde tank en een vloeistofzeef. Het scheidingssysteem is in de literatuur uitvoerig beschreven [13]. De mogelijkheid is tevens aanwezig om het afgescheiden zand in meerdere stappen uit te wassen. Het voordeel van een zorgvuldig geoptimaliseerd zand-zuiverings/biomassa-afvoersysteem is dat conventionele bezink-tanks en slibindickers niet meer nodig zijn. Dit kan naast een ruimtebesparing een aanzienlijke kostenbesparing betekenen. Latere ervaringen van het WRC te Stevenage wijzen uit dat zand-

af scheiding met een vibrerende vloeistof, zoals weergegeven in figuur 3.3 mechanisch gecompliceerd is en in feite weinig bedrijfszeker.

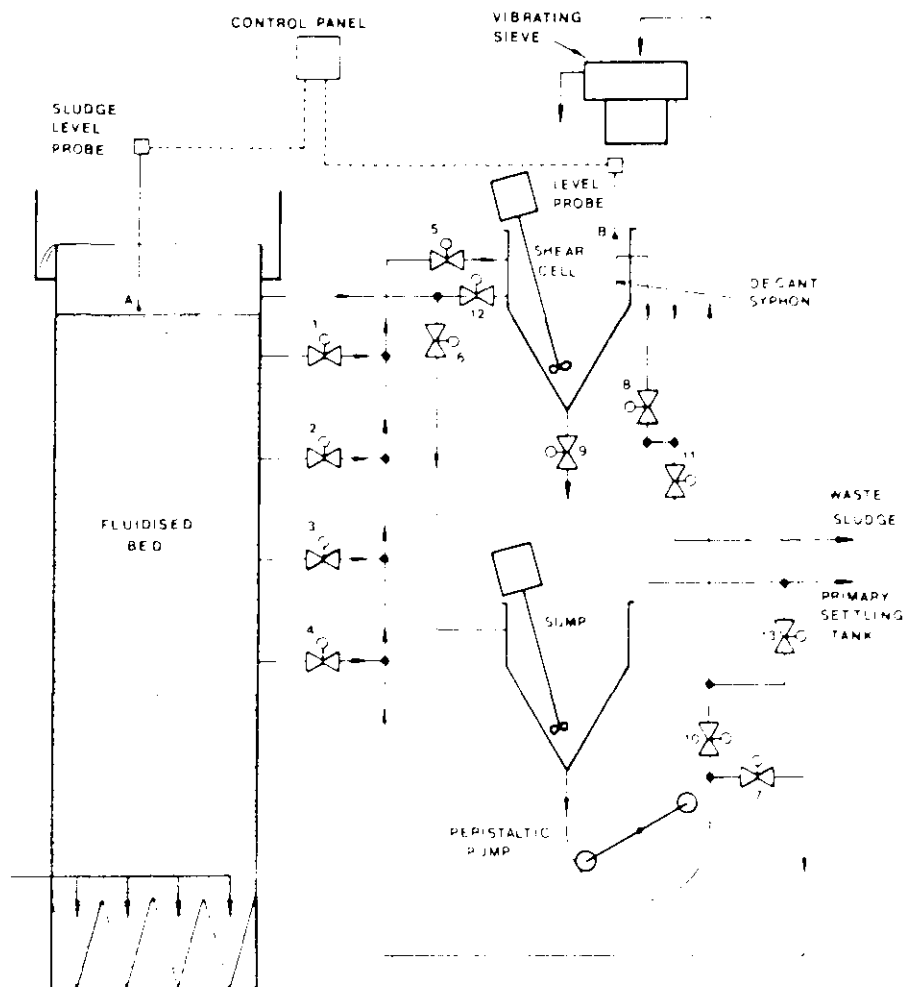


Fig. 3.3 Vereenvoudigd processchema van het zand/biomassa-scheidingsysteem voor de fluidbed proefinstallatie WRC Coleshill.

Met een centrifugaalpomp (inclusief bezinker) volgens figuur 3.4 [33] wordt een grotere bedrijfszekerheid verkregen, zij het op het bereikbare droge stofgehalte enkele procenten lager (niet).

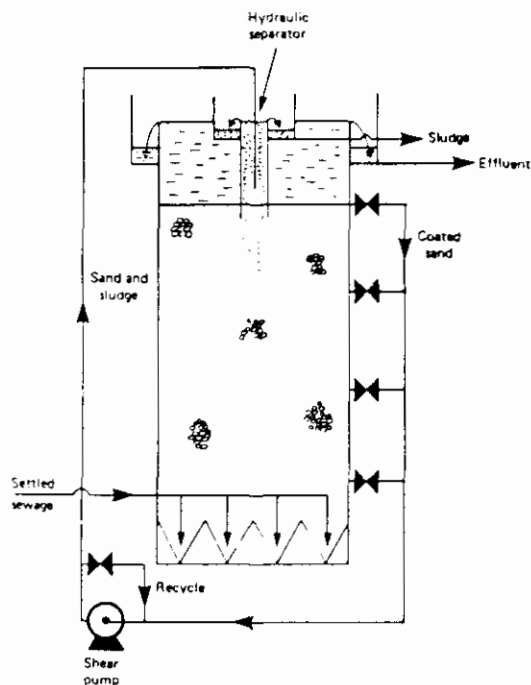


Fig. 3.4 Hydraulische zand/biomassa scheider.

Met het oog op een goede slib/zand scheiding moet de diameter van de drager bij genoemde systemen niet kleiner zijn dan circa 0,25 mm [33].

In de literatuur [35] is een systeem beschreven waarbij de zand/biomassa scheiding achtereenvolgens bestaat uit een zandpomp, een hydrocycloon (Dorr-Oliver) en een zeefbocht (DSM). De biomassa wordt via de bovenloop van de hydrocycloon en de onderloop van de zeefbocht afgevoerd. Het betreft hier de Dorr-Oliver fluidbed-installatie voor denitrificatie van drinkwater te Bucklesham.

Oppelt et al. [32] werkten met warm water om de biomassa van de drager te scheiden.

De indruk bestaat dat zowel het onthechten van het slib van de drager (mechanisch, thermisch, chemisch of anderszins) als de mechanische afscheiding van slib en drager kritische factoren

zijn, die nog veel aandacht vragen. Bij air-lift slib-op-drager systemen hecht de biomassa zich onder omstandigheden van hoge afschuifkrachten aan de drager. Het onthechten van biomassa zal daarom niet eenvoudig zijn of wellicht op andere wijze dienen te geschieden.

Resumerend kan worden opgemerkt dat een goed zand-biomassa scheidingsysteem aan de volgende voorwaarden zal moeten voldoen:

- hoog drogestofgehalte van het afgescheiden slib (vermindering van de kosten van slibverwerking);
- schoon zand of drager met een zeer dunne biofilm (snelle heraan groei?);
- weinig zwevende stof in het effluent.

4 TOEPASSING EN ZUIVERINGSRESULTATEN VAN TWEE-FASENREACTOREN

Bij het onderzoek aan stedelijk afvalwater in pilot-plant opstellingen ligt de toegepaste hydraulische verblijftijd (betrokken op de lege fluidbedkolom) tussen 15 en 80 minuten [8,32,33]. De bereikte zuiveringsrendementen zijn meestal niet hoger dan circa 75% op CZV-basis. Alleen bij de langere verblijftijden treedt een beperkte nitrificatie op [33]. Een voorbeeld is hierna opgenomen.

Een pilot-plant fluidbedreactor (zie figuur 3.1) met een capaciteit van 273 m³ per dag is in gebruik op de rioolwaterzuiveringsinrichting van Nassau County, New York. In deze reactor is de BZV-afbraak van voorbezonden huishoudelijk afvalwater (primair effluent) onderzocht. De belangrijkste gegevens zijn vermeld in tabel 4.1.

Tabel 4.1 Gegevens over pilot-plant onderzoek naar de zuivering van van voorbezonden huishoudelijk afvalwater in een fluid-bedreactor [8].

omschrijving	eenheid	waarde
capaciteit	(m ³ /dag)	273
diameter fluidbedreactor (fbr)	(m)	0,6
hoogte fbr	(m)	4,5
bedhoogte (gepakt)	(m)	1,4
bedhoogte (gefluïdiseerd)	(m)	3,6
dragermateriaal		zand
deeltjesgrootte	(mm)	0,6
primair effluent		
BZV in	(mg/l)	94*
BZV uit	(mg/l)	11
SS in (zwevende stof)	(mg/l)	65
SS uit	(mg/l)	25
hydraulische verblijftijd	(min)	16**
slibverblijftijd (slibleeftijd)	(dag)	3,5
concentratie biomassa	(kg/m ³)	14,2
BZV (slib-)belasting	(kg/kg.d.s.dag)	0,62
beluchting		zuivere O ₂
recirculatieverhouding		2,2
slibproductie	(kg d.s./kg BZV verwijderd)	0,2 - 1,0
slibproductie bij slibbelasting van 0,65 kg/kg.d.s.dag (kg d.s./kg BZV verwijderd)		0,52
droge stofgehalte na slib/drager-scheiding	(%)	0,7 - 1,2
gehalte aan opgeloste zuurstof in het effluent	(mg/l)	3 - 4

* lager BZV dan in Nederland.

** betrokken op het influentdebiet.

In tabel 4.2 zijn enkele zuiveringsresultaten in termen van CZV, BZV en SS van de zuivering van stedelijk afvalwater in pilot-plant fluidbedreactoren vermeld.

Tabel 4.2 Zuiveringsprestaties van pilot-plant fluidbedreactoren voor de zuivering van stedelijk afvalwater.

	influent			effluent			referentie
	CZV	BZV	BZV ²	CZV	CZV ²	BZV	
			SS				
--	--	94	65	--	--	15	4 25
--	--	--	76,7	92	--	--	34,8 98,3
323	153	137	47	94,4	141	62	11 51,4
501	226	220	95	136	228	86	10 103
515	246	249	116	160	107	62	22 4 51
275	141	214	91	154	--	48	32 9 26
--	--	170	80	149	--	--	59 22 78
--	--	151	82	111	--	--	23 9 31
--	--	173	93	125	--	--	19 9 29
--	--	176	93	112	--	--	19 13 19

getuurd, c.q. opgelost

In figuur 4.1 is het BZV van het effluent in mg/l als functie van de slibbelasting (g BZV/g organische stof.dag) weergegeven.

Het voorbezonden influent bevat 94 mg/l BZV. Uit deze figuur volgt dat om te voldoen aan een effluent eis van 30 mg/l BZV de substraat tot biomassaverhouding (= slibbelasting) $\leq 1,1$ moet zijn. Bij een BZV-belasting van 0,5 g BZV/g.org.slib.dag is het zuiveringsrendement 85%; bij een tweemaal zo hoge belasting is dit rendement beduidend lager, 70%.

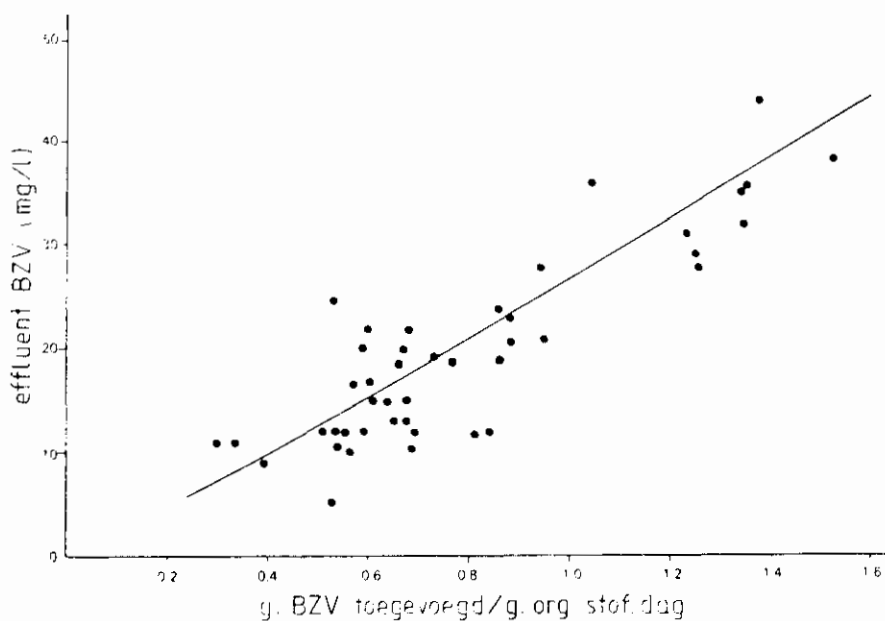


Fig. 4.1 Effect van BZV-belasting op het BZV van het effluent [8].

Bij afnemende belasting neemt het zuurstofverbruik per kg verwijderd BZV toe, maar wordt de slibproductie minder.

Een ander interessant gegeven is het zuurstofverbruik. In figuur 4.2 is het zuurstofverbruik in g O₂ per g verwijderd BZV uitgezet tegen de slibbelasting bij verschillende temperaturen.

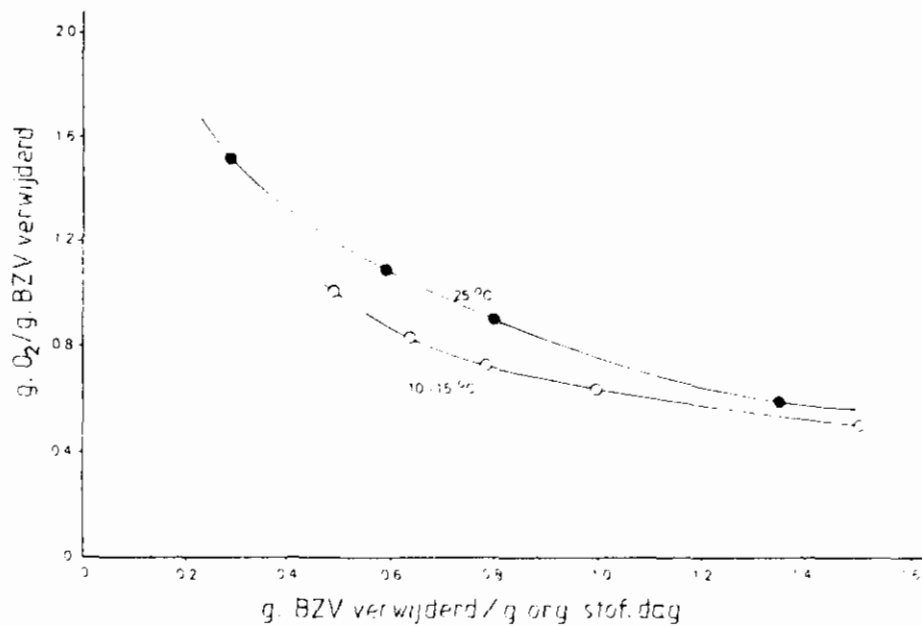


Fig. 4.2 Effect van de BZV-belasting van voorbezonden afvalwater op het zuurstofverbruik [8].

Door Cooper [36] is de zuivering van voorbezonden stedelijk afvalwater in een tweetraps-fluidbedinstallatie onderzocht. In de eerste zuurstofloze (anoxic) trap vond denitrificatie plaats, terwijl in de tweede aërobe trap koolstof- en stikstofoxidatie optrad. De reactorafmetingen, de procesomstandigheden en de zuiveringsresultaten zijn vermeld in tabel 4.3 en 4.4.

Tabel 4.3 Procesomstandigheden van een tweetraps-fluidbedinstallatie met voorbezonden stedelijk afvalwater [36].

	eenheid	zuurstofloze ("anoxic") reactor 0,2 m Ø x 4 m	aërobe reactor 0,48 m Ø x 4,5 m
vloeistofverblijftijd	(min)	13	90
temperatuur	(°C)	21,4	22,4
biomassa concentratie	(kg d.s./m ³) ^{***}	18,7	17,7
slibbelasting	(kg BZV/kg d.s.dag) ^{***}	1,36	0,13

in gefluïdiseerde toestand

^{***} "overall"-belasting 0,18 kg BZV/kg.d. (≈ 3 kg BZV/m³.dag)

Tabel 4.4 Resultaten van een tweetraps-fluidbedinstallatie met voorbezonken stedelijk afvalwater (in mg/l) [36].

monster	BZV	TOC	SS	Kj-N	NH ₃ -N	NO _x	opgeloste zuurstof	pH-waarde
voorbezonken afvalwater	221	166	122	56,7	37,4	-	-	7,2-7,5
influent "anoxic" reactor	54	46	37	15,8	8,9	6,9	-	
"anoxic" reactor effluent	37	39	39	16,2	7,9	1,6	0	6,9-7,3
aërobe reactor effluent	9	21	17	4,0	<1,0	10,3	2,0	6,9-7,1

Daarnaast is de oxidatie van ammonia in effluent onderzocht in een fluidbedreactor. De pilot-plantinstallatie (Horley Works, Thames Water) had een inhoud van 12 m³ (1,83 m x 1,22 m x 5,4 m hoog). De belangrijkste condities en resultaten zijn vermeld in tabel 4.5 en 4.6.

Tabel 4.5 Procescondities van de nitrificatie-fluidbedreactor te Horley STW [36,37].

procescondities	eenheid	waarde
debiet	(m ³ /dag)	370 (≅ 1700 i.e.)
recirculatieverhouding	(-)	3:1
opwaartse snelheid	(m/h)	31
bedvolume	(m ³)	9,8
vloeistofverblijftijd	(min)	38
biomassaconcentratie	(kg d.s./m ³)	8,1
temperatuur	(°C)	17,9
proefduur	(dagen)	69
- BZV-belasting	(kg BZV/kg d.s./dag)	0,084
- BZV-belasting	(kg BZV/m ³ .dag)	0,70
- NH ₃ -N-belasting	(kg NH ₃ -N/kg d.s./dag)	0,126
- NH ₃ -N-belasting	(kg NH ₃ -N/m ³ .dag)	1,02

Tabel 4.6 Zuiveringsresultaten van de nitrificatie-fluidbedreactor te Horley STW [36,37].

resultaten	eenheid	voeding	effluent
BZV	(mg/l)	18	12
NH ₃ -N	(mg/l)	27	3
SS	(mg/l)	30	23
pH-waarde		6,8	6,1
NH ₃ -N-verwijderingssnelheid (kg NH ₃ -N/kg d.s.dag)		0,112	
NH ₃ -N-verwijderingssnelheid (kg NH ₃ -N/m ³ .dag)		0,91	

Fluidbedreactoren, werkend onder aërobe condities, zijn tevens onderzocht op de koolstofoxidatie van een geconcentreerd koolhydraathoudend afvalwater [17]. Het BZV van het afvalwater werd gereduceerd van 3456 mg/l tot 211 mg/l (BZV na filtratie 38 mg/l).

Bij een slibconcentratie in de reactor van 12 g/l bedroeg de verblijftijd 5,6 uur.

Andere toepassingen van aërobe fluidbedreactoren zijn: de koolstofoxidatie en nitrificatie van het afvalwater van een viskwekerij [16] en de behandeling van afvalwater afkomstig van kolenconversieprocessen. Dit afvalwater bevat fenolen, thiocyanaten en zwavelwaterstof [2,17]. In de bijlagen 1 en 2 is een overzicht gegeven van de toepassingen van fluidbed-afvalwaterzuiveringssystemen volgens het Dorr-Oliver ontwikkelde Oxitron en Anitron systeem [38].

5 TWEE-FASEN FLUIDBEDREACTOR VERSUS ACTIEF-SLIB- OF OXIDATIEBED- INSTALLATIE

5.1 Procesparameters

Kenmerkend voor de fluidbedreactor is de hoge concentratie aan actieve biomassa per m^3 reactorvolume en in verband daarmee het grote specifieke oppervlak per m^3 reactorruimte. Daar de biomassa als een dunne film rondom biologisch inerte deeltjes aanwezig is (filmdikte 50 tot 100 μm), is de stoftransportsnelheid hoog. Een en ander heeft tot gevolg dat hoge BZV-belastingen kunnen worden toegepast. In tabel 5.1 zijn voor een aantal zuiveringssystemen enkele belangrijke procesparameters gegeven.

Tabel 5.1 Vergelijking van belangrijke procesparameters voor enkele zuiveringssystemen.

zuiveringssysteem	contact- oppervlak m^2/m^3 reactorvolume	drogestof- concentratie $kg\ d.s./m^3$ reactorvolume	BZV-belasting $kg\ BZV'/m^3.d.$ *	ref.
oxidatiebedden	40 - 100	3 - 7 ³⁾	0,2 - 0,6	[21]
bioschijven	130 - 165	10 - 20 ³⁾	0,8	[4]
actief-slib met lucht		3 - 6 ¹⁾ 2 - 3 ²⁾	0,5 - 2,0	[20]
actief-slib met zuivere zuurstof		6 - 8 ¹⁾ 3 - 5 ²⁾	1,2 - 2,4	[19]
fluidbedreactor voor BZV-afbraak en nitri- ficatie (2-fasen)	2600 - 4000	12 - 20 ²⁾	8 - 16	
fluidbedreactor voor denitrificatie (2-fasen)	2600 - 4000	30 - 40 ²⁾		

* BZV' = BZV afgebroken

1) betrokken op de totale slibmassa

2) betrokken op de organische fractie uit het slib.

3) waarbij een deel effectief meedoet.

Volgens Cooper [36] bedraagt de actieve biomassa concentratie in een aërobe fluidbedreactor 10 - 20 $kg\ d.s./m^3$ (in gefluïdiseerde toe-

stand) en is in een zuurstofvrije (anoxic) fluidbedreactor een biomassaconcentratie van 20 - 30 kg d.s./m³ mogelijk.

De tabel laat duidelijk zien dat het contactoppervlak, de actieve biomassaconcentratie en de BZV-belasting vele malen groter zijn dan bij conventionele oxidatief biologische zuiveringssystemen.

5.2 Ruimtebeslag

Een direct gevolg van de hoge belastbaarheid van een fluidbed (slib-op-drager)-reactor is dat deze compact kan worden gebouwd. Dit betekent dat een belangrijke volumebesparing en als gevolg daarvan een besparing op de bouwkosten mogelijk is. Bij een rioolwaterzuiveringsinrichting met een capaciteit van 100.000 i.e. wordt per dag circa 3000 kg BZV aangeboden. Voor een actief-slibinstallatie, werkend bij een belasting van 1 kg BZV/m³.dag, bedraagt het reactorvolume (volume van de aëratie- of beluchtingsruimte) 3000 m³. Het netto terreinoppervlak van aëratie- en bezinktanks bedraagt 860 m² + 1260 m² = 2120 m².

Bij een belasting van bijvoorbeeld 12 kg BZV/m³.dag bedraagt het volume van de fluidbedreactor 250 m³ in plaats van 3000 m³.

Indien het zand-biomassa scheidingssysteem zodanig werkt, dat spuislib met een drogestofgehalte van 4 - 7% wordt geproduceerd, kan de nabezinking en de slibindikking komen te vervallen. Dit heeft een verdere reductie van het bouwvolume (en daarmee van de bouwkosten) tot gevolg. De verhouding nabezinking + indikkervolume: aëratievolume varieert in de praktijk van 0,3 tot 1,5. Bij een zeer laag belaste actief-slibinstallatie, bijvoorbeeld een oxidatiesloot, is deze verhouding klein; bij een hoge belasting is de verhouding hoog. Als deze verhouding gemiddeld op 0,65 wordt gesteld, bedraagt de volumebesparing door het achterwege laten van nabezink- en slibindikkingstank $0,65 \cdot 3000 \text{ m}^3 = 1950 \text{ m}^3$. Hier staat uiteraard tegenover dat het zand-biomassa scheidingssysteem ook een bepaald, vooralsnog onbekend, volume inneemt. Dit volume zal naar verwachting klein zijn. Bij deze beschouwing is er vanuit gegaan dat het effluent van de fluidbedreactor evenveel zwevende stof bevat als het effluent van de actief-slibinstallatie. Ingeval het effluent

van de fluidbedreactor meer zwevende stof bevat (slibuitspoeling) is aanvullende scheidingsapparatuur, bijvoorbeeld met multi-media filters, vereist.

Volgens de literatuur wordt met een fluidbedreactor een 5- tot 10-voudige reductie in bouwvolume bereikt.

De hoge volumebelasting en de eventuele produktie van een geconcentreerd slib brengt uiteraard ook een reductie van het benodigde grondoppervlak met zich mee. Aangenomen dat de werkhoogte van de fluidbedreactor 1,5 x de hoogte van de beluchtingsruimte van de actief-slibinstallatie is, zal voor het gegeven voorbeeld het grondoppervlak van de fluidbedreactor 6% van het grondoppervlak van de beluchtingsruimte zijn. In de literatuur wordt aangegeven dat een besparing van het terreinoppervlak van 80% mogelijk is.

Een mogelijk bijkomend voordeel van een compacte bouwwijze is dat de bouwtijd kan worden bekort.

5.3 Zuurstofinbreng

Bij de BZV-belasting, die bij conventionele oxidatief biologische zuiveringsinstallaties wordt toegepast, kan de benodigde zuurstof altijd in de vorm van lucht met betrekkelijk eenvoudige middelen worden toegevoerd. De gebruikelijke aëratiesystemen zijn: oppervlaktebeluchters, bellenbeluchters en borstels. In bijlage 3 is aangetoond dat dergelijke, met omgevingslucht werkende systemen bij twee-fasen fluidbedreactoren werkend onder een hoge BZV-belasting niet kunnen worden toegepast, omdat het zuurstoftoevoerend vermogen onvoldoende is. Bij drie-fasen reactoren ligt deze situatie anders (zie hoofdstuk 6).

Toevoer van zuurstof in de vorm van technisch zuivere zuurstof en recirculatie van effluent is noodzakelijk. Het zuurstoftoevoerend vermogen is bij gebruik van zuivere zuurstof globaal een factor 4,8 x hoger ($OC_{O_2} \hat{=} 4,8 \times OC_{lucht}$).

Zuivere zuurstof moet worden gekocht of bij voldoende hoge capaciteit (> 100.000 i.e.) op de zuiveringsinrichting zelf worden geprodu-

ceerd. Aan de produktie van zuivere zuurstof zijn hoge kosten verbonden. Bij sommige industrieën is zuivere zuurstof goedkoop en/of is ruimte beperkt aanwezig. Een fluidbed slib-op-dragersysteem kan in dat geval aantrekkelijk zijn.

Opgemerkt wordt, dat er ook conventionele actief-slibinstallaties zijn die met zuivere zuurstof werken (Unox of Lindox). Dit is evenwel niet om reden dat de zuurstofoverdracht limiterend is, maar om een aantal terecht of ten onrechte geclaimde voordelen die aan een systeem werkend met zuivere zuurstof verbonden zijn, zoals bijvoorbeeld de betere slibeigenschappen. Ter vergelijking zijn in tabel 5.2 enkele procesparameters vermeld.

Tabel 5.2 Ontwerpgegevens voor "zuurstof"- en "lucht" actief-slibinstallaties [39]

omschrijving	eenheid	zuurstof	lucht
reactorverblijftijd	(h)	1 - 2	3 - 6
biomassaconcentratie	(kg/m ³)	6 - 10	1,5 - 5
BZV-belasting	(kg/m ³)	(2,4 - 3,2)	(0,48- 0,96)
O ₂ -concentratie, opgelost	(mg/l)	8 - 10	1 - 2
slibproduktie	(kg o.s./kg BZV)*	0,30- 0,45	0,5 - 0,78

* kg BZV verwijderd.

De zuurstoftoevoer wordt zodanig ingesteld dat het zuurstofgehalte in het effluent van de fluidbedreactor 2 mg/l of meer bedraagt. Onder normale bedrijfsomstandigheden treedt daarbij geen uitputting van de zuurstof in de biolaag op [33].

5.4 Energieverbruik

Ten behoeve van een beschouwing over het energieverbruik van een actief-slibinstallatie en een twee-fasen fluidbedreactor zijn in figuur 5.1 beide systemen weergegeven. Aangenomen dat het afval-

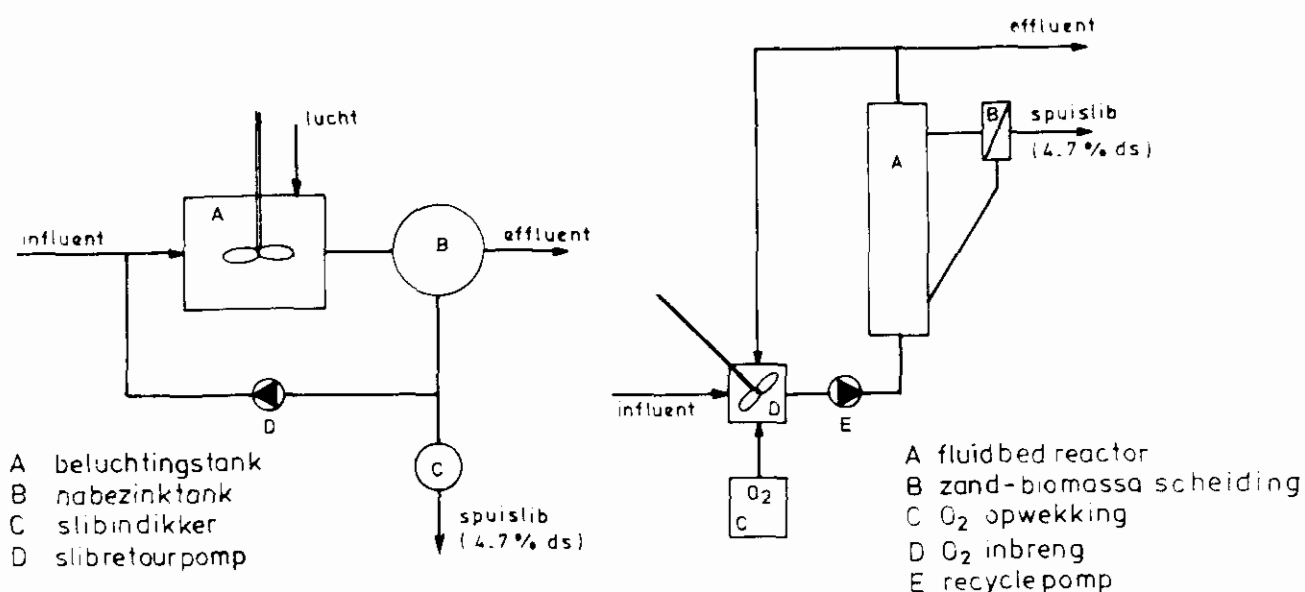


Fig. 5.1 Actief-slibinstallatie (l) en twee-fasen fluïdbedreactor (r)

water dezelfde voorbehandelingsapparatuur is gepasseerd, - grofvuil-rooster, zandvanger en voorbezinker -, kan voor de vergelijking van het energieverbruik het plaatje van figuur 5.1 worden gebruikt. De energieverbruikers die hieruit naar voren komen en in deze paragraaf nader worden geanalyseerd zijn in tabel 5.3 opgenomen.

Tabel 5.3 *Energieverbruikers*

actief-slibinstallatie	twee-fasen fluïdbedreactor
beluchting door middel van een conventioneel beluchtingssysteem (b.v. oppervlaktebeluchter)	opwekking van zuivere zuurstof en zuurstofinbreng
slibrecirculatie	waterrecirculatie
slibbezinking en indikking	zand-biomassa (= slib)-scheiding*

* Aanname:

De zand-biomassa scheiding is zodanig geoptimaliseerd dat geen verdere bezinking en/of indikking van het surplus-slib nodig is.

Volgens de literatuur [21,22] bedraagt het rendement van puurzuur-
luchters 1,2 - 2 kg O_2 /kWh, of wel 0,5 - 0,8 kWh/kg O_2 . De energie,
die benodigd is voor de opwekking van technisch zuivere zuurstof
is afhankelijk van het fabricageproces en bedraagt 0,36 kWh/kg O_2
voor een diepkoelinstallatie en 0,45 kWh/kg O_2 voor een adsorptie-
installatie. Voor het inbrengen van de zuurstof in het geval van een
fluidbedreactor is een hoeveelheid energie van 0,2 tot 0,25 kWh/kg O_2
vereist. Het totale energieverbruik voor het opwekken en het in-
brengen van technisch zuivere zuurstof bedraagt derhalve globaal
0,6 - 0,7 kWh/kg O_2 . Aangezien voor eenzelfde vuilaanbod (kg BZV/dag)
in principe bij beide zuiveringssystemen evenveel zuurstof nodig is,
is uit het voorgaande duidelijk dat het energieverbruik op het punt
van beluchting niet sterk verschilt. In de literatuur wordt wellicht
ten onrechte de indruk gewekt dat het energieverbruik voor de
beluchting in geval van een fluidbedreactor lager ligt.

Het energieverbruik als gevolg van het recirculeren van slib of
water wordt in hoofdzaak bepaald door het debiet en de opvoerhoogte
c.q. de drukval. Bij een actief-slibinstallatie wordt de actieve
biomassa gerecirculeerd. De hoeveelheid retour-slib bedraagt 20 - 30%
($R = 0,2 - 0,3$) van de hoeveelheid voorbezonden afvalwater (primaire
influent). Vaak kunnen grotere hoeveelheden slib worden gerecircu-
leerd ($R = 1 - 1,5$). Volgens Koot [21] is de opvoerhoogte van het
slibtransport zeer gering.

Bij een fluidbedreactor wordt ten behoeve van de zuurstofinbreng
gezuiverd afvalwater (effluent) gerecirculeerd. Voor afvalwater met
een BZV-gehalte van 300 mg/l kan worden berekend dat de recircula-
tieverhouding (verhouding retourstroom: influentstroom) circa 5 be-
draagt als de zuurstofconcentratie na de O_2 -generator 40 mg/l is.
De benodigde opvoerhoogte wordt mede bepaald door de drukval over de
kolom. Deze kan in principe worden berekend met de formule

$$\Delta p = g(1 - \epsilon) (\rho_d - \rho)l,$$
 waarin: g de versnelling van de zwaartekracht, ϵ de porositeit van het bed, ρ_d en ρ de dichtheid van respectievelijk dragermateriaal en vloeistof en l de bedhoogte voorstellen.

Volgens de literatuur bedraagt de drukval in systemen met zand bij $\geq 100\%$ bedexpansie 0,4 - 0,5 m/m bedhoogte. Bij een bedhoogte van 6 à 8 m bedraagt de drukval derhalve 3 à 4 m waterkolom. Hier moet in het uiterste geval eenzelfde bedrag worden bijgeteld voor de drukval over het vloeistofverdeelsysteem in verband met de stabilisering van de stroming in de fluidbedreactor.

Wordt gemakshalve aangenomen dat de benodigde opvoerhoogte bij beide systemen gelijk is (waarschijnlijk is de opvoerhoogte in geval van een actief-slibinstallatie lager), dan zullen de energieverbruiken zich verhouden als de debieten. Dit betekent dat het energieverbruik ten behoeve van de waterrecirculatie bij een fluidbedreactor 4 - 20* maal hoger is dan bij een actief-slibinstallatie.

Over het energieverbruik ten behoeve van de slibbezinking en slib-indikking is betrekkelijk weinig bekend. Energie wordt gebruikt voor de aandrijving van een roerwerk (slibruimer). In de literatuur [23] is het benodigde motorvermogen voor de aandrijving van het roerwerk voor een reeks tankdiameters (range 6 - 100 m) gegeven. Op grond van enkele aannamen kan hieruit het roervermogen per m^3 tankinhoud worden berekend. Dit blijkt erg laag te zijn, namelijk 0,4 W/ m^3 bij een tankdiameter van 100 m tot 2 W/ m^3 bij een tankdiameter van 20 m. Voor de behandeling van 3780 m^3 /dag (158 m^3 /h) zal bij een slib-recirculatieverhouding van 30% en een verblijftijd van 2 uur de inhoud van de bezinktank 410 m^3 bedragen. De roerenergie bedraagt dan 820 W en het geïnstalleerde vermogen ($\eta = 75\%$) afgerond 1,1 kW. Volgens Sutton en Becker [24] bedraagt het geïnstalleerde vermogen voor de zand-biomassa-scheiding 15 kW bij een verwerkingscapaciteit van 3780 m^3 /dag.

Samengevat leveren de tabellen 5.4 en 5.5 de in de literatuur vermelde gegevens met betrekking tot energieverbruik en geïnstalleerd vermogen op.

* 6/1,5 c.q. 6/0,3.

Tabel 5.4 Vergelijking van het energieverbruik [4].

actief-slib- installatie met lucht	actief-slibinstallatie met zuivere zuurstof	fluidbedreactor met zuivere zuurstof (Oxitron), twee fasen
beluchting 5,5 W/m ³ .d	zuurstofopwekking 2,4 W/m ³ .d zuurstofinbreng 2,8 W/m ³ .d	zuurstofopwekking + inbreng 2,4 W/m ³ .d
slibretour 0,8 W/m ³ .d	slibretour 1,1 W/m ³ .d	waterrecirculatie 2,3 W/m ³ .d
totaal 6,3 W/m ³	totaal 6,3 W/m ³ .d	totaal 4,7 W/m ³ .d
energieverbruik 100%	energieverbruik 100%	energieverbruik 76%

In deze opgave ontbreekt het energieverbruik ten behoeve van de slibafscheiding en de zand-biomassa scheiding. Het influent bestaat uit huishoudelijk afvalwater met een BZV van 150 mg/l. Dit is ongeveer de helft van het BZV van Nederlands stedelijk afvalwater.

Tabel 5.5 Geïnstalleerd vermogen voor 3780 m³/d industrieel afvalwater (BZV = 3000 mg/l) [24].

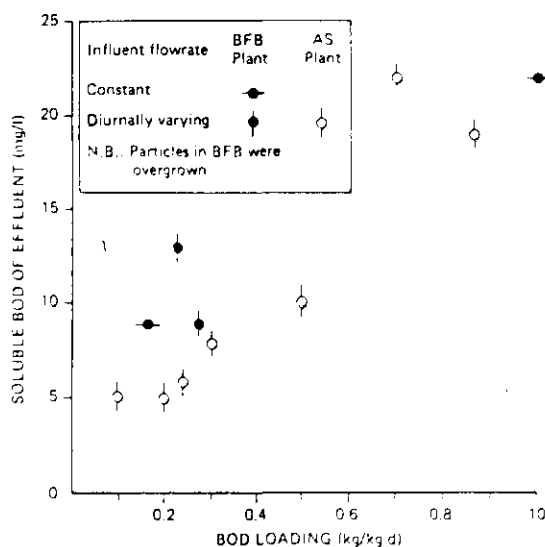
actief-slibinstallatie met lucht		fluidbedreactor met zuivere zuurstof (Oxitron), twee fasen	
beluchting	433 kW	zuurstofopwekking	212 kW
		zuurstofinbreng	?
slibretour	60 kW	waterrecirculatie	179 kW
		biomassa scheiding	15 kW
totaal	493 kW	totaal	> 406 kW

Uit de tabellen blijkt dat het energieverbruik bij een twee-fasen fluidbedreactor hoger is dan bij een actief-slibinstallatie. In de literatuur wordt ook vermeld dat het energieverbruik gelijk, tot zelfs 24% lager is.

5.5 Zuiveringsprestaties

Er is betrekkelijk weinig bekend over de zuiveringsprestaties van fluidbedreactoren voor de aërobe zuivering van huishoudelijk afvalwater. Ervaring op praktijkschaal ontbreekt op dit moment. Desondanks is er geen reden om aan te nemen dat de prestaties van de fluidbedreactor veel slechter zouden zijn dan die van de actief-slibinstallatie. Beide systemen zijn immers gebaseerd op hetzelfde zuiveringsprincipe.

Uit een vergelijkend onderzoek tussen twee-fasen fluidbedsystemen en actief-slibsystemen concluderen Hoyland et al. [33] dat het actief-slibstelsel bij gelijke BZV-belasting iets lagere BZV-gehalten in het effluent oplevert (zie figuur 5.2). Als oorzaak geven zij aan dat een gedeelte van de drager een te dikke, weinig actieve biofilm zou hebben.



BFB = biological fluidised bed

AS = activated sludge

Fig. 5.2 Effect van BZV-belasting op opgeloste BZV in het effluent van de fluidbedreactor en actief-slibinstallatie te Coleshill.

Het actief-slibstelsel is beter in staat een grote toevoer aan zwevende stof in het influent op te vangen dan het fluidbed-slib-opdrager-systeem.

In de literatuur [25] is aangegeven dat bij een belasting van 10 kg BZV/m³.dag het BZV (gefiltreerd) van het effluent 15 mg/l bedroeg. Voor het bereiken van BZV-waarden < 15 mg/l (zonder "effluent polishing") was het nodig de volumebelasting terug te brengen tot de bij conventionele installaties gebruikelijke waarden. Dit in verband met de bijdrage van de zwevende deeltjes aan het totaal BZV van het effluent. Hierdoor gaat uiteraard het voordeel van de hoge belasting verloren!

5.6 Zuiveringsslib

De slibproductie is afhankelijk van de slibbelasting. Bij een BZV-belasting van 0,62 kg/kg d.s.dag werd in een fluidbedreactor per kg afgebroken BZV 0,5 kg spuislib (gerekend als droge stof) per dag geproduceerd. Berekend volgens Koot [21] zou dit cijfer aan de lage kant zijn. Immers met de empirische relatie voor de slibgroei $G_{sa} = 1,2 \cdot k^{0,23} \cdot \frac{\eta}{100} \cdot B$, waarin G_{sa} = de slibgroei (kg/m³.d), k = de slibbelasting, η = het verwijderingsrendement en B = de BZV-belasting in kg/m³.d voorstellen, wordt een slibproductie per kg afgebroken BZV van circa 1 kg droge stof berekend. Imhoff [26] vermeldt een gemiddelde slibproductie voor actief-slibinstallaties voor de zuivering van voorbezonken stedelijk afvalwater van 27 - 36 gram droge stof per inwoner per dag.

Aannemende, dat na bezinking van de primaire slibstoffen uit het afvalwater, 35 g BZV per inwoner per dag in het biologische deel van de actief-slibinstallatie wordt gezuiverd en dat het zuiveringspercentage 90% bedraagt, kan een slibproductie van 0,85 - 1,1 kg droge stof per kg afgebroken BZV worden berekend. De indruk bestaat derhalve dat de slibproductie van de fluidbedreactor aan de lage kant is, wat evenwel op theoretische gronden niet verklaarbaar is.

Bij het eerder genoemde onderzoek van Hoyland [33] werd bij de fluidbedreactor 0,5 kg slib/kg toegevoerd BZV gevonden; bij het actief-slibstelsel bedroeg deze waarde 0,7. Uit het gelijke zuurstofverbruik van beide systemen concluderen de onderzoekers dat de slibproductie gelijk had moeten zijn. Verschil in zwevende stofgehalten in het effluent trad slechts incidenteel op. De indruk

bestaat dat de feitelijke slibproductie niet goed bekend is, maar zeker niet hoger zal zijn dan bij actief-slibsystemen.

Over de slibkwaliteit is niets bekend. De slibeigenschappen, in het bijzonder de ontwateringseigenschappen, zijn niet onderzocht. Dit is een duidelijke omissie en zal bij onderzoek op dit gebied zeker in het meetprogramma moeten worden opgenomen. De slibverwerking is immers een belangrijk onderdeel van de afvalwaterzuivering, waaraan hoge kosten (tot 40% van de totale exploitatiekosten) zijn verbonden.

5.7 Kosten

In het voorgaande is uiteengezet dat voor eenzelfde verwerkingscapaciteit het reactorvolume bij een fluidbedreactor aanzienlijk kleiner is dan bij een actief-slibinstallatie. Als gevolg hiervan zal de investering van een fluidbedreactor lager zijn dan die van een actief-slibinstallatie in het bijzonder met betrekking tot de investering van de beluchtingsruimte. Bij een optimaal werkend zand-biomassa scheidingssysteem kan geconcentreerd spuislib (d.s.-gehalte 4 - 7%)* worden afgevoerd. Slibbezinkings- en indikkingstank(s), in gebruik bij actief-slibinstallaties, zijn dan niet nodig; wel uiteraard zand-biomassa scheidingsapparatuur. Als het voorgaande waar blijkt te zijn, zal dit naar verwachting tot een lagere investering leiden.

Tegenover het voordeel van het kleinere reactorvolume, staat het nadeel dat bij een aërobe twee-fasen fluidbedreactor voor stedelijk afvalwater technisch zuivere zuurstof moet worden gebruikt. De investering van een installatie voor de fabricage van zuivere zuurstof, gekoppeld aan de apparatuur voor de zuurstofinbreng, is hoger dan de investering van conventionele beluchtingsapparatuur. Dit gaat weer ten koste van de kostenverlaging als gevolg van de reductie in bouwvolume. Er is derhalve sprake van een verschuiving van kapitaalslasten naar operationele kosten. Hoe de kostenverhoudingen exact liggen is, uit de schaars ter beschikking staande literatuur-

* Door Hoyland et al. [33] worden, afhankelijk van het zand/biomassa scheidingssysteem, lagere d.s.-gehalten tot maximaal 4,5% vermeld.

1. De kosten van de aëratietank zijn 5,8 x hoger dan die van de fluidbedreactor. Dit is te wijten aan de hoge kosten van de beluchting. De kosten van de beluchting bij de fluidbedreactor zijn 3,5 x hoger dan die van de aëratietank. Dit is te wijten aan de hoge kosten van de beluchting bij de fluidbedreactor.

Tabel 5.6 Kostenvergelijking van een twee-fasen fluidbedreactor en een actief-slibinstallatie [8].

	fluidbed- reactor 37850 m ³ /d	actief-slib- installatie 37850 m ³ /d
contacttank	\$ 560.000	
U-buis	440.000	
fluidbedinstallatie	330.000	
zuurstofgenerator	780.000	
pompgebouw	180.000	
beluchtingstanks		\$ 2.240.000
blowers en gebouw		510.000
nabezinktanks	910.000	910.000
retourslib-pompen en gebouw		460.000
slibpompen		50.000
sub-totaal	\$ 3.200.000	\$ 4.170.000
onvoorzien 10%	320.000	420.000
totaal	\$ 3.520.000	\$ 4.590.000
verschil		\$ 1.070.000

Uit de gegevens kan worden afgeleid dat de bouwkosten van de fluidbedreactor 5,8 x lager zijn dan die van de aëratietank, terwijl de kosten voor de beluchting bij de fluidbedreactor circa 3,5 x hoger zijn. De totale kosten van de fluidbedreactor zijn 2,7% lager. Vergaan moet worden of dit ook voor de Nederlandse situatie geldt.

Het overzicht laat zien dat bij de fluidbedreactor de kosten van de nabezinktanks zijn meegenomen.

Cooper e.a. [27] komen op grond van een kostenstudie eveneens tot de conclusie dat de investering van een fluidbedreactor 25% lager is. Het is goed er op te wijzen dat het hier om een kostenschatting gaat. Fluidbedreactoren voor de oxidatief-biologische zuivering van stedelijk afvalwater zijn immers op praktijkschaal nog nauwelijks gebouwd. Figuur 5.3 geeft een schematisch overzicht van de resultaten van de kostenevaluatie.

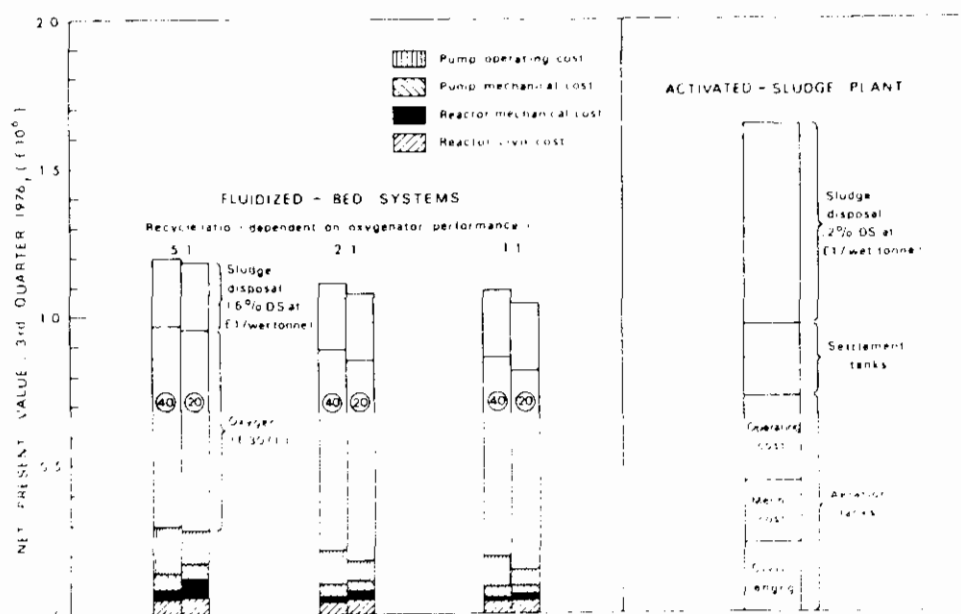


Fig.5.3 Investeringskosten voor een fluidbedreactor en een actief-slibinstallatie [27].

Uit deze figuur blijkt, dat de kosten van de zuurstofvoorziening ongeveer 60% van de totale kosten uitmaken. De economische haalbaarheid van een fluidbedreactor hangt dus in belangrijke mate van de zuurstofvoorziening af. Indien mogelijk moet het gebruik van zuivere zuurstof derhalve worden vermeden.

Een andere kostenvergelijking is gemaakt door Hoyland [33]. Het resultaat van deze vergelijking is grafisch voorgesteld in figuur 5.4.

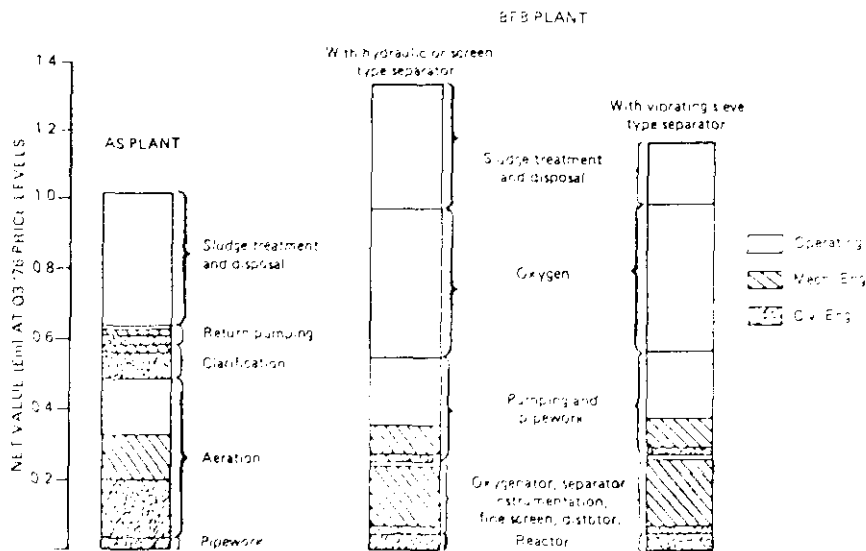


Fig.5.4 Economische vergelijking tussen fluidbed- en actief-slib-(AS)-installatie (capaciteit 10.000 m³/dag).

Hieruit blijkt dat de aërobe zuivering van voorbezonden stedelijk afvalwater in een fluidbedinstallatie duurder is dan in een actief-slibinstallatie. Het verschil in kosten wordt mede bepaald door het type zand/biomassa scheiding en de mate waarin het slib wordt ingedikt. De "beluchting" met zuivere zuurstof en de energievoorziening voor het rondpompen van de vloeistof maken bij een fluidbedinstallatie ongeveer 50% van de exploitatiekosten uit. De onderzoekers stellen echter dat zuivering in fluidbedinstallaties onder andere economisch zou kunnen worden op grote rioolwaterzuiveringsinrichtingen, waar het opwekken van zuivere zuurstof het oogpunt van kosten gunstiger is.

5.8 Knelpunten

In de voorafgaande hoofdstukken is reeds op enkele mogelijke knelpunten, de zuurstofvoorziening en de zand-biomassa scheiding, gewezen. Andere knelpunten zijn:

- het handhaven van de slibbalans, dat wil zeggen het op peil houden van de hoeveelheid actieve biomassa in de reactor (voorkomen van slibuitspoeling). Door de biologische groei op de

deeltjes dragermateriaal ontstaan dichtheidsverschillen, waardoor het bed expandeert en de kans bestaat dat biologisch actief materiaal uit de reactor spoelt. Hierbij speelt uiteraard de fluïdisatiesnelheid of wel de vloeistofbelasting een belangrijke rol. In bijlage 4 wordt hierop meer in detail ingegaan.

De cruciale vraag is of men er in zal slagen bij de hoge belastingen die potentieel mogelijk zijn, het actieve slib in de fluidbedreactor te houden. Hiermee in verband staat ook de vraag of de slibbelasting op de gewenste waarde kan worden ingesteld en gehandhaafd;

- de instroming van het afvalwater in de reactor, of wel de gelijkmatige verdeling van de vloeistof over de doorsnede van de reactor in verband met de gewenste stabiliteit van het bed. In bijlage 5 is berekend dat voor de behandeling van 10.000 m³ afvalwater per dag met een BZV van 300 mg/l, 65.500 m³/dag (afvalwater + recirculatiewater) over een oppervlak van 68 m² gelijkmatig moeten worden verdeeld. De berekening laat tevens zien dat de geometrie van de fluidbedreactor, i.c. de hoogte-diameterverhouding, sterk afwijkt van de in de literatuur vermelde pilotreactoren. Deze hebben over het algemeen een slanke vorm met hoogte-diameterverhoudingen van ≥ 7 . De in bijlage 5 berekende reactor heeft in het gunstigste geval een hoogte-diameterverhouding 1. Dit is waarschijnlijk een gevolg van het feit dat in het rekenvoorbeeld geconcentreerd afvalwater* aan de reactor is toegevoerd, waardoor met een hoge waterrecirculatiestroom moet worden gewerkt: 6,5 in plaats van 2, zoals in de literatuur wordt aangegeven;
- het verlies aan dragermateriaal dat weer moet worden aangevuld. Aan het verlies aan dragermateriaal wordt in de literatuur weinig aandacht besteed. In literatuur [32] wordt een verlies aan zand van 1% of meer per dag vermeld. Ingeval een goedkoop dragermateriaal zoals zand wordt toegepast, speelt dit aspect geen rol van betekenis;

* ten opzichte van Amerikaans afvalwater.

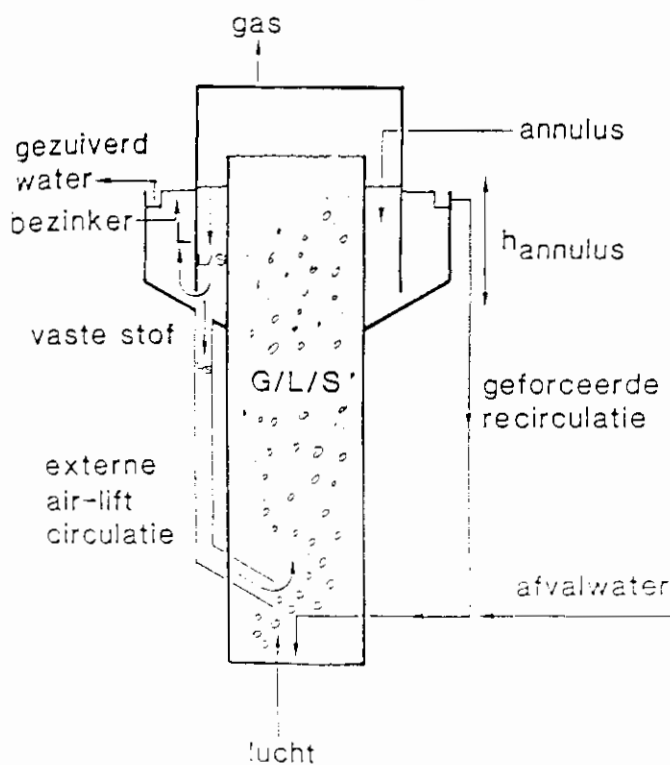
- er is nog weinig informatie beschikbaar over het gedrag van de fluidbedreactor onder praktijkomstandigheden. Over het effect van de temperatuur, de invloed van sterk wisselende belastingen (bijvoorbeeld dag- en nachtaanvoer, droogweer- en regenwateraanvoer) en de aanwezigheid van zwevende stof in het te zuiveren afvalwater op de zuiveringsprestaties van de fluidbedreactor is nog weinig bekend.

6 NIEUWE ONTWIKKELINGEN BIJ SLIB-OP-DRAGERSYSTEMEN

6.1 Drie-fasen (air-lift) reactor

De toepassingsmogelijkheden van slib-op-dragersystemen voor de zuivering van industrieel afvalwater zijn in Nederland onderzocht en verder ontwikkeld door Gist-Brocades (GB). Hierbij zijn zowel de aërobe zuivering (sinds 1979) als de anaërobe zuivering (sinds 1980) uitgebreid onderzocht. Deze ontwikkeling heeft inmiddels geleid tot de bouw van twee praktijkinstallaties, bestaande uit een anaërobe verzurings- en methaanreactor, waarmee het afvalwater van GB wordt gezuiverd [31].

Momenteel wordt de toepassing van de ontwikkelde aërobe fluidbed-techniek voor nitrificatie onderzocht. GB maakt daarbij, evenals Dorr-Oliver, gebruik van zand als dragermateriaal. Het Dorr-Oliver systeem maakt echter gebruik van een twee-fasen (vloeistof/vast) reactor (zie hoofdstuk 3), waarbij de O_2 -toevoer buiten de reactor plaatsvindt en opgelost in het water in de reactor wordt gebracht. Het systeem van GB maakt gebruik van een drie-fasenreactor (vloeistof/vast/gas, zie figuur 6.1), waarbij de zuurstof in de vorm van luchtbellen direct in de reactor wordt gebracht.



Figuur 6.1 Schematische uitvoeringsvorm van een drie-fasenreactor [31].

Bij dit systeem is geen grote vloeistofrecirculatiestroom ten behoeve van de zuurstofvoorziening buiten de reactor nodig, terwijl met luchtzuurstof in plaats van met zuivere zuurstof kan worden gewerkt. Als gevolg hiervan heeft het systeem een lager energieverbruik en mogelijk lagere exploitatiekosten.

De belangrijkste kenmerken van het aërobe drie-fasen fluidbed systeem zijn in tabel 6.1 vermeld.

Tabel 6.1 Kenmerken van de drie-fasenreactor.

biomassaconcentratie (excl.drager)	15 - 30 kg d.s./m ³
dragermateriaal	zand
slibrecirculatie	nee
vloeistofrecirculatie	nee
biomassa/drager scheiding	ja/nee (?)
nabezinking	ja/nee (?)
zuurstofvoorziening	lucht in reactor
knelpunt	geen ervaring met stedelijk afvalwater

Onderzoek bij GB heeft geleid tot een 300 l drie-fasenreactor. Bij een verblijftijd van 20 minuten, een temperatuur van 40 °C en een pH van 7 - 8 is industrieel afvalwater met een CZV van 300 - 700 mg/l gezuiverd. Het verwijderingsrendement op CZV-basis bedroeg circa 70%. Er zijn aanwijzingen dat een lage slibproductie mogelijk is. De biomassaconcentratie bedroeg 15 g/l; de biomassa was als een bielaag van 50 µm aanwezig op zilverzand (0,1 - 0,3 mm) [40]. Het organische stofgehalte in de biolaag bedroeg circa 100 - 150 kg/m³ [41].

Vanaf 1981 is voornoemde reactor verder ontwikkeld voor nitrificatieprocessen. In de reactor is een NH₄⁺-oxidatiecapaciteit gerealiseerd van 5 kg N/m³.dag bij een verblijftijd van 1 uur. De O₂-overdrachtscapaciteit bedroeg hierbij circa 1 kg/m³.h.

De resultaten van GB met de drie-fasenreactor zijn verrassend, omdat de hechting van de biomassa onder turbulente condities naar de mening van andere onderzoekers slecht zou verlopen. Dit aspect duidt eens te meer op het geringe microbiologische inzicht in de hechting van biomassa aan oppervlakken.

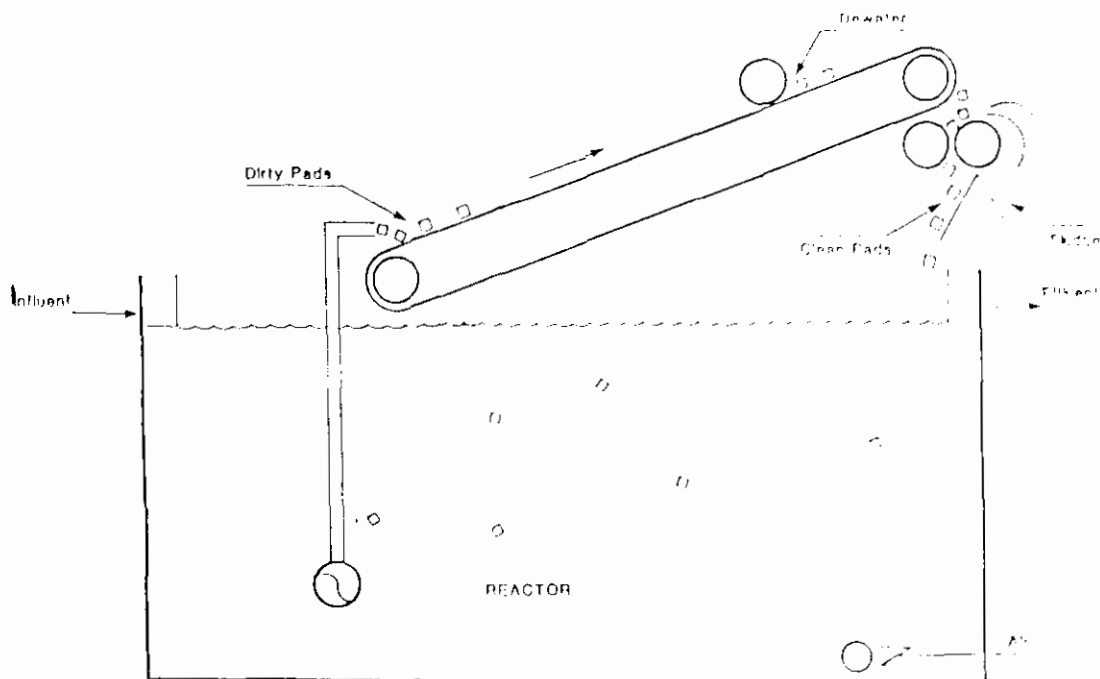
In een aantal publikaties [32,33,42] wordt bezwaar gemaakt tegen het injecteren van lucht of zuurstof in de reactor. Hoyland [33] stelt dat de turbulentie, die door de zuurstofbellen wordt veroorzaakt, afschuring van de micro-organismen van de zandkorrels tot gevolg heeft. Forster [42], die de zuurstofoverdracht in een fluidbed-reactor bestudeerde, is dezelfde mening toegedaan. Hij stelt dat drie-fasenreactoren beduidend hogere overdrachtscoëfficiënten bieden vooral bij hogere gassnelheden. Er is echter een duidelijke bovengrens voor de waarden van de stofoverdrachtscoëfficiënt (K_2a). Bij verhoudingen van de superficiële vloeistofsnelheid en gassnelheid (u_l/u_g) kleiner dan 0,4 is de turbulentie zo hevig, dat er ernstige beschadiging van de biofilm optreedt. Oppelt [32] gaat nog verder door te stellen dat drie-fasencondities moeten worden vermeden. In zijn optiek moeten grote hoeveelheden zuurstofgas buiten de reactor worden opgelost.

Uit het onderzoek bij GB is gebleken [22,40] dat biolagen alleen worden verkregen bij een korte vloeistofverblijftijd τ , waarvoor geldt $\tau < \frac{1}{\mu_{\max}}$; μ_{\max} is de maximale groeisnelheid van de micro-organismen in de reactor. De reden voor deze dwingende voorwaarde wordt gezocht in de enzymatische hydrolyse van de hechtingspolymeren en dus vernietiging van de biolaag, door niet-hechtende micro-organismen, welke zich bij een verblijftijd $\tau > \frac{1}{\mu_{\max}}$ ontwikkelen. Bij $\tau < \frac{1}{\mu_{\max}}$ kan de biolaag zich ongestoord ontwikkelen, omdat de niet-hechtende hydrolyserende micro-organismen tijdig uit de reactor worden gespoeld.

6.2 CAPTOR-proces

Het CAPTOR-proces van UMIST/Simon Hartley Ltd werkt met een drager van poreuze polyurethaan schuimdeeltjes van 25 x 25 x 12 mm, zogenaamde "pads". De porositeit bedraagt circa 95%. Deze pads worden in de aëratietanks van de conventionele actief-slibinstallatie gebracht. De micro-organismen hechten zich aan de "pads", waardoor de biomassaconcentratie wordt verhoogd. Elke "pad" bevat ongeveer 180 mg biomassa, waarvan een groot deel uit protozoa bestaat. De "pads" moeten door het bellenbeluchtingssysteem goed in suspensie worden gehouden. Een gedeelte van de "pads" wordt met een air-lift aan de aëratietank(s) onttrokken en na uitlekken en uitpersen worden

de schone "pads" weer in de aëratietank(s) teruggevoerd (figuur 6.2). Hierbij komt slib vrij met een drogestofgehalte van circa 5%. De nabezinktank kan hierdoor vervallen.



Figuur 6.2 Principe van het CAPTOR-systeem

Uit onderzoek is gebleken dat de zuurstofoverdracht wordt verbeterd. Een belangrijke kostenfactor vormt de slijtage aan en/of het verlies van de "pads". De "pads" zijn relatief duur, f. 2,5/1000 "pads". Bij een concentratie van circa 40.000 per m^3 aëratieruimte komt dit neer op f. 100/ m^3 . De slijtage bedraagt gemiddeld 5% per jaar of wel f. 5 per m^3 beluchttingsruimte per jaar. Met het CAPTOR-proces kunnen overbelaste zuiveringsinrichtingen eenvoudig worden verbeterd door toevoeging van "pads" aan bestaande aëratietank(s). De verhoging van biomassaconcentratie is lager dan bij de fluidbedreactor en de hiervoor besproken air-liftreactor van Gist-Brocades. Hiertegenover staat dat de reactorconfiguratie van de conventionele zuiveringsinrichting niet behoeft te worden gewijzigd.

Het CAPTOR-systeem wordt in Engeland beproefd op de rioolwaterzuiveringsinrichting te Freehold. In Amerika is een pilot-plaatsstudie met het CAPTOR-systeem uitgevoerd in Downingtown. In tabel 6.2 zijn enkele ontwerpgegevens van het CAPTOR-systeem in Freehold vermeld.

Tabel 6.2 Ontwerpgegevens van het CAPTOR-systeem te Freehold.

gemiddeld influentdebiet	(m ³ /dag)	9350
BZV primair effluent	(mg/l)	144
belasting	kg BZV/kg "pads" d.s.	0,56
concentratie aan "pads"	(-/l)	40
slib droge stof "pads"	(mg/"pad")	180
equivalente biomassaconcentratie	(g/l)	7,2
BZV-verwijdering	(%)	75 (70% 's winters, 80% 's zomers)
verblijftijd in CAPTOR-gedeelte	(h)	0,84
totale verblijftijd per beluchtingsstraat	(h)	3,4
d.s.concentratie in spuislib	(%)	5
efficiëncy van de zuurstof-overdracht	(%)	10

Heidman [44] van de U.S. Environmental Protection Agency, die het systeem in Amerika onderzocht, komt tot de conclusie dat de oorspronkelijke, optimistische verwachtingen ten aanzien van de goede werking en de voordelen van het CAPTOR-systeem nog niet zijn bewaarheid. De verwachtingen waren waarschijnlijk te hoog gesteld. De kwaliteit van het effluent was onvoldoende; het gehalte aan zwevende stof was te hoog (gemiddeld 75 mg/l). Het BZV-verwijderingsrendement was laag (45 - 60%). De door Cooper vermelde hogere verwijderingsrendementen zouden betrekking hebben op bezonken effluent. De "pads" blijken inwendig betrekkelijk snel anaëroob te worden, waardoor een deel van de slibactiviteit verloren gaat. Een verbetering van het zuurstofrendement kon niet worden vastgesteld. Problemen deden zich voor met betrekking tot het "pads"-reinigingssysteem en het mengen van de "pads". Zo bedroeg de concentratie aan "pads" aan de influent-zijde van de "reactor" 5 - 10 "pads"/l tegen 40 - 60 "pads"/l aan de effluentzijde. Ook is het voorgekomen dat "pads" gingen opdrijven. Fundamentele aspecten zoals de beste tankconfiguratie en de plaatsing van de beluchtingselementen zijn nog onbeantwoord gebleven. Heidman komt tot de slotconclusie dat er nog veel moet worden onderzocht om de echte potentie van het systeem en zijn beperkingen vast te stellen.

6.3 LINPOR-proces

Dit proces is een Duitse variant van het CAPTOR-systeem. Het is ontwikkeld door Linde AG in samenwerking met de Technische Universiteit München. Linde maakt eveneens gebruik van kunststof sponsjes (zogenoemde Schaumstoffwürfel), die in een aëratietank met bellenbeluchting worden gebracht (combinatie van gefixeerde en vrije biomassa). Het aan de sponsjes gefixeerde slib is actiever dan het gesuspendeerde slib en bevat meer ciliaten en nitrificeerders. De sponsjes hebben een afmeting van 15 x 15 x 15 mm en een porositeit van 80%. De hoeveelheid biomassa op de sponsjes bedraagt 10-20 gram droge stof per liter sponsjes. De turbulentie in de poriën zou voldoende zijn om verstopping tegen te gaan; er zou sprake zijn van een "knedende" werking. Afhankelijk van de gewenste biomassaconcentratie bedraagt het volume van de sponsjes 10 tot 40% van het tankvolume; bij het opstarten 5-10 volume-% (bij voorkeur begroeide sponsjes). In verband met slijtage is een hoge kwaliteit polyurethaanschuim nodig. Kubusvormige sponsjes met een ribbe van 10-15 mm kosten ca. DM 1000/m³. Linde garandeert een verlies aan sponsjes van maximaal 1,5% per jaar.

Een duidelijk verschil met het CAPTOR-systeem is de aanwezigheid van een conventionele nabezinktank. De sponsjes worden met behulp van een geperforeerde plaat (gat ± 6 mm) in de aëratietank tegen gehouden, terwijl de losse actief-slib vlokken in de nabezinktank worden afgescheiden. De sponsjes worden niet gereinigd. Door toevoeging van de sponsjes kan de biomassaconcentratie in de aëratieruimte met een factor 2 à 3 tot 5,5 à 9 kg/m³ worden verhoogd. Hierdoor daalt de slibbelasting en verbetert de kwaliteit van het effluent (lager BZV). Gebleken is dat er gelijktijdig een aanzienlijke verbetering van de slibbezinking en een stabiele bedrijfsvoering optreedt. De slibvolume-index (SVI) bleek in een aantal gevallen met ruim een factor 3 te dalen (van 485 ml/g naar 170 ml/g). Bovendien is het mogelijk dat er een zekere mate van denitrificatie optreedt. Dit wordt toegescheven aan anaërobie in de sponsjes. Het LINPOR-proces kan met voordeel worden toegepast bij overbelaste zuiveringsinrichtingen of bij zuiveringen die te kampen hebben met slecht bezinkend slib (hoge SVI). In dit laatste geval moet het volume aan sponsjes 10 à 20% van het tankvolume bedragen [15, 21].

Gebruik van sponsjes ten behoeve van de nitrificatie van secundair effluent is goed mogelijk. Deze wijze van nabehandeling kan overigens ook bij het CAPTOR-proces worden toegepast. Gezien de lage slibproductie van nitrificerende bacteriën is geen extra nabezink-tank vereist. Het gebruik van sponsjes voor nabehandeling van effluent geeft ook een reductie van het gehalte aan zwevende stof. Thans zijn er 3 pilot-plants (volume aëratietank 20 l tot 6 m³) en 1 praktijkinstallatie voor de zuivering van zuivelafvalwater (capaciteit 2 - 10 m³/h) in bedrijf. Bij deze toepassing werd een lage SVI-waarde van 55 ml/g bereikt. Er is gewerkt met een biomassaconcentratie (totaal d.s.) van 15 kg/m³. Een verklaring voor de lage SVI-waarde wordt in de literatuur niet vermeld.

In een 1 m³ proefinstallatie is de nitrificatie van secundair effluent onderzocht [45]. Het dragermateriaal nam 37 volume procent van het reactorvolume in; de zuurstofinbreng vond plaats door middel van beluchting met fijne bellen. De zuiveringsresultaten zijn vermeld in tabel 6.3.

Tabel 6.3 Nitrificatie van secundair effluent (LINPOR-N).

omschrijving	eenheid	in	uit
Kj-N	(mg/l)	25,2	3,8
NO _x -N	(mg/l)	0,7	17,4
BZV	(mg/l)	16	6
CZV	(mg/l)	67	43
verblijftijd	(h)	1,7	
biomassa op drager	(kg/m ³)	10,2	
biomassaconcentratie in de reactor	(kg/m ³)	3,8	
N-belasting	(kg/m ³ .d.)	0,36	
	(kg/kg.d.)	0,1	

De goede nitrificerende werking wordt vooral toegeschreven aan de hoge slibleeftijd van aan de sponsjes gehechte nitrificerende bacteriën.

Op dezelfde schaal is ook de BZV-afbraak van stedelijk afvalwater onderzocht. De resultaten hiervan zijn vermeld in tabel 6.4.

Tabel 6.4 BZV-afbraak van stedelijk afvalwater (LINFOR-C).

omschrijving	eenheid	in	uit
BZV	(mg/l)	202	16
CZV	(mg/l)	253	17
verblijftijd	(h)	2,5	
biomassa op drager	(kg/m ³)	8,6	
"vrije" biomassa	(kg/m ³)	3,4	
biomassaconcentratie in de reactor	(kg/m ³)	5,5	
BZV-belasting	(kg/m ³ .d.)	2,0	
	(kg/kg.d.)	0,35	
slibvolume-index	(ml/g)	130	(praktijk-installatie 500)

Opgemerkt wordt dat de concentratie aan biomassa in de reactor betrekkelijk gering is in vergelijking met fluidbed slib-op-drager systemen.

Ook voor het LINFOR-proces geldt dat het stromingsgedrag in grote beluchtingsruimten nog in onderzoek is. Dit geldt ook voor de toepassing in systemen met oppervlaktebeluchters. Tevens wordt aandacht besteed aan de stabiliteit en de afmetingen van het dragermateriaal.

LINFOR-C is tot nu toe op technische schaal alleen toegepast ter verbetering van de werking van bestaande zuiveringsinstallaties. In dit verband kunnen worden genoemd de rwzi Freising (100.000 i.v.), de rwzi München-Grosslappen (27 beluchtingstanks, volume 40.000 m³, waarvan 1 tank van 1500 m³ omgebouwd wordt voor LINFOR-C) en rwzi Ammersee (in voorbereiding).

6.4 Biorotoren

Biorotoren of RBC's (rotating biological contactor) worden reeds op betrekkelijk grote schaal toegepast voor de zuivering van stedelijk afvalwater. In 1979 waren er in Amerika 263 biorotorinstallaties in

gebruik op rioolwaterzuiveringsinrichtingen. Door het EPA Water Engineering Research Laboratory, Cincinnati [46] is een onderzoek ingesteld naar de prestaties van biorotoren onder praktijkomstandigheden. Gebleken is onder meer dat biorotoren qua prestatie erg gevoelig zijn voor organische overbelasting of onderbelasting. Het belangrijkste probleem voor het verkrijgen van goede zuiveringsprestaties is zuurstoflimitatie. De exploitatiekosten van biorotoren zijn over het algemeen lager dan die van actief-slibsystemen, maar hoger dan die van oxidatiebedden. Enkele belangrijke resultaten van het Amerikaans onderzoek zijn hieronder weergegeven:

- met biorotoren wordt de Amerikaanse effluenteis van BZV < 30 mg/l wel gehaald. De standardeis voor BZV verwijdering, minimaal 85% wordt lang niet in alle gevallen gehaald. Het gemiddelde BZV-verwijderingspercentage bedroeg 82% en varieerde tussen 75 en 90%;
- biorotoren worden ontworpen op grond van empirische relaties. De totale BZV-belasting moet beperkt blijven tot 6,4 lb/dag.1000 ft² ($\hat{=}$ 0,031 kg/m².dag);
- bij mechanisch aangedreven biorotoren (100.000 ft² "standard density media shafts" en 150.000 ft² "high-density media shafts") bedraagt het energieverbruik bij een omwentelingssnelheid van 1,6 omw/min respectievelijk 2,3 en 3,4 kW per as. Voor met lucht aangedreven "standard high-density media"-biorotoren geldt bij een omwentelingssnelheid van 1,2 omw/min een energieverbruik van 3,6 kW per 100.000 ft² ($\hat{=}$ 9302,5 m²);
- de produktie en de bezinkeigenschappen van het gevormde secundaire slib komen overeen met die van slib van oxidatiebedden.

6.5 Andere slib-op-dragersystemen

Een modificatie van het actief-slibproces is ontwikkeld in de vorm van een biofilmcontactreactor. Het principe van BIOCOMB is een systeem van rechthoekige plastic platen, die in de beluchtingstank van een actief-slibinstallatie zijn geïnstalleerd. De platen dienen als contactoppervlak voor micro-organismen, waardoor de concentratie aan micro-organismen in de aëratietank kan worden verhoogd. Volgens Hirose [47] kan op deze wijze bij gelijke effluentkwaliteit een tweemaal hogere BZV-belasting dan bij het conventionele actief-

slibstelsysteem worden bereikt. Als andere voordelen worden een hogere zuurstofoverdracht en een lagere produktie aan surplusslib genoemd. Enkele resultaten, afkomstig van praktijkonderzoek in Japan, zijn in tabel 6.5 samengevat.

Tabel 6.5 Resultaten van het BIOCOMB-systeem.

BZV-belasting, jaargemiddelde	(kg BZV/m ³ .dag)	< 0,5
beluchttingscapaciteit	(Nm ³ lucht/m ³ water)	5
beluchtingstijd	(h)	4,5
BZV in effluent	(mg/l)	ca. 10
vermindering van de slibproduktie		34% ('s zomers) 22% ('s winters)

De levensduur van het platenpakket wordt op 10 jaar geschat. Een indicatie van de kosten is niet gegeven.

Een soortgelijk systeem is onder de naam Bio-2-Schlamm ohne Weier Ingenieurgesellschaft m.b.H. gepatenteerd (Auslandspatente DP 2991509).

7 DISCUSSIE

Ten behoeve van de bespreking en de onderlinge vergelijking van slib-op-dragersystemen zijn van enkele systemen de belangrijkste kenmerken in tabel 7.1 samengevat. De systemen zijn:

- twee-fasen fluidbedreactor (Dorr-Oliver);
- drie-fasen fluidbedreactor (Gist-Brocades);
- pseudo-fluidbedreactoren. Deze naam is door Cooper geïntroduceerd en heeft betrekking op het CAPTOR- en het LINPOR-proces.

Niet in de tabel opgenomen zijn de biorotoren en andere slib-op-dragersystemen, zoals het BIOCOMB-systeem, daar deze reeds op grote schaal toepassing vinden (biorotoren) of in de literatuur vrijwel geen aandacht hebben gekregen (BIOCOMB).

In de tabel is het conventionele actief-slibstelsel als referentie gebruikt. Essentieel kenmerk van alle slib-op-dragersystemen is de hogere biomassaconcentratie met als gevolg daarvan een hogere volumetrische BZV-belasting (2 tot 6 kg BZV/m³.d. in plaats van circa 1,3 kg BZV/m³.d). De pseudo-fluidbedreactoren, die met poreuze kunststof blokjes (zogenaamde "pads") als dragermateriaal werken, hebben een geringere biomassaconcentratie dan de twee- en drie-fasen fluidbedreactoren. In tegenstelling tot de pseudo-fluidbedreactoren vertonen de twee- en drie-fasen fluidbedreactoren geen enkele gelijkenis met het conventionele actief-slibstelsel. Deze laatste moeten dan ook veel meer als een nieuwe, alternatieve zuiveringstechniek worden beschouwd, terwijl de pseudo-fluidbedreactoren meer gezien moeten worden als aanvulling op de bestaande, conventionele zuiveringsinrichtingen. Deze systemen kunnen met meer of minder succes worden ingezet bij overbelaste installaties, bij installaties die met slecht bezinkend slib te kampen hebben of ten behoeve van aanvullende nitrificatie. De pseudo-fluidbedreactoren CAPTOR en LINPOR zijn thans beide nog in ontwikkeling. Op grond van recente informatie blijken de resultaten van het CAPTOR-systeem nogal tegen te vallen, zodat aanvankelijk waarschijnlijk te hoge verwachtingen zijn gewekt. Op dit moment lijkt het LINPOR-systeem, dat in

Tabel 7.1 Vergelijking van diverse systemen voor aërobe biologische zuivering.

omschrijving	actief-slib	twee-fasen fluidbed (Dorr- Oliver)	drie-fasen fluidbed (Gist- Brocades)	pseudo- fluidbed (CAPTOR, LINPOR)
- biomassaconcentratie excl. drager (kg d.s./m ³ reactor)	3 - 6	12 - 40	15 - 30	5,5 - 9
- dragermateriaal	niet aanwezig	zand	zand	plastic deeltjes
- slibrecirculatie	ja	nee	nee	ja, nee ¹⁾
- vloeistofcirculatie t.b.v. zuurstof- voorziening	nee	ja	nee	nee
- scheiding slib/drager	n.v.t.	ja	ja/nee ²⁾	ja, nee ³⁾
- nabezinking	ja	nee	ja/nee ²⁾	ja, nee ¹⁾
- zuurstofvoorziening	lucht	zuivere zuur- stof	lucht	lucht
- zuurstofinbreng	in aëratie- tank	in vloeistof- recycle (bui- ten reactor)	in reactor	in aëratie- tank
- belangrijkste knel- punten		- gebruik O ₂ (hoge kosten) - hoog energie verbruik, onderhouden vloeistof- circulatie	- niet be- proefd voor stedelijk afvalwater	- in suspen- sie houd- dragemat. - leven dan dragemat. (stijgen)
- mate van ontwikkeling ⁴⁾	+++	+	-	+/-
- toepassing	algemeen	- als alterna- tief systeem - bij overbe- lasting	- als alterna- tief systeem - bij overbe- lasting	- bij over- belasting - bij verbe- tering v.d. bezinking
- kans op toepassing t.b.v. stedelijke afvalwaterzuivering	n.v.t.	+/-	+/- ⁶⁾	- +/- ⁷⁾

1) ja bij LINPOR; nee bij CAPTOR

2) nog niet bekend

3) ja bij CAPTOR; nee bij LINPOR

4) +, - mate van positieve of negatieve waardering

5) geldt voor LINPOR

6) kan op dit moment geen uitspraak over worden gedaan

7) negatief voor CAPTOR, twijfelachtig voor LINPOR

tegenstelling tot het CAPTOR-systeem geen "pads"-reiniging toepast en met een conventionele nabezinker werkt, vooralsnog betere "papieren" te hebben.

Van de alternatieve twee- en drie-fasen fluidbedreactor is vooral de twee-fasen fluidbedreactor op basis van beschikbare literatuurgegevens wat beter onder de loupe genomen. In tabel 7.2 zijn de belangrijkste voor- en nadelen ten opzichte van een actief-slibstelsysteem nog eens samengevat.

Tabel 7.2 Voor- en nadelen van de twee-fasen fluidbedreactor.

voordelen	nadelen
<ul style="list-style-type: none"> • compacte bouwwijze; gering ruimtebeslag ten gevolge van de hoge biomassaconcentratie en de hoge volumebelasting. 	<ul style="list-style-type: none"> • bij de behandeling van geconcentreerd afvalwater is technisch zuivere zuurstof nodig.
<ul style="list-style-type: none"> • nabezinker voor slib niet nodig of kan kleiner worden uitgevoerd. 	<ul style="list-style-type: none"> • een hoog energieverbruik in verband met de recirculatie van water.
<ul style="list-style-type: none"> • mogelijkheid aanwezig om een geconcentreerd slib te produceren. 	<ul style="list-style-type: none"> • mogelijk hogere exploitatiekosten in verband met het gebruik van zuivere zuurstof.
<ul style="list-style-type: none"> • mogelijk lagere aanschaffingsprijs. 	<ul style="list-style-type: none"> • ingewikkelde bedrijfsvoering.

Wat de zuiveringsprestaties betreft, mag worden verwacht dat de fluidbedreactor in principe niet onder hoeft te doen voor een conventioneel biologisch zuiveringssysteem. Over de slibafscheiding en de slibverwerking, een belangrijk kostenaspect bij afvalwaterzuivering, is in geval van de fluidbedreactor betrekkelijk weinig bekend. De mogelijkheid bestaat dat de kwantiteit en de kwaliteit (vooral in termen van ontwaterbaarheid) van het geproduceerde spuislib gering respectievelijk goed zijn. In dat geval zou er sprake zijn van een duidelijk voordeel.

De twee-fasen fluidbedreactor als apparaat voor het aëroob biologisch zuiveren van stedelijk afvalwater, kent naast het bezwaar van het gebruik van zuivere zuurstof, een aantal knelpunten waarvan de

belangrijkste het handhaven van de slibbalans is. Het gaat hier om de vraag of bij de potentieel toelaatbare hoge volumebelasting, de hoge slibconcentratie in de reactor in takt blijft en niet door uitspoeling daalt.

Door onderzoek en ontwikkeling is inmiddels een aantal knelpunten opgelost en is de eerste praktijkinstallatie voor de zuivering van stedelijk afvalwater in 1983 geplaatst. De installatie, die door Dorr-Oliver is gebouwd, bevindt zich in Hayward, Californië. Het is overigens opvallend, dat van de eerste twintig pilot- en praktijkinstallaties die in de USA zijn verkocht, er slechts één voor de zuivering van stedelijk afvalwater wordt gebruikt. Behalve het gebruik van zuivere zuurstof zou de complexiteit van de installatie, waardoor procesoperators nodig zijn, weleens in het nadeel kunnen werken.

Bij gebrek aan informatie moet de drie-fasen fluidbedreactor (air-liftreactor) hier verder onbesproken blijven. Een aantal van de voor- en nadelen van de twee-fasenreactor zullen evenwel ook voor de drie-fasenreactor gelden. Een belangrijk (potentieel) voordeel van de drie-fasenreactor ten opzichte van de twee-fasenreactor is, dat de eerstgenoemde in principe met lucht in plaats van met zuivere zuurstof werkt. Dit kan een aanzienlijke besparing in de kosten opleveren. Voor de zuivering van stedelijk afvalwater zal dit systeem zich evenwel nog moeten bewijzen.

8 CONCLUSIE

In het buitenland hebben slib-op-dragersystemen ruime aandacht gekregen. Aan de twee-fasen fluidbedreactor is op grote schaal onderzoek verricht in de USA (Dorr-Oliver), in Canada (Wastewater Technology Centre) en in Engeland (Water Research Centre). Daarnaast is in Engeland (Water Research Centre, UMIST/Simon Hartley), in Duitsland (Linde, Technische Universiteit München) en in Amerika (EPA) gewerkt aan de zogenaamde pseudo-fluidbedreactoren voor de aërobe zuivering van stedelijk afvalwater.

In Nederland is weliswaar gewerkt aan afvalwaterzuivering met fluidbedsystemen (Klapwijk et al. [28], Eggers en Terlouw [29] en Trentelman et al. [30]), maar aan de aërobe zuivering van stedelijk afvalwater met behulp van slib-op-dragersystemen is tot op heden met uitzondering van biorotoren vrijwel geen aandacht besteed.

Het lijkt wenselijk dat ook in Nederland aan dit soort nieuwe ontwikkelingen wordt gewerkt.

De meest kansrijke ontwikkelingen voor slib-op-dragersystemen ten behoeve van de zuivering van stedelijk afvalwater lijken, zeker als het om alternatieven gaat, de twee-fasen fluidbedreactor van Dorr-Oliver en de drie-fasen fluidbedreactor (air-liftreactor) van Gist-Brocades te zijn. Een belangrijk min-punt van het Dorr-Oliver-proces, - de produktie en het gebruik van zuivere zuurstof - speelt bij de air-liftreactor geen rol. Het is op dit moment moeilijk aan te geven wat de kansen van laatstgenoemd reactortype voor de zuivering van stedelijk afvalwater zijn. De ontwikkeling is echter dermate interessant dat praktisch onderzoek dienaangaande gerechtvaardigd is. Dit geldt te meer omdat het Dorr-Oliversysteem tot nu toe slechts tot één praktijkinstallatie voor stedelijk afvalwater heeft geleid. Bij dit onderzoek zal in ruime mate aandacht moeten worden besteed aan: hechting van de biomassa, slibuitspoeling, scheiding drager/biomassa en slibkwantiteit en -kwaliteit (ontwaterbaarheid).

Van de andere slib-op-dragersystemen, met name de pseudo-fluidbedreactoren, is het voornamelijk voldoende de ontwikkelingen op de voet te volgen. Een duidelijk waarde-oordeel is thans nog niet te geven; het LINPOR-systeem lijkt in het voordeel te zijn.

LITERATUUR

- [1] Francis C.W., Callahan M.W.,
Biological denitrification and its application in treatment of high
nitrate waste water,
J. Envir. Qual., 4, 1975, (2), 153.
- [2] Holloday D.W., Hancher C.W., Scott C.D., Chilcote D.D.,
Biodegradation of phenolic waste liquors in stirred-tank, packed-bed
and fluidized-bed bioreactors,
J. Wat. Pollut. Control Fed., 50, 1978, (11), 2573.
- [3] Scott C.D., Hancher C.W., Shumate S.E.,
A tapered fluidized bed as a bioreactor,
Uit Enzyme Engineering, uitgegeven door E.K. Pye en H.H. Weetall.
- [4] Becker K.P.,
Das Oxitron-System, ein neues biologisches Abwasserreinigungs-Verfahren
für den BSB-Abbau sowie zur Nitrifikation und Denitrifikation,
Chem.-Ing. Techn. 51 (1979) Nr. 6, S 549-559.
- [5] Jackson R.,
Convective Instability in Uniform Fluidized Beds,
Fluidization Technology Vol. 1 Dale L. Keairns e.a. Hemisphere Publishing
Corp. in association with Mc Graw-Hill Inc. New York, N.Y. 1976.
- [6] Jeris J.S., Owens R.W., Hickey R., Flood F.,
Biological fluidized-bed treatment for BOD and nitrogen removal,
J. Wat. Pollut. Control Fed. 49, 1977, (5) 816.
- [7] Sehic O.A.,
The use of bioactive fluidized sand for the rapid carbonaceous oxidation
of domestic wastewater,
M. Eng. Thesis, Department of Chemical Engineering University of Melbourne
Australia, October 1978.
- [8] Jeris S.J., Owens R.J., Flood F.,
Secondary treatment of municipal wastewater with fluidised-bed techno-
logy. Boek: Biological Fluidised Bed Treatment of Water and Wastewater,
P.F. Cooper & B. Atkinson, Uitg. Horwood Publishers.
- [9] Sutton P.M., Shieh W.H., Kos P., Dunning P.R.,
Dorr-Oliver's Oxitron system fluidised-bed water and wastewater treat-
ment process,
Boek: Biological Fluidised Bed Treatment of Water and Wastewater.

- [10] Atkinson B.,
Immobilised biomass - a basis for process development in wastewater treatment,
Boek: Biological Fluidised Bed Treatment of Water en Wastewater.
- [11] Jeris J.S., Beer C., Mueller J.A.,
High rate biological denitrification using a granular fluidized bed,
J. Wat. Pollut. Control Fed. 1974, 46, 2118-2128.
- [12] Jeris J.S., Owens R.W.,
Pilot-scale high-rate biological denitrification,
J. Wat. Pollut. Control Fed. 1975, 47, 2043-2057.
- [13] Cooper P.F., Wheeldon D.H.V., Ingram-Tedd P.E., Harrington D.W.,
Sand/biomass separation with production of a concentrated sludge,
Boek: Biological Fluidised Bed Treatment of Water and Wastewater.
- [14] Cooper P.F.,
The use of biological fluidised beds for the treatment of domestic and industrial wastewaters.
The Chemical Engineer August/September 1981, 373 - 376.
- [15] Sutton P.M., Langley D., Warner K., Park K.,
Oxitron fluidized bed wastewater treatment system: Application to high strength industrial wastewaters,
Paper presented at 34th Industrial Waste Conference, Purdue University, May 1979.
- [16] Goodson M.,
Process and apparatus for biological treatment of wastewater,
Britisch Patent Application June 19, 1978.
- [17] Lee D.D., Scott C.D., Hancher C.W.,
J. Wat. Pollut. Control Fed. (1979) 51, (5) 974-984.
- [18] Hegemann W.,
A combination of the activated sludge process with fixed film biomass to increase the capacity of waste water treatment plants.
IAWPRC Symposium, Wenen, Sept.1983.
- [19] Barbara M., Flood F., Jeris J.,
Fluidized beds improve treatment, cut costs,
Water & Waste Engineering, June 1980, 35 - 37.

- [20] Stathis T.C.,
Fluidized bed for biological wastewater treatment,
Journal of the environmental engineering division, febr. 1980, 227 - 241.
- [21] Koot A.C.J.,
Behandeling van afvalwater 2^e Druk,
Uitg. Waltman - Delft.
- [22] Process for preparing biomass attached to a carrier
European Patent Office. Publ.nr. 0028 846.
- [23] Veldkamp R.G.,
Slibindikking door zwaartekracht, Grondslagen,
STORA-rapport, augustus 1979.
- [24] Sutton P.M., Becker K.P.,
Application of the Oxitron system TM fluidized bed process to industrial
wastewater treatment,
Bron onbekend.
- [25] Anon.
Pilot scale assessment of the biological fluidized bed process for mu-
nicipal wastewater treatment,
Report SCAT-11, Publications Section (water) Environmental Protection
Service Environment Canada Ottawa, Ontario K1A1C8.
- [26] Imhoff K., Müller W.J., Thistlethwayte D.K.B.,
Disposal of sewage and other waterborne wastes (2^e edition)
Uitg.: Butterworths, London.
- [27] Cooper P.F., Wheeldon D.H.V.,
Fluidized- and expanded-bed reactors for waste-water treatment,
Water Pollution Control 1980, 286-306.
- [28] Klapwijk A., Jol C., Donker H.J.G.W.,
The application of an upflow reactor in the denitrification step of
biological sewage purification.
Water Research, vol. 13, pp. 1009-1015, 1979.
- [29] Eggers E., Terlouw T.,
Biological denitrification in a fluidized bed with sand as carrier
material,
Water Research, vol. 13, pp. 1007-1090, 1979.
- [30] Trentelman C.C.M., Oomen J.H.C.M., van Dijk J.C.,
Fosfaatverwijdering in een gefluïdiseerd bed,
H₂O (14) 1981 Nr. 17, 372-379.

- [31] Heijnen J.J.,
Development of a high-rate fluidized bed biogas reactor,
Poster 2nd E.C. Conference on Energy from Biomass, Berlijn 20 - 23
september 1982.
- [32] Oppelt, E.T. e.a.,
Expanded Bed Biological Treatment,
EPA - 600/2-78-117, July 1978.
- [33] Hoyland G., Robinson P.J.,
Aerobic Treatment in 'Oxitron' Biological Fluidized Bed Plant at Coleshill
Wat. Poll. Control 479-493 (1983).
- [34] Boloorchii F., e.a.,
Comparaison de Supports minéraux pour cellules épuratrices
Trib. Cebedeau 36, 479, p.401-408 (1983).
- [35] Anonymus,
Fluid bed system for denitrification
Water Services september 1981, 472 en 475.
- [36] Cooper P.F.,
Recent work on nitrification and denitrification in sewage treatment
processes,
Paper presented at the International Symposium on Advanced Wastewater
Treatment and Reclamation at Politechnika Krakowska,
Krakow, Poland 18-20 September 1985.
- [37] Williams S.C., Cooper P.F., Harrington D.W., Quinn J.J.,
High-rate nitrification in a biological fluidised bed at Horley S.T.W.,
An interim report.
To be presented to the Metropolitan & Southern Branch of IWPC at High
Wycombe on 21st May 1985.
- [38] Dunning P.R.,
Biological treatment in fluidized beds: The Dorr-Oliver "OXITRON" System:
A review paper,
Paper presented at a joint meeting of Metropolitan District Centre and the
London Branch of the Institute of Water Pollution Control in London
on 25th November 1980.
- [39] McWhirter J.R.,
Use of high purity oxygen in the conventional activated sludge process.
Paper presented at the 63rd Ann.Meeting AIChE, Chicago, December 1976.

- [40] Heijnen J.J.,
Biological industrial waste-water treatment minimizing biomass production and maximizing biomass concentration.
Proefschrift, Delft University Press/1984.
- [41] Heijnen J.J.,
Toepassing van geïmmobiliseerde micro-organismen in de afvalwaterzuivering.
H₂O (16) 1983 nr.12, 266-269.
- [42] Foster C.F.,
Aeration of fluidised bed reactors,
Environmental Technology Letters vol.1 pp. 253-258, 1980.
- [43] Visscher K.,
Ontwikkeling van het CAPTOR-proces,
H₂O (16) 1983, nr.16, 362-363.
- [44] Heidman J.A.,
Municipal wastewater treatment using the Captor process
U.S. Environmental Protection Agency,
Water Engineering Research Laboratory, Cincinnati, OH 45268
NATO-CCMS meeting 1985.
- [45] Reimann H., Fuchs U.,
Das LINPOR-Verfahren mit in Schaumstoff fixierter Biomasse - Ergebnisse aus Praxisversuchen.
Berichte aus Technik und Wissenschaft 55/1984 17-21.
- [46] Bender J.H.,
Review of Current RBC Performance and Design Procedures
Order no PB 85-180545/AS. National Technical Information Service,
5285 Port Royal Road, Springfield VA 22161.
- [47] Hirose M.,
Ein neues System einer Kombination des Belebungsverfahrens mit sessilen Organismen auf Aufwuchsflächen,
Gwf - Wasser/Abwasser 124 (1983) H 5 239-242.

Aanvullende literatuur, waarnaar niet is gerefereerd:

- [48] Urbini G., Collivignarelli C.,
Municipal wastewater treatment by biological fluidised bed:
First experimental results.
4th Int. Conf. on Advanced Wastewater Treatment, Krakow 1985.

- [49] Cooper P.F.,
Biological fluidised bed treatment of sewage in a two-bed system,
Paper to be presented to the Institution of Chemical Engineers,
Symposium "Process Engineering Aspects of Immobilised Cell Systems,
UMIST, March 28, 29, 1984.
- [50] Andrews G.F., Trapasso R.,
A novel adsorbing bioreactor for wastewater treatment,
Environmental Progress Vol.3, no.1 febr. 1984, 57-63.
- [51] Atkinson B., Black G.M., Lewis P.J.S., Pinches A.,
Biological particles of given size, shape and density for use in
biological reactors,
Biotechnology and Bioengineering vol.XXI, 193-200, 1979.
- [52] Tanaka H., Dunn I.J.,
Kinetics of biofilm nitrification,
Biotechnology and Bioengineering vol.XXIV, 669-689, 1982.
- [53] Tanaka H., Uzman S., Dunn I.J.,
Kinetics of nitrification using a fluidized sand bed reactor with
attached growth.
Biotechnology and Bioengineering vol. XXIII, 1683-1702, 1981.
- [54] Atkinson B.,
Consequences of aggregation,
Microbial adhesion and aggregation.
K.C. Marshall, pp. 351-371, Dahlem Konferenzen, 1984 Berlin,
Heidelberg, New-York, Tokyo: Springer-Verlag.
- [55] Hegemann W., Englmann E.,
*Belebungsverfahren mit Schaumstoffkörpern zur Aufkonzentrierung von
Biomasse,*
Gwl-Wasser/Abwasser. 124 (1983) H5, 233-239.
- [56] Shieh W.K., Sutton P.M., Kos P.,
Predicting reactor biomass concentration in a fluidized-bed system,
J. Wat. Pollut. Control Fed., vol.53, Nr.11, 1574-1584, Nov. 1981.
- [57] Bowker R.P.G.,
New wastewater treatment for industrial applications,
Environmental Progress vol.2, no.4, Nov.1983, 235-242.
- [58] Nieuwstad Th.J., van Barneveld G.,
Ervaringen met denitrificatie in een gefluïdiseerd bed op laboratorium-
schaal,
H₂O (12), 1979 no. 19, 430-436.

- [59] Sutton P.M., Li A.,
Anitron and Oxitron systems: High-rate anaerobic and aerobic biological
treatment systems for industry,
Bron onbekend.
- [60] Hancher C.W., Taylor P.A., Napier J.M.,
Operation of a fluidised-bed bioreactor for denitrification,
Biotechnology and Bioengineering Symp. No.8, 361-378, 1978.
- [61] Stevens D.K.,
Performance and modeling of nitrification in the biological fluidized bed,
The University of Wisconsin-Madison 1983 493 pp. Order no.DA 8319541.
- [62] Irmer H., v.Oertzen I.,
Zur Entwicklung des Wirbelschichtverfahrens bei der Abwasserreinigung,
Korrespondenz Abwasser. 4/82, 29 Jrg. 190-192.
- [63] Anonymus,
Wastewater treatment unit features fluidized bed,
Chemical Engineering October 25, 1976, 87-88.
- [64] Becker K.P.,
Biologische Abwasserreinigung im Wirbelschichtverfahren,
Maschinenmarkt Würzburg 86 (1980) 1, 3-6.
- [65] Anonymus,
Space-saving wastewater treatment,
Chemical Engineering July 2, 1979, 47-48.
- [66] Sutton P.M.
Fluidized bed finds new applications in wastewater treating,
Pollution Engineering Febr.1981, 38-40.
- [67] Becker K.P.,
Biologische Abwasserreinigung in neuartigen Flieszbettverfahren
dem OXITRON SYSTEM und dem ANITRON SYSTEM,
Industrieabwässer 1981, 1-6.
- [68] Anonymus,
The biological fluidized bed at Coleshill.
A note by the Water Research Centre.
- [69] Cooper P.F., Wheeldon D.H.V.,
Complete treatment of sewage in a two-stage fluidized-bed system Part 1,
Wat. Pollut. Control 1982, 447-465.
- [70] Elmaleh S., Grasmick A.,
Calculation of biological aerobic fluidized bed reactors,
4th Int. Conf. on Advanced Wastewater Treatment Krakow 1985.

- [71] Ade Bello R., Campbell W.R., Murray M.Y.,
Gas holdup and overall volumetric oxygen transfer coefficient in air-
lift contactors,
Biotechnology and Bioengineering vol.XXVII, 369-381, 1985.
- [72] Narjari N.K., Kartick C.K., Mahajan S.P.,
Biological denitrification in a fluidized bed,
Biotechnology and Bioengineering vol.XXVI, 1445-1448, 1984.

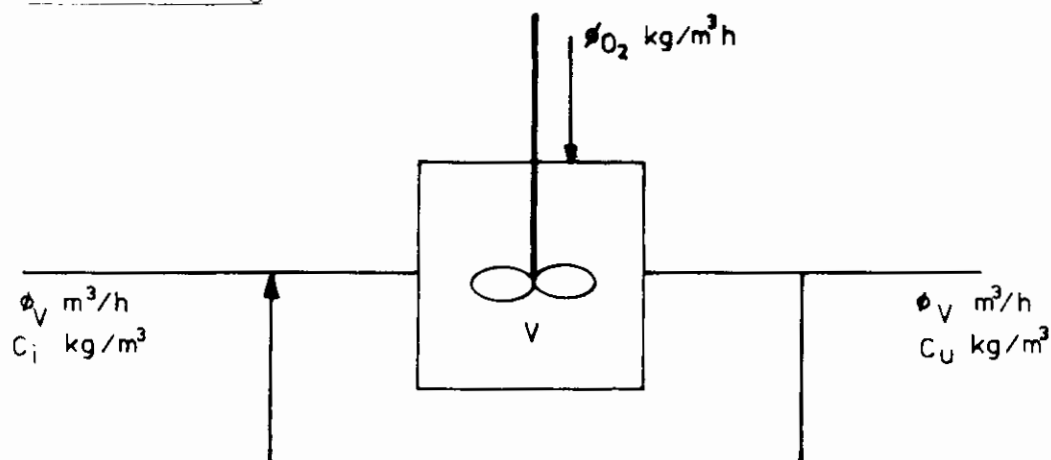
B I J L A G E N
= = = = =

Dorr-Oliver Oxitron and Anitron System Process Studies

Pilot Plant Location	Waste and Process Configuration (s)	Fluidized Bed Size and Configuration	Treated Flow Range m ³ /d
Greenwich, Connecticut	Domestic Wastewater —Oxitron System —Secondary Effluent Nitrification —Primary Effluent Carbonaceous BOD Removal —Primary Effluent Carbonaceous BOD Nitrification	Rectangular 1.22 m × 1.83 m × 4.6 m	190 to 950
Greenwich, Connecticut	Domestic Wastewater —Oxitron System —Denitrification of Nitrified Effluent with Methanol Addition —Pre-denitrification and Carbonaceous BOD Removal of Primary Effluent	Rectangular 0.3 m × 1.22 m × 4.6 m	38 to 456
Orillia, Ont., Canada	Domestic Wastewater —Oxitron System —Primary Effluent Carbonaceous BOD Removal —Primary Effluent Carbonaceous BOD Removal and Nitrification	Rectangular 1.22 m × 1.83 m × 4.6 m	190 to 950
Hayward, California	Domestic Wastewater —Oxitron System —Carbonaceous Oxidation of Trickle Filter Effluent	Rectangular 0.305 m × 1.22 m × 5.8 m	76-114
WRC, Coleshill, England	Domestic Wastewater —Oxitron System —Primary Effluent Carbonaceous BOD Removal and Nitrification	Rectangular 1.22 m × 1.83 m × 5.6 m	83-2009
AWA, Bucklesham, England	Raw Water —Oxitron System —Denitrification of River Water with Carbon Source Addition	Rectangular 2.44 m × 2.14 m × 7 m	2273-3773
Burlington, Ontario, Canada	Domestic Wastewater —Anitron System —Carbonaceous Reduction of Effluent from Sludge Heat Treatment Process	Circular 0.0186 m ² × 3.05 m	
Cedar Rapids, Iowa	Industrial —Oxitron System —Carbonaceous Oxidation of High Strength Carbohydrate Wastewater	Rectangular 0.305 m × 1.22 m × 4.6 m	
Detroit, Michigan	Industrial —Oxitron System —Carbonaceous Oxidation of High Strength Organic Chemicals (Paint Solvents) Wastewater	Rectangular 0.305 m × 1.22 m × 4.6 m	
Columbia, S. C.	Industrial —Oxitron System —Nitrification of Nuclear Fuel Processing Wastewater	Circular 0.0186 m ² × 3.05 m	
Williamsburg, Virginia	Industrial —Oxitron System —Carbonaceous Oxidation of Organic Chemicals (Synthetic Fibre Production) Wastewater	Rectangular 1.22 m × 1.83 m × 4.6 m	
Hertogenbosch, Netherlands	Industrial —Oxitron System —Carbonaceous Oxidation of Brewery Wastewater	Circular 93 cm ² × 305 cm	
Munich, Germany	Industrial —Oxitron System —Carbonaceous Oxidation of Bottling Plant Wastewater	Circular 186 cm ² × 305 cm	
Muscatine, Iowa	Industrial —Anitron System —Carbonaceous Reduction of Soybean Processing Wastewater	Circular 186 cm ² × 305 cm	
Burlington, Ont., Canada	Industrial —Anitron System —Carbonaceous Reduction of Organic Chemicals (Synthetic Fibre Production) Wastewater	Circular 186 cm ² × 305 cm	
Stamford, Connecticut	Industrial —Anitron System —Carbonaceous Reduction of Dairy Wastewater (Whey Permeate)	Circular 186 cm ² × 305 cm	
Stamford, Connecticut	Industrial —Anitron System —Carbonaceous Reduction of Effluent from Soft Board Manufacturing	Circular 186 cm ² × 305 cm	

Municipal Oxitron System Applications: Current Capabilities (October 1980)

Oxitron Application	Treatment Configuration(s) Involving Oxitron System		Effluent Characteristics From Oxitron System		Final Effluent Characteristics From Treatment Configuration	
	Requirement	Configuration		mg/l		mg/l
<i>Aerobic Carbonaceous BODs Removal</i> Conventional Oxitron reactor design	New Plant	Primary treatment → Oxitron System	BOD ₅	15 to 20	BOD ₅	15 to 25
			SS	20 to 30	SS	20 to 30
	New Plant	Primary treatment → Oxitron System → filtration	BOD ₅	15 to 25	BOD ₅	10
			SS	20 to 30	SS	10
High-rate Oxitron reactor design	New Plant or upgrading existing plant	Primary treatment → Oxitron System → suspended growth nitrification reactor → clarification	BOD ₅	40 to 60	BOD ₅	15 to 20
			SS	40 to 60	SS	15 to 30
			NH ₄ -N		NH ₄ -N	1 to 3
	Increasing capacity of existing plant	Primary treatment → trickling filter → Oxitron System → clarification	BOD ₅	40 to 50	BOD ₅	15 to 30
			SS	50 to 70	SS	20 to 30
	Increasing capacity of existing plant	Primary treatment → Oxitron System → suspended growth reactor → clarification	BOD ₅	40 to 60	BOD ₅	15 to 30
			SS	50 to 70	SS	20 to 30
<i>Nitrification of Secondary Effluent</i>	New plant or upgrading existing plant	Primary treatment → suspended growth → clarification → Oxitron System	BOD ₅	10 to 15	BOD ₅	10 to 15
			SS	15 to 20	SS	15 to 20
			NH ₄ -N	1 to 3	NH ₄ -N	1 to 3
	New Plant or upgrading existing plant	Suspended growth → clarification → Oxitron System	BOD ₅	10 to 15	BOD ₅	10 to 15
			SS	15 to 20	SS	15 to 20
			NH ₄ -N	1 to 3	NH ₄ -N	1 to 3
New Plant or upgrading existing plant	Primary treatment → trickling filter → clarification → Oxitron System	BOD ₅	10 to 15	BOD ₅	10 to 15	
		SS	15 to 20	SS	15 to 20	
		NH ₄ -N	1 to 3	NH ₄ -N	1 to 3	
	New Plant	Primary treatment → 1st stage high-rate Oxitron System → 2nd stage Oxitron System	BOD ₅	1st stage 40 to 60	BOD ₅	10 to 25
			SS	40 to 60	SS	15 to 30
			NH ₄ -N	15 to 20	NH ₄ -N	1 to 3
	New Plant	Primary treatment → 1st stage conventional Oxitron System → second stage Oxitron System	BOD ₅	1st stage 15 to 25	BOD ₅	10 to 15
			SS	20 to 30	SS	15 to 20
			NH ₄ -N	15 to 20	NH ₄ -N	1 to 3
<i>Combined Aerobic Carbonaceous BODs Removal and Nitrification</i>	New Plant	Primary treatment → Oxitron System	BOD ₅	15 to 25	BOD ₅	15 to 25
			SS	20 to 30	SS	20 to 30
			NH ₄ -N	1 to 3	NH ₄ -N	1 to 3
<i>Post-Denitrification of Nitrified Effluent</i>	New Plant	Oxitron System	BOD ₅	10 to 15	BOD ₅	10 to 15
			SS	15 to 20	SS	15 to 20
			NH ₄ -N	1 to 3	NH ₄ -N	1 to 3
			NO ₃ -N	1 to 3	NO ₃ -N	1 to 3

Zuurstofinbreng

O_2 -balans.

ophoping = ingaand transport - uitgaand transport + produktie.

In de stationaire toestand is de ophoping = 0.

uitgaand transport = ingaand transport + produktie

$$\phi_v \cdot C_u = \phi_v C_i + \phi_{O_2} V - \phi_e - \phi_s - \phi_n \quad (1)$$

ϕ_v = afvalwaterstroom in (m³/h)

C_i = zuurstofconcentratie in influent (kg/m³)

C_u = zuurstofconcentratie in effluent (kg/m³)

V = reactorvolume respectievelijk volume van de aëratieruimte (m³)

ϕ_{O_2} = zuurstoftoevoer (kg/m³h)

ϕ_e = zuurstofverbruik als gevolg van endogene ademhaling (kg/h)

ϕ_s = zuurstofverbruik als gevolg van substraatademhaling (kg/h)

ϕ_n = zuurstofverbruik als gevolg van nitrificatie (kg/h)

Voorts geldt:

$$\phi_e = \frac{1}{24} \eta \cdot C_b \cdot V \quad (\text{kg/h}) \quad (2)$$

$$\phi_s = \frac{1}{24} B \cdot \eta_{BZV} \cdot \delta_s \cdot V \quad (\text{kg/h}) \quad (3)$$

$$\phi_n = \frac{1}{24} N \eta_{Kj-N} \cdot \delta_n \cdot V \quad (\text{kg/h}) \quad (4)$$

- η = evenredigheidsfactor (kg O_2 /kg d.s./dag)
 C_b = biomassa concentratie (kg d.s./m³)
 δ_s = evenredigheidsfactor (kg O_2 /kg afgebroken BZV)
 B = BZV-belasting (kg BZV/m³ dag)
 η_{BZV} = percentage BZV-afbraak
 N = stikstofbelasting (kg Kj-N/m³ dag)
 η_{Kj-N} = percentage omzetting van stikstof in nitraat
 δ_n = evenredigheidsfactor (kg O_2 /kg Kjeldahl N omgezet)

De O_2 -balans ziet er dus als volgt uit:

$$\phi_v C_u = \phi_v C_i + \phi_{O_2} V - \frac{1}{24} \eta C_b V - \frac{1}{24} B \eta_{BZV} \delta_s V - \frac{1}{24} N \eta_{Kj-N} \delta_n V \quad (5)$$

Als de balans betrokken wordt op 1 m³ aëratie - e.q. reactorruimte en nitrificatie wordt verwaarloosd, ziet de balans er in formulevorm als volgt uit:

$$\phi_v C_u = \phi_v C_i + \phi_{O_2} - \frac{1}{24} \eta C_b - \frac{1}{24} B \eta_{BZV} \delta_s \quad (6)$$

Berekening van ϕ_{O_2} (kg/m³h)

De volgende uitgangspunten zijn gehanteerd:

BZV afvalwater = 0,3 kg/m³ (300 mg/l)

$C_i = 0$ mg/l $\eta = 0,1$ kg O_2 /kg d.s./dag [21]

$\eta_{BZV} = 0,9$ $\delta_s = 0,5$ kg O_2 /kg BZV (= BZV verwijderd) [21]

Actief-slibinstallatie

Fluidbedreactor

$C_u = 0,002$ kg/m³

$C_u = 0,004$ kg/m³

$C_b = 3$ kg/m³

$C_b = 18$ kg/m³

$B = 1,95$ kg BZV¹/m³ dag

$B = 12$ kg BZV¹/m³ dag

$$\phi_v = 0,3 \cdot 0,9 \cdot 24 = 1,95$$

$$\phi_v = 0,3 \cdot 0,9 \cdot 24 = 12$$

$\phi_v = 0,3$ m³/h

$\phi_v = 1,85$ m³/h

Substitutie van de gegevens in (6)

$$0,3 \cdot 0,002 =$$

$$1,85 \cdot 0,004$$

$$0 + \phi_{O_2} - \frac{1}{24} \cdot 0,1 \cdot 3 - \frac{1}{24} \cdot 1,95 \cdot 0,5 = 0 + \phi_{O_2} - \frac{1}{24} \cdot 0,1 \cdot 12 - \frac{1}{24} \cdot 12 \cdot 0,5$$

$\phi_{O_2} = 0,0537$ kg O_2 /m³ h

$\phi_{O_2} = 0,332$ kg O_2 /m³ h (= 0,32 g O_2 /m³ min)

afgeleid 54 g O_2 /m³ h; voor $\delta_s = 0,5$ voor $\delta_n = 0,2$ bedraagt $\phi_{O_2} = 462$ g O_2 /m³ h

is $\phi_{O_2} = 80$ g O_2 /m³ h.

Voor actief-slibsystemen variëren de OC-waarden van de gebruikelijke beluchtingssystemen tussen 25 en 250 g O₂/m³.h.

Hieruit volgt dat de zuurstoftoevoer van de aëratiesystemen ruimschoots toereikend is voor een actief-slibinstallatie. In geval van slib-op-drager fluidbedsystemen zijn er in principe drie mogelijkheden om de hogere zuurstofbehoefte per m³ op te vangen:

- zuivere zuurstof opgelost in een recirculatiestroom tot 40 mg/l (Dorr-Oliver);
- luchtzuurstof opgelost in een grotere recirculatiestroom tot circa 9 mg/l, twee fasen;
- door middel van een air-liftsysteem; zeer intensieve fluidisatie c.q. pompwerking door directe luchtinjectie in de reactor.

Fluïdisatiesnelheid

De vloeistofsnelheid (de zogenaamde superficiële snelheid) moet bij intrede in de fluidbedreactor juist voldoende zijn om het gepakte bed van inerte dragerdeeltjes in de reactor te fluïdiseren. De grootte van de fluïdisatiesnelheid hangt af van de dichtheid en de afmeting van de deeltjes, de dichtheid en de viscositeit van het afvalwater en de volumefractie (porositeit) van het bed.

Indien de diameter van de reactor veel groter is dan de diameter van de deeltjes, kan de wandwrijving worden verwaarloosd.

Volgens de literatuur [14] kunnen voor de berekening van de fluïdisatiesnelheid (v_o) de volgende formules worden gebruikt:

- (1) $v_o = v \varepsilon^n$ (empirische formule volgens Richardson en Zaki)
 v = stationaire valsnelheid van een enkel deeltje
 ε = porositeit van het bed
 n = correlatiefactor, te berekenen uit de empirische relatie

- (2) $n = (4,45 + 18 \frac{d_s}{d}) Re^{-0,1}$ (geldig voor $1 < Re < 200$)
 d_s = deeltjesdiameter
 d = diameter van de reactor

- (3) $Re = \frac{v \rho d_s}{\eta}$
 Re = Reynoldsgetal (dimensieloos)
 ρ = dichtheid van afvalwater
 η = viscositeit van afvalwater

- (4) $C_D Re^2 = \frac{4}{3} \frac{d_s^3 \rho g (\rho_s - \rho)}{\eta^2}$
 C_D = "drag" coëfficiënt (dimensieloos)
 g = versnelling van de zwaartekracht
 ρ_s = dichtheid van de deeltjes

- (5) $C_D Re^2 = 24 Re (1 + \frac{3}{16} Re)^{\frac{1}{2}}$ (geldig voor $Re < 100$)

De procedure voor de berekening van de vloeistof- of fluïdisatiesnelheid in twee-fasen reactoren (lage Re-waarden) is nu als volgt:

Ge uit van ρ , ρ_s , d_s , η en ε .

- bereken de waarde van $C_D Re^2$ met formule (4)
- bereken de waarde van Re met formule (5), Trial and Error
- bereken de waarde van n met formule (2)
- bereken de valsnelheid v met formule (3)
- bereken de fluïdisatiesnelheid v_0 met formule (1); ε zand = 0,38 - 0,42

Voor zanddeeltjes met een diameter van 0,6 mm en een dichtheid van 2643 kg/m³ kan aldus een minimale fluïdisatiesnelheid van 0,0056 m/s (= 20 m/h) worden berekend.

In de praktijk worden fluïdisatiesnelheden van 10 - 40 m/h toegepast.

Door de biologische groei op de inerte dragerdeeltjes neemt de gemiddelde dichtheid van de deeltjes af. Voor de dichtheid van "begroeide" deeltjes kan de volgende betrekking worden afgeleid.

$$(6) \rho_d = \frac{\rho_s + \left[\left(1 + \frac{L}{r_s}\right)^3 - 1 \right] \rho_b}{\left(1 + \frac{L}{r_s}\right)^3}$$

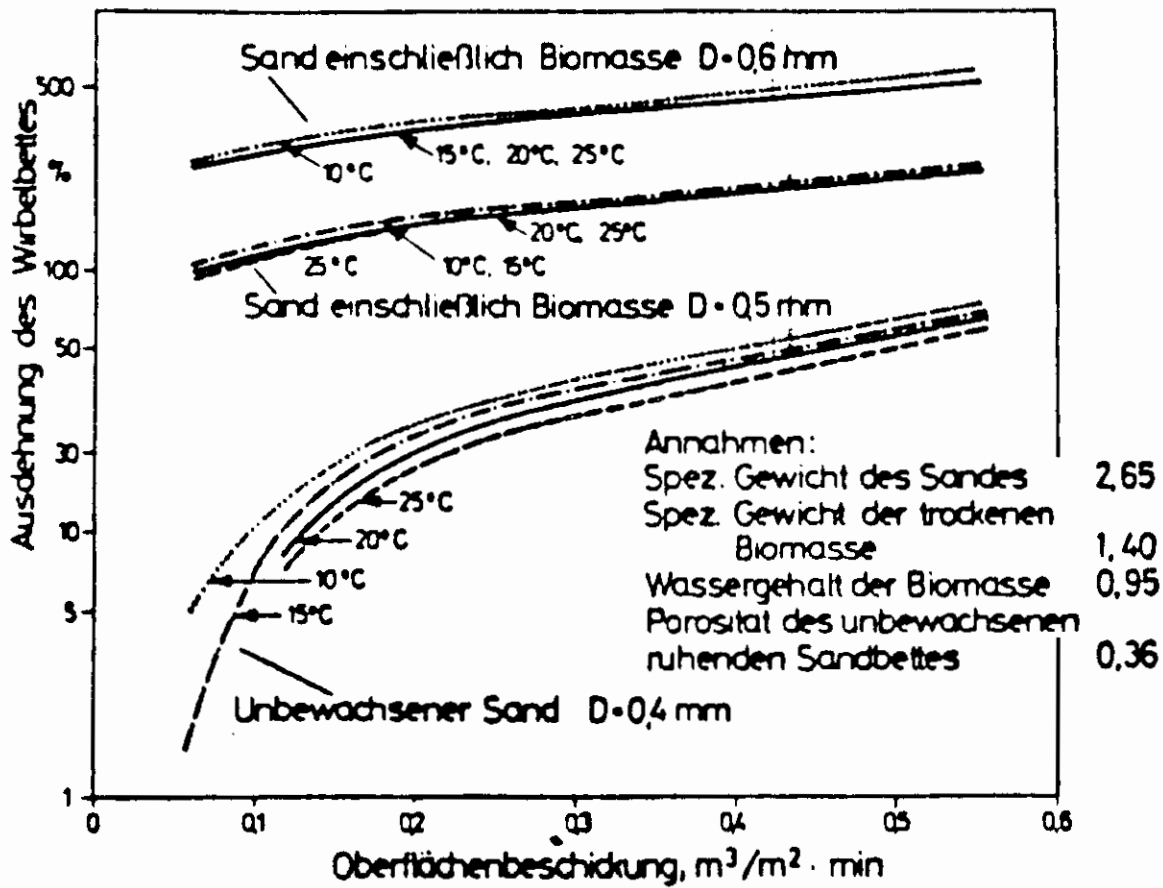
ρ_d = dichtheid van het "begroeide" deeltje

ρ_b = dichtheid van de biomassa

r_s = straal van het inerte deeltje

L = dikte van de biofilm

Deze dichtheidsverandering van de deeltjes leidt tot een sterke toename van de hoogte van het fluidbed en daardoor van de porositeit ε . Het bed expandeert. De bedexpansie kan tot het 5-voudige van de oorspronkelijke bedhoogte oplopen (gewoonlijk 2 à 3 x de oorspronkelijke bedhoogte). In de volgende figuur is de bedexpansie als functie van de vloeistofbelasting (m³/m².min) weergegeven.



Ausdehnung des Oxitron-Wirbelbettes als Funktion der hydraulischen Flächenbeschickung.

Als gevolg van dichtheidsverschillen treedt in het twee fasen fluidbed een zekere classificatie op. De deeltjes met de grootste hoeveelheid biomassa zullen zich boven in het fluidbed verzamelen.

Afmeting van de twee-fasen fluidbedreactor

Afvalwaterstroom 10.000 m³/dag

BZV 300 mg/l

BZV-aanbod 10.000 · 0,3 = 3000 kg/dag

Verwijderingsrendement $\eta_{\text{BZV}} = 90\%$

O₂-toevoer door middel van zuivere zuurstof buiten de reactor.

Berekening van het reactorvolume

BZV-reductie: 3000 · 0,9 = 2700 kg BZV/dag.

Veronderstel een BZV-belasting in de fluidbedreactor van 12 kg BZV-afbraak/m³* dag.

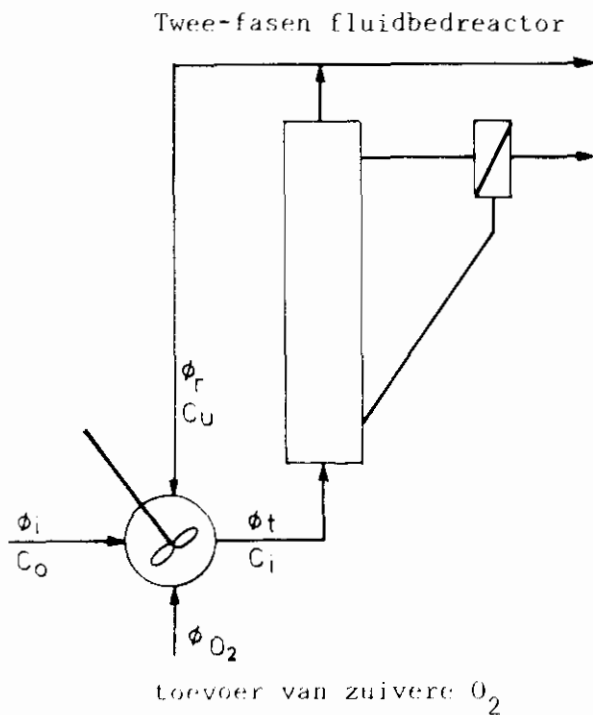
Hieruit volgt een volume van de fluidbedreactor van $\frac{2700}{12} \text{ m}^3 = 225 \text{ m}^3$.

Berekening van het vloeistofdebiet

Stel het O₂-verbruik per kg BZV-afbraak = 0,8 kg.

Het totale O₂-verbruik bedraagt dan 2700 · 0,8 kg/dag = 2160 kg/dag.

Bij een rendement van 90% zuivere O₂ bedraagt de O₂-toevoer 2400 kg/dag (circa 100 kg/h).

O₂-balans

$$\phi_i \cdot C_o + \phi_{\text{O}_2} + \phi_r C_u = \phi_t C_i$$

$$C_o = 0$$

$$C_i = 40 \text{ mg/l} = 0,04 \text{ kg/m}^3$$

$$C_u = 4 \text{ mg/l} = 0,004 \text{ kg/m}^3$$

Ingevuld

$$0 + 2400 + \phi_r \cdot 0,004 = (\phi_r + 10.000)0,04$$

$$\phi_r = 55.500 \text{ m}^3/\text{dag}$$

$$\phi_t = 65.500 \text{ m}^3/\text{dag}$$

* in gefluidiseerde toestand.

Berekening van de reactordoorsnede

Stel de fluïdisatiesnelheid = 40 m/h (maximale snelheid)

De dwarsdoorsnede wordt dan $\frac{65.500}{24.40} \text{ m}^2 = 68 \text{ m}^2$. (diameter = 9.3 m).

Berekening van de reactorhoogte

De hoogte van het fluidbed is $\frac{225}{68} = 3.3 \text{ m}$.

De hoogte van de reactor zelf zal dan wellicht $\pm 5 \text{ m}$ bedragen.

Opmerking

De gemiddelde vloeistofverblijftijd bedraagt $\frac{225.24}{10.000} \cong 0,5 \text{ h}$. Volgens Cooper [1] moet de verblijftijd circa 1 h zijn.