

## Fysisch/chemische voorzuivering van afvalwater

### Onderzoek naar fysisch-chemische voorzuiveringstechnieken

*Vervanging van metaalzouten door organische polymeren*  
*Flotatie*

*Directe grove-mediafiltratie*

*Directe membraanfiltratie*

*Denitrificerende en aërobe A-trap*



2001 07

## Fysisch/chemische voorzuivering van afvalwater

### Onderzoek naar fysisch-chemische voorzuiveringstechnieken

*Vervanging van metaalzouten door organische polymeren*

*Flotatie*

*Directe grove-mediafiltratie*

*Directe membraanfiltratie*

*Denitrificerende en aërobe A-trap*

2001

07

Arthur van Schendelstraat 816

Postbus 8090, 3503 RB Utrecht

Telefoon 030 232 11 99

Fax 030 232 17 66

E-mail [stowa@stowa.nl](mailto:stowa@stowa.nl)

<http://www.stowa.nl>

Publicaties en het publicatie-  
overzicht van de STOWA kunt u  
uitsluitend bestellen bij:

*Hageman Fulfilment*

Postbus 1110

3330 CC Zwijndrecht

tel. 078 - 629 33 32

fax 078 - 610 42 87

e-mail: [hff@wxs.nl](mailto:hff@wxs.nl)

o.v.v. ISBN- of bestelnummer en  
een duidelijk afleveradres.

ISBN 90.5773.116.9

## Ten geleide

Nationaal en internationaal bestaat er veel aandacht voor de duurzaamheid van het afvalwater-behandelingsproces. Niet alleen de lozing van verontreinigende stoffen, maar ook milieu-aspecten als energieverbruik, grondstoffenverbruik, afvalstoffenproductie en emissies naar andere milieucompartimenten komen daarbij in beeld.

In principe zijn er verschillende mogelijkheden om stedelijk afvalwater meer duurzaam te zuiveren. Daartoe behoort de toepassing van een intensieve fysisch/chemische voorzuiveringsstap, gevolgd door een fysisch/chemische of een gecombineerd fysisch/chemische en biologische nazuiveringsstap. STOWA-rapport 98-29 gaat in op de selectie, en uitwerking naar dimensionering en kosten, van een aantal zuiveringsscenario's met fysisch/chemische voorzuivering. Aan de hand van deze exercitie is een aantal kennisleemtes en knelpunten naar voren gekomen.

Om de geconstateerde kennisleemtes en knelpunten weg te nemen, is nader experimenteel onderzoek uitgevoerd. In het onderhavige rapport zijn deelonderzoeken beschreven naar het gebruik van organische vlokmiddelen en de toepassing van technieken voor vergaande deeltjesverwijdering en vlokverwijdering (flotatie, directe grove mediafiltratie, directe membraanfiltratie en de denitrificerende en aërobe A-trap). Elk deelonderzoek omvat een literatuurstudie, experimenteel onderzoek en een nadere evaluatie van de resultaten. Aandachtspunten waren de praktische toepasbaarheid, te verwachten verwijderingsrendementen en de procescondities waarbij deze rendementen gehaald kunnen worden.

Het onderzoek werd verricht door de Sectie Gezondheidstechniek van de Faculteit Civiele Techniek en Geowetenschappen van de Technische Universiteit Delft (projectteam bestaande uit prof.ir. J.H.J.M. van der Graaf, dr.ir. J. de Koning en ir. A.F. van Nieuwenhuijzen) en de Sectie Milieutechnologie van het Departement Agro-, Milieu- en Systeemtechnologie van de Wageningen Universiteit (projectteam bestaande uit prof.dr.ir. W.H. Rulkens, dr.ir. A. Klapwijk en ir. A. Mels). Voor de begeleiding van het project zorgde een commissie bestaande uit ir. E. van 't Oever (voorzitter), ir. G.A.P. van Geest, ir. K.F. de Korte, ir. P.J. Roeleveld, ir. H.F. van der Roest, ing. A.A.J.C. Schellen, ir. J. Slange en ir. P.C. Stamperius.

Meerdere organisaties hebben in het bijzonder geparticipeerd in de uitvoering van dit onderzoek: de medewerkers van de rwzi Leiden-Noord, Nijhuis Water Technologie B.V. en een aantal leveranciers van organische polymeren. De STOWA is deze organisaties erkentelijk voor hun medewerking

Utrecht, maart 2001

De directeur van de STOWA

ir. J.M.J. Leenen

## SAMENVATTING

In opdracht van de STOWA is in 1996 een onderzoek gestart naar de mogelijkheden om door middel van een intensieve fysisch-chemische voorzuivering tot nieuwe, meer duurzame rwzi's te komen. De eerste fase van dit onderzoek, die in 1998 is afgerond (STOWA-rapport 98-29), had betrekking op een nadere identificatie en evaluatie van complete zuiveringsscenario's die gebaseerd zijn op een intensieve fysisch-chemische voorzuivering. Aan de hand van deze identificatie en evaluatie kon een aantal belangrijke kennisleemtes en knelpunten met betrekking tot de fysisch-chemische voorzuivering worden aangegeven die nader experimenteel onderzoek vergen. Deze onderzoeksgebieden zijn:

- Alternatieven voor het gebruik van anorganische vlokmiddelen om chemische slibproductie en effluentverzouting te beperken of te voorkomen. Primair wordt daarbij gedacht aan het gebruik van organische polymeren voor coagulatie en flocculatie.
- Technieken voor vergaande deeltjesverwijdering en vlokverwijdering in de voorzuivering. Vier technieken zijn daarbij genoemd als perspectiefvol:
  - \* flotatie;
  - \* directe grove mediafiltratie;
  - \* directe membraanfiltratie;
  - \* denitrificerende en aërobe A-trap.

Dit nader onderzoek is inmiddels uitgevoerd. In het onderhavige rapport zijn de deelonderzoeken beschreven. Elk deelonderzoek omvat een korte literatuurstudie, experimenteel onderzoek en een nadere evaluatie van de resultaten. Aandachtspunten binnen de verschillende deelonderzoeken betreffen de algemene toepasbaarheid voor de voorzuivering van stedelijk afvalwater, de te verwachten verwijderingsrendementen voor de verschillende typen verontreinigingen en de procescondities waarbij deze verwijderingsrendementen gehaald kunnen worden.

### Toepassing van organische polymeren voor coagulatie en flocculatie

Dit deelonderzoek had tot doel vast te stellen in hoeverre organische vlokmiddelen een alternatief kunnen vormen voor anorganische vlokmiddelen. Met behulp van bekerglasproeven is voor een aantal geselecteerde organische polymeren onderzocht in welke mate ze geschikt zijn voor de vlokking van ruw stedelijk afvalwater (afvalwater van de rwzi Bennekom). Daartoe is bij verschillende doseringen en procescondities de reductie in troebelheid en zwevendestof na bezinking bepaald. Van het bezonken slib zijn incidenteel ook het drogestofgehalte alsmede de ontwaterbaarheid door filtratie gemeten. In tabel A worden de belangrijkste resultaten weergegeven:

**Tabel A:** Resultaten van standaardbekerglasproeven met polymeren

Type polymeer	Dosering (mg/l)	Troebelheid (NTU)		Zwevendestof (mg/l)	
		Beginwaarde	Eindwaarde	Beginwaarde	Eindwaarde
Kationisch laagmoleculair coagulant (polyamine) ladingsgraad (+) 100%	20 à 30	225	15 à 25	329	5 à 10
Kationisch hoogmoleculair flocculant (polyacrylamide) ladingsgraad (+) 24%	5	225	35	329	10
	15	225	15	329	<5

Uit het onderzoek blijkt dat vooral kationisch hoogmoleculair polymeer goed toepasbaar is voor het verkrijgen van een lage waarde van troebelheid en zwevendestof. Met kationisch laagmoleculair polymeer worden vergelijkbare waarden verkregen, maar is de benodigde dosering ca. een factor 2 hoger. De CZV-verwijdering bedraagt 39 à 54%. De maximale reductie in  $N_{Kjeldahl}$  en  $P_{totaal}$  bedraagt ca. 30%. Combinatie van een kationische coagulant met een hoogmoleculaire anionische flocculant geeft een marginaal beter resultaat terwijl combinatie van een kationische coagulant en een kationische flocculant een slechter resultaat

geeft. Toepassing van anionische, hoogmoleculaire flocculanten alleen resulteert slechts in geringe verwijderingsrendementen.

Bovenvermelde resultaten zijn indicatief en specifiek voor het geteste afvalwater. Type afvalwater, vervuilingsgraad alsmede procescondities zoals mengtijd, mengintensiteit, flocculatietijd en bezinktijd, hebben, zoals te verwachten viel, eveneens invloed.

De specifieke filtratieweerstand van met kationische polymeren geflocculeerd slib, gemeten met een filtratie-expressiecel, is vergelijkbaar met die van slib dat verkregen is door flocculatie met ijzerzouten en lager dan van ongeflocculeerd primair slib.

Uit de resultaten van het experimentele onderzoek kan geconcludeerd worden dat de toepassing van organische polymeren voor vlokvorming bij de voorbehandeling van stedelijk afvalwater in technisch opzicht goed mogelijk is. Uit scenarioberekeningen blijkt verder dat vervanging van anorganische metaalzouten door organische polymeren voor de coagulatie-flocculatie in de voorzuivering kan leiden tot een beperkte kostenbesparing voor het gehele zuiveringsproces, inclusief slibverwerking en slibafzet. Wel moet er rekening mee worden gehouden dat bij gebruik van organische polymeren slechts een beperkte hoeveelheid fosfaat wordt verwijderd. Een aanvullende fosfaatverwijderingsstap is derhalve nodig. Overigens biedt een dergelijke separate verwijderingsstap goede mogelijkheden om fosfaat terug te winnen voor hergebruik. Vanuit milieuhygiënisch perspectief is het gebruik van organische polymeren interessant omdat er, vergeleken met de situatie dat anorganische coagulanten en flocculanten worden gebruikt, nauwelijks effluentverzouting optreedt en de totale hoeveelheid restmateriaal, die overblijft na slibverbranding, geringer is. Wel moet bij gebruik van polymeren aandacht worden besteed aan de eventuele aqua- en eco-toxiciteit van polymeren.

### Flotatie van ruw afvalwater

Dit deelonderzoek had tot doel vast te stellen wat de mogelijkheden zijn van flotatie om deeltjes uit ruw afvalwater, in dit geval afkomstig van de rioolwaterzuiveringsinstallatie Bennekom, af te scheiden en te concentreren. In eerste instantie is met behulp van batchflotatie-experimenten op laboratoriumschaal voor een tweetal typen kationische vlokkingsmiddelen het effect op de deeltjesverwijdering, uitgedrukt als reductie in troebelheid, bepaald. Het vlokkingsmiddel met het hoogste molecuulgewicht ( $8 \cdot 10^6$  g/mol, ladingsgraad 24%) blijkt daarbij, zoals ook te verwachten was op grond van het hiervoor samengevatte deelonderzoek, het hoogste verwijderingsrendement, 80%, te geven bij een polymeerdosering van 6,5 mg/l. Zonder toevoeging van vlokkingsmiddelen vindt nagenoeg geen troebelheidsreductie plaats.

In vervolg op de batchexperimenten is met dit type polymeer onderzoek gedaan aan een continue flotatiesysteem van het type Dissolved Air Flotation (DAF). Dit systeem bestond uit een lamellenflotatie-apparaat met een inhoud van 100 liter en een totaal oppervlak van het lamellenpakket van  $0,25 \text{ m}^2$ . De hydraulische belasting, betrokken op het oppervlak van de lamellen, bedroeg 1,2 m/h, wat overeenkomt met een hydraulische belasting van het bovenoppervlak van de installatie van 10 m/h. Uit het onderzoek met deze pilot-plant-installatie blijkt dat bij dosering van 4 mg polymeer per liter (overeenkomend met 3 mg polymeer/100 NTU influent), een troebelheidsreductie van meer dan 70% kan worden verkregen. Voor CZV<sub>deeltjes</sub> (deeltjes  $>0,45 \text{ } \mu\text{m}$ ) wordt een vergelijkbaar verwijderingspercentage gevonden. Op basis van zwevendestof blijkt de verwijdering ca. 90% te bedragen.

Bij een continue ruiming van het flotatieslib kan een drogestofgehalte van dit slib worden verkregen van ca. 3,6%. Dit percentage stijgt tot 7,5 à 10% indien de sliblaag discontinu wordt geruimd. Bij de discontinue ruiming vindt nog een gedeeltelijke ontwatering plaats via de zwaartekracht. Een verdere stijging tot maximaal 11,5% wordt verkregen na 5 minuten uitlekken van dit slib op een zeef. Deze percentages liggen significant hoger dan vermeld in de literatuur. Flotatie biedt derhalve een mogelijkheid om op zeer efficiënte wijze deeltjes te verwijderen en te concentreren.

De verwijderingspercentages gevonden in de batchexperimenten liggen in het algemeen hoger dan die gemeten in de pilot-plant-installatie. Een belangrijke oorzaak is de minder

optimale menging en dosering van de flocculanten in de pilot-plant-installatie. De verwachting is dat, wat de maximale hydraulische belasting betreft, het flotatieproces nog aanmerkelijk kan worden verbeterd.

Uit het flotatieonderzoek blijkt verder dat er een lineair verband bestaat tussen troebelheid en het CZV<sub>deeltjes</sub> in het betrokken afvalwater. Daarnaast is er in het onderzoek geconstateerd dat voor hoogmoleculair kationisch polymeer het deeltjesverwijderingsrendement toeneemt met toenemende dosering. Omdat de troebelheid proportioneel is met de deeltjesconcentratie biedt dit een interessante praktische mogelijkheid om op basis van een troebelheidsmeting, die in het algemeen snel, nauwkeurig en on-line kan worden uitgevoerd, de concentratie deeltjes in het effluent van de voorbehandeling af te stemmen op de gewenste kwaliteit voor de nabehandeling.

### **Directe grove-mediafiltratie van ruw afvalwater**

Dit deelonderzoek was gericht op de toepassing van continue en discontinue grove mediafiltratie als mogelijke voorzuiveringsstap bij de zuivering van afvalwater. Belangrijkste aandachtspunten waren daarbij de zuiveringsprestaties en de bedrijfsvoering. Het onderzoek werd uitgevoerd met ruw afvalwater van de rioolwaterzuiveringsinstallatie Leiden-Noord. De discontinue filtratieopstelling bestond uit een verticaal filterbed met een diameter van 44 cm en een hoogte variërend van 80 tot 90 cm. Deze filtratieopstelling werd als opwaarts doorstroomd filter en als neerwaarts doorstroomd filter getest.

Bij de experimenten met discontinue opwaartse filtratie werden verschillende filterbedconfiguraties getest, waarbij grind als steunlaag en de filtermaterialen kwartszand en hydro-antraciet werden toegepast. Het neerwaartse filter combineerde de voorgaande twee filtermaterialen met een toplaag van aqua-volcano. Opwaartse filtratie werd in alle gevallen uitgevoerd zonder vlokmiddeldosering. Het neerwaarts bedreven filter werd tevens getest met een dosering van ijzerzout en polymeer.

Het continue filter was van het type ASTRASAND AS-070 en bestond uit een kolom met een diameter van 0,95 m en een filterbed van kwartszanddeeltjes met een hoogte van 1,5 m. Dit filterbed werd opwaarts doorstroomd. Het onderste deel van het bed, met de meest vervuilde deeltjes, werd continu onttrokken aan het filterbed, gespoeld en vervolgens aan de top van het filterbed toegevoegd.

Wat betreft het opwaarts doorstroomd filter kan worden geconcludeerd dat de filterwerking tamelijk beperkt is. De verwijdering van troebelheid bij opwaartse filtratie bedraagt voor een zandfilter en antracietfilter met een volcano-toplaag 15 tot 55% (op basis van NTU) en circa 85% wat de verwijdering van zwevendestof betreft. Voor CZV (totaal) worden verwijderingsrendementen tussen 20% en 45% gemeten (voor het antracietbed). Hogere vuilbelastingen in het influent leiden tot hogere verwijderingsprestaties van het filter. Fosfaat wordt zonder vlokmiddel nauwelijks verwijderd. Voor het terugspoelen van het filter zijn relatief grote hoeveelheden spoelwater nodig om de gevormde vuillaag onderin het filter te verwijderen. Hierdoor is een efficiënte toepassing twijfelachtig.

Het neerwaarts doorstroomde filter biedt betere mogelijkheden tot terugspoeling en een hogere maximaal toelaatbare drukval over het filter. Neerwaartse filtratie verwijdert zwevendestof en troebelheid iets beter dan opwaartse filtratie. De looptijden bij neerwaartse filtratie zijn echter korter dan bij opwaartse filtratie doordat op het filter of in het bovenste gedeelte van het filterbed verstopping plaatsvindt. De spoeling van het neerwaartse filter is goed uitvoerbaar met een lucht- en waterspoeling gedurende korte tijd. Bij een dosering van 10 mg Fe<sup>3+</sup> per liter influent als flocculant wordt een CZV-verwijderingsrendement en een fosfaatverwijderingsrendement behaald van 40 à 60% respectievelijk 60%. Dosering van organische polymeren als flocculant geeft een afname van de troebelheid en het CZV in het filtraat te zien, maar heeft wel een negatief effect op de looptijd van het filter door vlok- en koeklaagvorming op het filterbed.

In het algemeen zijn zowel bij het opwaarts doorstroomd filter als bij het neerwaarts doorstroomd filter de looptijden van een filtratierun relatief kort doordat het filterbed binnen enkele uren verstopt raakt. Tezamen met de relatief lage filtratiesnelheden, de geringe

dieptewerking van het filter, de relatief grote hoeveelheden spoelwater die nodig zijn bij met name het opwaarts doorstroomd filter en de toch beperkte verwijderingsprestaties, met name voor colloïdale deeltjes, maken de beproefde uitvoering van discontinue directe grove media filtratie alleen in specifieke situaties aantrekkelijk voor toepassing in de praktijk.

Met het continue filter wordt een reductie in troebelheid verkregen van 30% tot 50% bij een filtratiesnelheid van 10 à 12,5 m/h. Deze troebelheidsreductie neemt toe tot boven de 50% bij een verlaging van de filtratiesnelheid naar 7 m/h. Het gemiddelde verwijderingsrendement van de zwevendestof bedraagt bij de eerder genoemde filtratiesnelheden 40% respectievelijk 50%. Voor het CZV liggen deze waarden op respectievelijk 15% en 20%. In het algemeen zijn de zuiveringsprestaties van het continue filter niet beter dan die van de discontinue bedreven filteropstellingen; maar de continue bedrijfsvoering maakt dit filtertype, met nodige substantiële verbetering, aantrekkelijker voor toepassing in de praktijk.

### **Directe membraanfiltratie van ruw afvalwater**

Dit onderzoek was er op gericht om de mogelijkheden van membraanfiltratie voor de afscheiding van gesuspendeerde en colloïdale deeltjes uit ruw stedelijk afvalwater vast te stellen. Het onderzoek werd uitgevoerd met een membraanfiltratie-installatie op pilot-plant-schaal. Drie typen buisvormige membranen met een interne diameter van 5,2 mm en een poriëndiameter variërend van 10 nm tot 30 nm werden daarbij getest met ruw afvalwater van de rioolwaterzuiveringsinstallatie Bennekom. De proefduur per productierun bedroeg maximaal 7 uur. Om de vervuiling van de membranen tegen te gaan werd om de 10 minuten teruggespoeld (backflush). Het accent van het onderzoek lag op de maximaal haalbare flux bij een constante (lage) transmembraandruk, de vervuiling van het membraan en de spoelprocedures en het effect van de crossflowsnelheid op de vervuiling van de membranen.

Het eerste opvallende onderzoeksresultaat is dat directe membraanfiltratie van ruw afvalwater technische redelijk uitvoerbaar is. Uit het onderzoek blijkt dat bij een gelijkblijvende transmembraandruk de gemiddelde flux door het membraan toeneemt met toenemende crossflowsnelheid. Het lijkt derhalve zinvol om te streven naar een zo hoog mogelijke crossflowsnelheid, waarbij wel het energieverbruik in ogenschouw moet worden genomen. Ook een verhoging van de transmembraandruk geeft een geringe toename in flux. Voor crossflowsnelheden van 2,1 tot 2,8 m/s en drukvallen over het membraan van 0,22 tot 0,50 bar bedraagt de gemiddelde productieflex 100 à 140 l/m<sup>2</sup>h.

Indien geen periodieke membraanreiniging (door middel van terugspoeling) wordt toegepast en de transmembraandruk constant wordt gehouden, daalt de flux langzaam naar een evenwichtswaarde. De flux blijft daarna nagenoeg constant. Een lage transmembraandruk lijkt bevorderlijk voor een constante flux. De verklaring hiervoor is dat bij een lage transmembraandruk een minder compacte en gemakkelijker te verwijderen vuillaag ontstaat dan bij een hoge transmembraandruk. Voor toepassing in de praktijk is een lage drukval dus gunstig. Naarmate het membraan langer in gebruik is, is de membraanflux na spoeling lager. Dit wijst op een toename van de vervuiling van het membraan, waarschijnlijk doordat poriën irreversibel verstopt raken. Een chloorspoeling blijkt onvoldoende te zijn om deze irreversibele vervuiling efficiënt te bestrijden.

Het verwijderingspercentage voor CZV bedraagt bij voorbezonden influent gemiddeld 62%. Voor ruw afvalwater is dit 68%. Het CZV van het permeaat is min of meer constant en bedraagt 200 mg/l. Omdat alle gesuspendeerde en colloïdale deeltjes door membraanfiltratie worden verwijderd wordt troebelheid voor meer dan 99% (op basis van NTU) verwijderd. Ongeacht de influenttroebelheid bedraagt de troebelheid van het permeaat minder dan 0,5 NTU. De verwijderingspercentages van  $N_{Kjeldahl}$  en  $P_{totaal}$  zijn respectievelijk 17% en 33%. De algemene conclusie uit dit onderzoek is dat met behulp van membraanfiltratie een volledige verwijdering van aan deeltjes geïncorporeerde of geadsorbeerde verontreinigingen kan worden verkregen bij een redelijk hoge flux.

## Deeltjesverwijdering in de denitrificerende en de aërobe A-trap

Dit deelonderzoek had betrekking op de verwijdering van gesuspenseerde en colloïdale deeltjes uit ruw afvalwater in een zogenaamde A-trap. Dit is een hoogbelaste actief sibilinstallatie zoals die voorkomt in het in de jaren '70 ontwikkelde AB-Verfahren. De A-trap is gebaseerd op een combinatie van bacterievlokvorming en snelle biosorptie van colloïdaal en gesuspenseerd materiaal aan slibvlokken. Daarnaast vindt via diffusie opname van opgelost materiaal in het slib plaats. De gevormde vlokken worden verwijderd in een tussenbezinktank.

In het onderzoek zijn de aërobe A-trap en een variant hierop onderzocht. De aërobe A-trap kan met en zonder vlokmiddeldosering worden toegepast. In het eerste geval wordt een coagulatiemiddel toegevoerd aan de beluchtingstank. Het vlokmiddel wordt toegevoegd tussen de beluchtingstank en de afvoer naar de bezinker.

Een variant is de denitrificerende A-trap. In dit systeem wordt nitraat gebruikt als elektronenacceptor in plaats van zuurstof. Verwijdering van deeltjes vindt plaats door (ad)sorptie van deeltjes aan denitrificerende slibvlokken en bezinking van het gevormde slibvlok-deeltje-complex. Tevens vindt daarbij gedeeltelijke denitrificatie plaats. Dit systeem kan mogelijk toegepast worden in combinatie met een ionenwisselaar voor ammoniumverwijdering uit de hoofdstroom en een biologische regeneratie van de ionenwisselaar. Ook de denitrificerende A-trap is met en zonder dosering van vlokmiddel, in dit geval een kationisch hoogmoleculair polyacrylamide, onderzocht. Beide typen A-trap zijn bestudeerd in een Sequencing Batch Reactor Systeem. Daarbij is gebruik gemaakt van ruw afvalwater van de zuiveringsinstallatie Bennekom. De belangrijkste onderzoekresultaten zijn vermeld in tabel B.

**Tabel B:** Onderzoekresultaten van SBR-testen met de aërobe en denitrificerende A-trap

Type A-trap	Gecorrigeerde slibbelasting (g CZV / [g d.s. dag])	Gemiddelde verwijderingsrendementen (%) ten opzichte van influentconcentraties					
		Troebelheid	CZV <sub>totaal</sub>	CZV <sub>opgelost</sub>	CZV <sub>deeltjes</sub>	N <sub>kjeldahl</sub>	P <sub>totaal</sub>
Aërobe	2,5 - 10,5	41	40	19	49	23	22
Denitrificerende	0,8 - 3,7	69	64	57	66	30	37

Uit de tabel blijkt dat de verwijderingsrendementen van de denitrificerende A-trap voor alle componenten hoger zijn dan die van de aërobe A-trap (wel bij lagere slib belasting). Verder is geconstateerd dat de denitrificerende A-trap goede bufferende eigenschappen bezit waardoor bij verhoogde troebelheid van het influent geen verhoogde effluent troebelheid wordt waargenomen. Gebruik van een vlokmiddel geeft bij de aërobe A-trap in het algemeen een hoger verwijderingsrendement. Bij de denitrificerende A-trap wordt geen of een negatief effect van het gebruik van vlokmiddel geconstateerd. Verder is geconstateerd dat, binnen de gehanteerde contacttijd van 15 minuten, het nitraat niet volledig wordt verwijderd waardoor tijdens de bezinkperiode van het slib stikstofgas wordt gevormd. Hierdoor bezinken de slibvlokken slecht en vindt flotatie en uitspoeling van slibvlokken plaatsvinden. Dit probleem kan mogelijk worden voorkomen door minder nitraat aan de reactor te doseren.

## Slotbeschouwing

Bovengenoemde deelonderzoeken hadden een oriënterend karakter. In dat licht moeten de resultaten dan ook worden beschouwd. Er zijn duidelijk aanwijzingen verkregen dat de resultaten nog verder kunnen worden verbeterd en de wijze waarop dit zou kunnen worden gerealiseerd. Onderlinge vergelijking van de resultaten moet plaats vinden in het licht van de algemene doelstelling van het onderzoek: de ontwikkeling van duurzame zuiveringssystemen gebaseerd op fysisch-chemische voorzuivering. Dat betekent dat de consequenties van deze voorbehandelingsroutes op de diverse potentiële nabehandelingroutes nader zullen moeten worden geëvalueerd. Deze evaluatie zal worden uitgevoerd met een verder ontwikkelde versie van het evaluatiemodel DEMAS. Op basis van het huidige onderzoek is de voorlopige conclusie dat, in technisch opzicht, met flotatie en membraanfiltratie de beste resultaten wat betreft de verwijdering van colloïdale en gesuspenseerde deeltjes worden bereikt. Beide

systemen zijn in principe toepasbaar in de praktijk. Het ligt dan ook voor de hand om bij onderzoek aan de nazuivering een van beide methoden te kiezen als vóórzuivering.

## SUMMARY

In 1996 STOWA commissioned a research into the potential of intensive physical-chemical pre-treatment as a basis for the design of new, more sustainable systems for the treatment of municipal wastewater. The first phase of this research was completed in 1998 (STOWA-report NR. 98-29) and aimed at the identification and evaluation of wastewater treatment scenario based on physical-chemical pre-treatment. This study indicated a number of bottlenecks and lacks of knowledge related to physical-chemical pre-treatment that required more experimental research. The indicated research areas were:

- Alternatives for the use of inorganic flocculants in order to limit or avoid chemical sludge production and effluent salinisation. In the first place the application of organic polymers for coagulation and flocculation is considered;
- Pre-treatment techniques for enhanced particle removal and floc removal. Four techniques have been mentioned to have interesting perspectives:
  - flotation
  - direct rough media filtration
  - direct membrane filtration
  - denitrifying and aerobic A-step.

Since then the proposed experimental research has been executed. In this report the constituent sub-researches are described. Each sub-research consists of a short literature review, experimental work and an evaluation of the results. Points of particular interest within the different studies were the applicability of the different techniques for pre-treatment of municipal wastewater, the removal efficiencies for different pollutants that may be expected and the process conditions that have to be maintained to obtain these removal efficiencies.

### Application of organic polymers for coagulation and flocculation

This sub-research had the objective to determine whether organic polymers can be an alternative for inorganic flocculants. A number of organic polymers was selected and evaluated on its feasibility for flocculation of municipal wastewater (in this case wastewater of wastewater treatment plant Bennekom) by means of jar test experiments. The reduction in turbidity and suspended solids after settling was determined at different dosages and process conditions. The settled sludge was incidentally analysed for its dry solids contents and its dewaterability by filtration. Table A reviews the main results:

**Table A:** Results of the jar test experiments with organic polymers

Type of polymer	Dosing (mg/l)	Turbidity (NTU)		Suspended solids (mg/l)	
		Start value	Final value	Start value	Final value
Cationic low molecular weight coagulant (polyamine) degree of charge (+) 100%	20 à 30	225	15 à 25	329	5 à 10
Cationic high molecular weight flocculant (polyacrylamide) degree of charge (+) 24%	5	225	35	329	10
	15	225	15	329	<5

The results of the jar test experiments show that especially cationic high molecular weight polymers are feasible to obtain low values of turbidity and suspended solids in the effluent. The dosage of a cationic low molecular weight polymer results in comparable values, but the required dosages are ca. 2 times higher. In both cases the COD-removal amounts to 39 à 54%. The maximal reduction of  $N_{Kjeldahl}$  and  $P_{total}$  equals to ca. 30%.

If a cationic coagulant is combined with a high molecular weight anionic flocculant the results are marginal better. The combination of a cationic coagulant with a cationic flocculant results in a negligible decrease in turbidity removal. The application of an anionic high molecular weight polymer results in low removal efficiencies.

The results that are mentioned are indicative and are specific for the tested wastewater. The required polymer dosage and the obtainable particle removal is depending on the type of wastewater and the degree of pollution as well as on process conditions like mixing time, mixing intensity, the time of flocculation and settling.

The specific filtration resistance of sludge flocculated with cationic organic polymers measured by a filtration-expression cell is comparable to the one of sludge that is obtained by flocculation with iron salts. It is lower than the specific filtration resistance that is measured for primary sludge that is not flocculated.

From the results of the investigations can be concluded that the application of organic polymers for flocculation of municipal wastewater is technically feasible. A scenario study showed that the replacement of inorganic metal salts by organic polymers may lead to a small cost reduction of the complete wastewater treatment system, including the sludge handling and sludge disposal. It is important to consider that if organic polymers are used only little phosphate is being removed. Thus, an additional phosphate removal step is required. If a separate step for phosphate removal is applied it could offer perspectives for phosphate recovery for reuse purposes. The application of organic polymers is interesting from an environmental point of view, since it does not increase effluent salinity. Moreover, the total amount of remaining material after incineration is less. If organic polymers are applied attention should be paid to possible aqua- and ecotoxicity of polymers.

### Flotation of raw wastewater

This sub-research had the objective to determine the potential of flotation to separate and concentrate particles in raw wastewater originating from – in this case – the wastewater treatment plant of Bennekom. In batch flotation experiments two types of cationic flocculants were tested and the particle removal efficiency – expressed as reduction in turbidity - was measured. The higher weight flocculant ( $8 \cdot 10^5$  g/mole; degree of charge (+) 24%) was more effective in removing turbidity and resulted in a reduction of 80% at a dosage of 6.5 mg/l. Without flocculant addition hardly any removal was measured.

Following the batch flotation tests experiments with this type of polymer were performed in a 100-l pilot Dissolved Air Flotation (DAF) reactor. In this system enhanced bubble-water separation was obtained in a lamella packed plate bed (total surface  $0,25 \text{ m}^2$ ). The hydraulic load based on the lamella surface was 1.2 m/h. This is equal to a hydraulic load of 10 m/h based on the reactor's upper surface. The investigations with the pilot flotation system showed that with a dosage of 4 mg polymer per litre (i.e. 3 mg polymer/100 NTU influent) a turbidity reduction of more than 70% could be obtained. A similar removal efficiency was found regarding  $\text{COD}_{\text{particulate}}$  (particles  $> 0.45 \mu\text{m}$ ). For total suspended solids a removal of 90% was found.

If the flotation layer is continuously removed the sludge can attain a dry solids concentration of approximately 3.6%. This percentage increases to 7.5 – 10% if the flotation layer is removed discontinuously. By removing the layer discontinuously partial dewatering is obtained by gravity. An additional increase to 11.5% can be reached if the sludge is drained for 5 minutes on a sieve. The attained dry solids concentrations are significantly higher than those mentioned in the literature. Thus, flotation offers a very efficient possibility to separate and concentrate particulate material.

The removal efficiencies that were measured in the batch flotation experiments were generally higher than those measured within the pilot plant experiments. An important cause for this phenomenon is sub-optimal dosing and mixing of the flocculants in the pilot reactor. It is also expected that the hydraulic load that can be applied within the flotation system can be increased significantly.

For the investigated wastewater a linear relationship between  $\text{COD}_{\text{particulate}}$  and turbidity was found. The research also showed that for the applied high molecular weight polymer the particle removal efficiency increases with increasing dosage. Turbidity can be measured quick,

accurate and on-line. Since turbidity is proportional to the particle concentration, the polymer dosage can easily be adjusted to the particle concentration in the influent. These findings offer an interesting, practical tool to control particle concentrations in the effluent of the pre-treatment and adjust it to a concentration desired for the post-treatment.

### **Direct rough media filtration of raw wastewater**

This sub-research was aimed at the application of discontinuous or continuous rough media filtration as a possible pre-treatment step for municipal wastewater. Process performance and operational management were points of particular interest within the sub-research. The investigations were done with raw wastewater of the wastewater treatment facility Leiden-Noord. The discontinuous filtration reactor was composed of a vertical filter bed with an internal diameter of 44 cm and a bed height of 80 to 90 cm. The discontinuous filtration set up was tested in up- and downflow mode.

During the experiments with discontinuous upflow filtration different filterbed configurations were tested, consisting of gravel as a support layer and quartz sand and hydro-anthracite as filter media. Within the downflow filtration experiments these media were combined with a toplayer of aqua-volcano. The upflow filtration was in all cases performed without flocculant addition. The downflow filter was also tested with a dosage of iron salt and organic polymer.

For continuous filtration an ASTRASAND AS-070 filter was applied. This filter configuration consisted of a column with an internal diameter of 0.95 m and a quartz sand filter bed with a height of 1.5 m. The column was applied in upflow filtration mode. The lower part of the filterbed, which was most polluted, was continuously removed from the filterbed, washed and returned to the top layers of the bed.

With regard to the upflow filter can be concluded that the filter efficiency was low. The removal of turbidity in the upflow configuration ranged from 15 to 55%, while circa 85% suspended solids was removed. The removal efficiencies for total COD ranged from 20 to 45%. High loads of pollutants in the influent resulted in increased removal performances. Without flocculant addition phosphate was hardly removed. Relatively large quantities of water were necessary to effectively backwash the filter and remove the dirt layer. Due to this an efficient application of this filter configuration is doubtful.

The possibilities for backwash are better for the downflow filter. For a downflow filter applying a pulse dose of air- and water easily can perform backwash. For a downflow filter also a higher tolerable headloss can be maintained over the filterbed. The downflow filter removed suspended solids and turbidity slightly better than the upflow configuration. The runtimes for downflow filtration were shorter than those for upflow filtration. This was due to the fact that in downflow configuration clogging of the top zone of the bed or settling of flocs on top of the filterbed took place. COD removals of 40 to 60% and a phosphate removal of 60% were measured when 10 mg Fe<sup>3+</sup> per litre influent was dosed. The dosage of an organic polymer resulted in an increased turbidity removal but had a negative effect on the runtime of the filter due to the formation of a cake layer on top of the filterbed.

The runtimes of both discontinuous filtration configurations are generally short because the filterbed is clogged within several hours. Considering the relatively low filtration velocities, the minor storage capacity over the filterbed height, the large quantities of required backwash water for the upflow filter and the limited removal of colloidal particles, the conclusion can be drawn that the practical application of rough media filtration is only attractive in specific situations.

The continuous filter shows turbidity reductions of 30 to 50% when filtration rates of 10 à 12.5 m/h are applied. The turbidity removal increases to more than 50% by decreasing the filtration velocity to 7 m/h. The average removal of suspended solids amounts to 40% respectively 50% at the mentioned filtration rates. For total COD these values are 15 respectively 20%. The removal in the continuous filter is generally similar to that of the discontinuous filter configurations. However, this type of filter is due to its continuous process performance more

attractive for practical application, although the operational management can be substantially improved.

### **Direct membrane filtration of wastewater**

This sub-research had the objective to investigate the applicability of membrane filtration for the separation of suspended and colloidal particles from raw municipal wastewater. The investigations were carried out with a membrane unit on pilot scale. Three types of membrane tubes with an internal diameter of 5.2 mm and a membrane pore size of 10 to 30 nm were tested with raw municipal wastewater from the Bennekom wastewater treatment plant. Per filtration run a testing time of maximal 7 hours was applied. In order to limit membrane fouling a backflush was applied every 10 minutes. The points of particular interest of the investigations were the possibilities to attain a maximum flux with a constant (and low) transmembrane pressure, the fouling of the membranes, the required wash procedures and the effect of crossflow velocity on membrane fouling.

The first remarkable result of these investigations is that direct membrane filtration is technically possible. The research shows that, if the transmembrane pressure is maintained constant, the average flux through the membrane increases with rising crossflow velocity. Therefore higher crossflow velocities seem favourable, although the energy consumption should be considered. An increase of the transmembrane pressure also results in a small increase of the flux. At crossflow velocities of 2.1 to 2.8 m/s and transmembrane pressure drops of 0.22 to 0.50 bar the average production flux amounts 102 to 140 l/m<sup>2</sup>h.

The flux slowly decreases to an equilibrium value if no periodic membrane cleaning (by means of backflush) is applied and the transmembrane pressure is kept constant. After the equilibrium value is attained the flux almost remains constant. Low transmembrane pressures appear beneficial to maintain a constant flux. This can be explained by the fact that due to a low transmembrane pressure a less compact and easier removable dirt layer is produced than at higher transmembrane pressures. Thus, for practical applications a low transmembrane pressure seems more favourable. When the membrane is in use for a longer period the membrane flux after backwash gets smaller. This indicates an increased fouling of the membrane, probably due to irreversible clogging of the pores. A chemical backwash with chlorine showed insufficient to efficiently prohibit this irreversible fouling.

The removal efficiency for COD amounts 62% for settled sewage. For raw sewage this is 68%. The COD of the permeate is more or less constant and amounts 200 mg/l. Turbidity is removed for more than 99% (based on NTU) because all suspended and colloidal particles are retained by the membrane filter. Irrespective of influent turbidity the turbidity of the permeate equals to 0.5 NTU. The removal percentages of  $N_{\text{kjeldahl}}$  and  $P_{\text{total}}$  are respectively 17% and 33%.

The general conclusion of this sub-research is that by means of membrane filtration a complete removal of particles and of pollutants incorporated or adsorbed to particles can be obtained at relatively low pressure.

### **Particle removal in the denitrifying and aerobic A-step**

This sub-research dealt with the removal of suspended and colloidal particles from wastewater in a so-called A-step. The A-step is part of the German AB-Verfahren that was developed in the 70's. The A-step is based on a combination of bacterial flocculation and fast biosorption of colloidal and suspended material to sludge flocs. Additionally dissolved material is transported into bacterial cells by diffusion. The sludge flocs are removed in an intermediate settler.

Within the investigations the A-step of the AB-system and a variation on the conventional A-step were studied. The aerobic A-step can be applied with and without flocculant dosing. In the first case a coagulant is added into the aeration basin. The flocculant is dosed in between the aeration basin and the discharge to the settler.

A variation is the denitrifying A-step. Within this system nitrate instead of oxygen is used as electron acceptor. Particles are removed by (ad)sorption to denitrifying sludge flocs followed by settling of the sludge floc/particle complex. Within the denitrifying A-step also partial denitrification takes place. This system might be applied in combination with an ion exchanger for ammonium removal with biological regeneration. The denitrifying A-step can also be combined with flocculant dosing. In this case the dosage of a cationic high molecular weight polyacrylamide to enhance sludge floc settling was studied. Both types of A-step were investigated in a Sequencing Batch Reactor (SBR) system. The systems were fed with raw wastewater originating from the wastewater treatment plant of Bennekom. The most important research results are mentioned in table B.

**Table B:** Results of the SBR experiments with the aerobic and denitrifying A-step

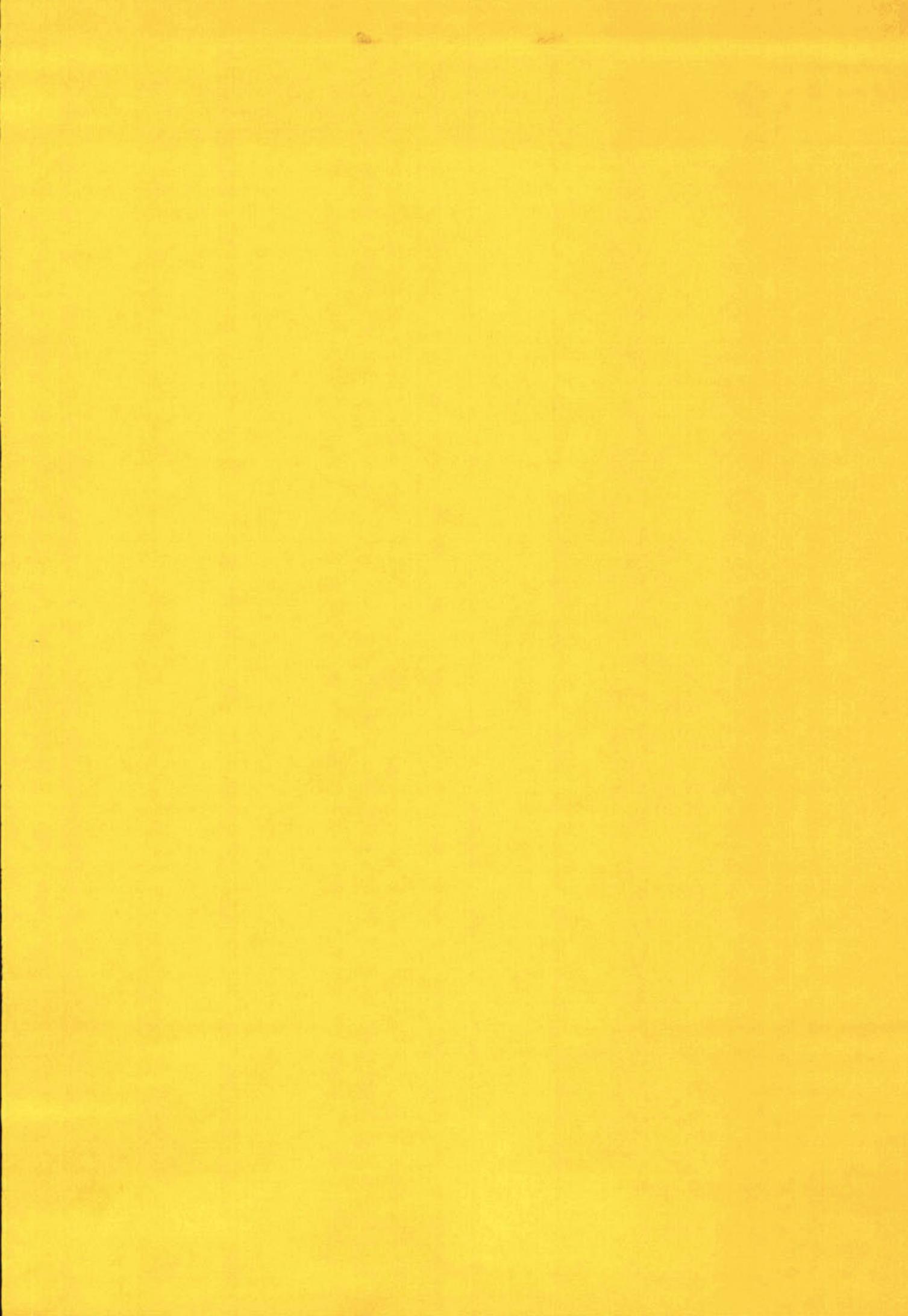
Type of A-step	Corrected sludge load (g COD/[g d.s. day])	Average removal efficiencies (%) in comparison with influent values					
		Turbidity	COD <sub>total</sub>	COD <sub>dissolved</sub>	COD <sub>particles</sub>	N <sub>kjeldahl</sub>	P <sub>total</sub>
Aerobic	2,5 - 10,5	41	40	19	49	23	22
Denitrifying	0,8 - 3,7	69	64	57	66	30	37

The table shows that the removal efficiencies of the denitrifying A-step are higher for all components than those of the aerobic A-step. In addition the denitrifying A-step showed good buffering capacities. An increased turbidity in the influent did not result in an increase in effluent turbidity. For the aerobic A-step the use of a flocculant results in a higher removal efficiency. For the denitrifying A-step no or a negative effect of the use of flocculants is noticed.

An observed disadvantage of the denitrifying A-step is, that within the contact time applied within the experiments (15 minutes) the nitrate was not completely removed. This caused nitrogen gas production during the settling period and resulted in deteriorating settling characteristics as well as in flotation and wash out of sludge flocs. Decreasing the nitrate dose will most probably prevent this problem.

### Concluding remarks

The sub-researches that were described were exploratory investigations. The results should be considered within that perspective. Clear indications have been obtained that the results can be improved and the way through which these improvements can be realised. Mutual comparison of the results should take place within the context of the general objective of the research project: the development of sustainable treatment systems based on physical-chemical pre-treatment. This means that the consequences of these pre-treatment systems on the different potential post-treatment routes should be evaluated. This evaluation will be conducted with a further developed version of the evaluation model DEMAS. Based on the present research the preliminary conclusion can be drawn that from a technical point of view, flotation and direct membrane filtration give the best results regarding the removal of colloidal and suspended particles. Both systems are in principle applicable in practice. It is obvious that when, research is done into post-treatment of pre-treated water. One of either methods or a method with a comparable separation result should be chosen as a pre-treatment technique.



## **Fysisch/chemische voorzuivering van afvalwater**

Toepassing van organische polymeren voor coagulatie/flocculatie

## INHOUDSOPGAVE

1	INLEIDING .....	7
2	DE TOEPASSING VAN ORGANISCHE POLYMEREN VOOR COAGULATIE/FLOCCULATIE - LITERATUUR 9	
	2.1 Historische ontwikkeling van de chemische afvalwaterzuivering .....	9
	2.2 Verklaring van coagulatie/flocculatie door bestudering van de colloïdchemie van deeltjes in afvalwater .....	10
	2.3 Organische polymeren .....	17
	2.4 Mengaspecten .....	19
	2.5 Mogelijke effecten van organische polymeren op het aquatisch ecosysteem .....	20
3	EXPERIMENTEEL ONDERZOEK NAAR DE TOEPASSING VAN ORGANISCHE POLYMEREN .....	23
	3.1 Inleiding .....	23
	3.2 Methoden en technieken .....	23
	3.3 Bekerglasproeven met verschillende organische polymeren .....	26
	3.4 Samenstelling van het supernatant .....	35
	3.5 Procescondities voor optimale vlokvorming en bezinking .....	36
	3.6 Karakteristieken van het geproduceerde slib .....	38
	3.7 Samenvatting van de resultaten en evaluatie .....	43
4	DOSERING VAN POLYMEREN OP BASIS VAN TROEBELHEIDSMETINGEN - DISCUSSIE .....	47
	4.1 Inleiding .....	47
	4.2 Relatie tussen de gemeten troebelheid en het CZV <sub>deeltjes</sub> .....	47
	4.3 Het bepalen van de effectiviteit van flocculanten met troebelheidsmetingen .....	48
	4.4 Polymeerdoseringsstrategie op basis van troebelheidsmetingen .....	49
5	VERVANGING VAN METAALZOUTEN DOOR ORGANISCHE POLYMEREN - SCENARIOSTUDIE .....	51
	5.1 Inleiding .....	51
	5.2 Beschrijving van de scenario's en aannames bij de berekeningen .....	51
	5.3 Resultaten .....	54
	5.4 Conclusies .....	58
6	CONCLUSIES .....	59
7	LITERATUUR .....	61
BIJLAGE A	OVERZICHT VAN IN HET EXPERIMENTEEL ONDERZOEK GEBRUIKTE POLYMEREN EN CONTACTPERSONEN .....	63
BIJLAGE B	KOSTENAANNAMES VAN DE SCENARIOBEREKENINGEN .....	65
BIJLAGE C	OVERZICHT VAN BEREKENINGSRESULTATEN .....	66
BIJLAGE D	CHLORIDEGEHALTE VAN ORGANISCHE POLYMEREN .....	69

## 1 INLEIDING

Dit deelrapport bevat de resultaten van literatuuronderzoek en experimenteel onderzoek naar de toepassing van organische vlokmiddelen bij de behandeling van stedelijk afvalwater. Het rapport maakt onderdeel uit van vervolgonderzoek naar de toepassing van fysisch/chemische voorzuivering bij de behandeling van stedelijk afvalwater.

In de vorige onderzoeksfase van het STOWA-project 'fysisch/chemische voorzuivering' [STOWA (1998)] werd geconcludeerd dat de toepassing van ijzerchloride als vlokmiddel leidt tot een relatief hoog chemicaliënverbruik. Bovendien kleven aan het gebruik ijzerzout (en metaalzouten in het algemeen) de volgende nadelen:

- door het gebruik van ijzerchloride wordt een aanzienlijke hoeveelheid (onbruikbaar) chemisch slib geproduceerd;
- door het gebruik van ijzerchloride vindt een aanzienlijke extra verzouting van het effluent plaats;
- het effluent van een fysisch/chemische voorzuiveringsstap kan leiden tot een BZV/N-verhouding die te laag is voor voldoende denitrificatie in een (biologische) nazuiveringsstap.

Het onderzoek dat beschreven wordt in dit deelrapport had tot doel vast te stellen in hoeverre organische polymeren een alternatief kunnen vormen voor het gebruik van anorganische vlokkingsmiddelen ten behoeve van vlokvorming in de voorzuivering. Door toepassing van deze alternatieve vlokvormingsmiddelen kan de productie van chemisch slib potentieel worden vermeden, waardoor indirect de slibverwerkingskosten en de hoeveelheid restproduct na verbranding kunnen worden verminderd.

In het onderzoek is onderzocht welke (typen) polymeren toepasbaar zijn voor coagulatie/flocculatie van stedelijk afvalwater, welke procescondities dienen te worden toegepast en welk zuiveringsrendement verkregen kan worden. Bovendien is door middel van een scenariostudie het effect van vervanging van metaalzouten door organische polymeren op de kosten en milieu-impact van een geheel afvalwaterzuiveringssysteem onderzocht.

Dit deelrapport omvat achtereenvolgens:

- een literatuurstudie naar vlokvorming met behulp van organische polymeren;
- de resultaten van experimenteel onderzoek naar coagulatie/flocculatie van stedelijk afvalwater met organische polymeren;
- een scenariostudie naar de vervanging van metaalzouten door organische polymeren;
- conclusies en aanbevelingen op basis van de gecombineerde resultaten van de literatuurstudie, het experimenteel onderzoek en de scenariostudie.



## 2 DE TOEPASSING VAN ORGANISCHE POLYMEREN VOOR COAGULATIE/FLOCCULATIE - LITERATUUR

### 2.1 Historische ontwikkeling van de chemische afvalwaterzuivering

Chemische stoffen werden reeds vroeg gebruikt in de waterzuivering en afvalwaterbehandeling om fysische processen te ondersteunen. Ter bevordering van de bezinking van deeltjes werden in eerste instantie bijvoorbeeld gemalen amandelen en bonen aan het te zuiveren water toegevoegd of werden aluminiumhoudende aarde en klei gedoseerd.

De eerste toepassing van chemisch ondersteunde afvalwaterzuivering vond plaats omstreeks 1840 in Parijs. Rond 1890 waren in Engeland meer dan 200 afvalwaterzuiveringsinstallaties gebaseerd op chemische zuiveringsprocessen operationeel. Deze zuiveringsinstallaties gebruikten kalk en ijzer- of aluminiumzouten als coagulanten, waardoor het zwevendestofgehalte kon worden verlaagd. Vanwege de hoge slibproductie, het gebrek aan stabiliteit van de processen en de relatief hoge kosten van de chemische zuiveringsprocessen werd aan het begin van de twintigste eeuw het merendeel van de chemische installaties vervangen door zuiveringsinrichtingen met een mechanische voorbehandeling en een biologische zuiveringsstap [Culp (1967)].

In Duitsland werd rond 1900 door Prof.dr. J. König een lijst met 75 chemische coagulanten en flocculanten opgesteld waarmee ook in de praktijk werd gewerkt. Zo werd het afvalwater van Frankfurt al in 1884 door toevoeging van aluminiumsulfaat en kalk chemisch gezuiverd [Imhoff (1998)].

In de Verenigde Staten vond tot 1930 nauwelijks afvalwaterzuivering gebaseerd op chemische processen plaats, maar in 1929 publiceerde Rudolfs een artikel waarin de voordelen van chemische zuiveringsprocessen met lage concentraties (5 - 15 mg/l) ijzerchloride voor de bezinkbaarheid van deeltjes werden uiteengezet [uit: Imhoff (1998)]. Vanaf dat moment werden door de gehele VS zuiveringen aangepast met chemische dosering (metaalzout of kalk) in de voorzuivering. Met deze zuiveringsprincipes werd zwevendestof met meer dan 90% verwijderd en het verwijderingsrendement voor BZV lag bij 50 tot 80%, waarbij de slibproductie echter met een factor 1,5 toenam. In de jaren rond 1940 werden zelfs pogingen ondernomen om de biologische zuivering volledig te vervangen door chemische processen. Dit leverde een aantal nieuwe zuiveringsprocessen op maar heeft de biologische zuivering nooit volledig overbodig gemaakt. Met name de relatief hoge kosten van de chemische zuiveringsprocessen speelden daarbij een rol.

In Nederland werd chemische afvalwaterzuivering pas relatief laat toegepast. Met name Duitse en Engelse toepassingen werden overgenomen. Zo was er in Nederland rond 1900 belangstelling voor het Duitse 'Kohlenbreiverfahren', waarbij gemalen bruinkool en ijzersulfaat aan het afvalwater werden toegevoegd. Dit leverde een acceptabele effluentkwaliteit op en het residu zou tot brandstofbriketten verwerkt kunnen worden. In Nederland zou dit, in die tijd, van belang kunnen zijn geweest vanwege de uitputting van de turfvoorraad. Van een praktijktoepassing is het echter nooit gekomen [Groeneveld (1994)]. In de jaren rond 1940 werd chemische afvalwaterzuivering vaker toegepast vanwege de besparing op civiele constructiekosten.

Tussen 1950 en 1970 werden (nieuwe) chemische processen weinig toegepast totdat het belang van fosfaatverwijdering in de bestrijding van eutrofiëring van oppervlaktewater werd erkend. Vanaf dat moment werd chemische afvalwaterzuivering een standaardproces ter verwijdering van nutriënten in de voor- of nazuivering [Morrissey en Harleman (1990)].

Organische polymeren werden pas na 1980 op grotere schaal toegepast ter ondersteuning van de chemische processen op de afvalwaterzuivering. Combinaties van metaalzouten met polymeren verbeterden de rendementen van de zuiveringsprocessen voor met name fosfaat en zwevendestof. Tot nu toe werd chemische zuivering met metaalzouten hoofdzakelijk toegepast voor fosfaatverwijdering. Door combinaties met, of de dosering van alleen polymeren kan de nadruk op zwevendestofverwijdering komen te liggen en kunnen hoge slibproducties worden voorkomen [Morrissey en Harleman (1990), Imhoff (1998)].

## **2.2 Verklaring van coagulatie/flocculatie door bestudering van de colloïdchemie van deeltjes in afvalwater**

### **2.2.1 Inleiding**

Deeltjes en colloïden gedragen zich in afvalwater zoals in alle andere waterige oplossingen. Dit gedrag van deeltjes en met name colloïden wordt beschreven door de colloïdchemie. Volgens Fleer is colloïdchemie de bestudering van systemen waarin de wisselwerking tussen colloïdale deeltjes een belangrijke rol speelt. Deeltjes en colloïden kunnen worden omschreven als de onopgeloste stoffen in het afvalwater. Colloïdale deeltjes zijn groter dan moleculen en hebben een diameter van enkele tientallen tot enkele honderden nanometers ( $1 \cdot 10^{-9} \text{ m} = 1 \cdot 10^{-3} \mu\text{m}$ ) [Fleer (1993)].

In de afvalwaterbehandeling wordt de colloïdale fractie meestal aangeduid als de niet-bezinkbare, maar wel (als troebelheid) zichtbare fractie. De deeltjesfractie die wel bezinkt wordt aangeduid als de gesuspendeerde fractie. Binnen dit onderzoek wordt een colloïdaal deeltje gedefinieerd binnen de deeltjesgrootterange van 0,45 tot ongeveer 5 - 7  $\mu\text{m}$ . De som van de colloïdale en gesuspendeerde fractie wordt beschouwd als de totale deeltjesfractie en loopt in dit onderzoek van 0,45  $\mu\text{m}$  tot circa 10 mm (de maximale fractie die nog door een grof-vuilfilter heen kan).

In deze paragraaf wordt ingegaan op de colloïdchemie van deeltjes in afvalwater. Aandachtspunten in dit hoofdstuk zijn de stabiliteit van deeltjes in waterige suspensies door oppervlakteladingen, de optredende krachten en grenslagen, de zetapotential van deeltjes in stedelijk afvalwater, de deeltjesdestabilisatie (coagulatie) en de vlokvorming (flocculatie).

### **2.2.2 Stabiliteit van deeltjes en colloïden in afvalwater**

In 1809 ontdekte Reuss dat in een waterige oplossing gedispergeerde kleideeltjes in een elektrische veld naar de positieve elektrode bewogen zodat ze een negatieve lading moesten hebben. Dit is ook het geval in afvalwater en de negatieve lading wordt de oppervlaktelading van een (colloïdaal) deeltje genoemd. Deze oppervlaktelading is overwegend negatief, waardoor de deeltjes en colloïden gestabiliseerd aanwezig zijn in de afvalwatersuspensie [Knoppert (1990)]. De oppervlaktelading van deeltjes wordt veroorzaakt door hoofdzakelijk een drietal verschillende processen:

#### *(a) Op grond van reacties aan het grensoppervlak*

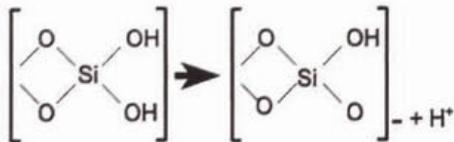
De vorming van oppervlakteladingen wordt veroorzaakt door oplossings- dan wel zuur/basereacties aan het grensoppervlak van de deeltjes. Bijvoorbeeld de oplossingsreactie bij de dissociatie van een waterstofatoom van de silanol-groep veroorzaakt een negatieve lading aan het grensvlak van het deeltje (zie figuur 1a).

*(b) Door geadsorbeerde ionen of polymeren aan het grensooppervlak*

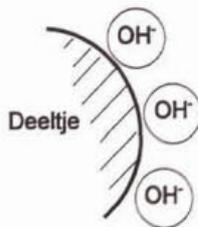
Ionen of polymeren die in de (afvalwater)suspensie aanwezig zijn, kunnen adsorberen aan het grensooppervlak van de onopgeloste stoffen (zie figuur 1b). Deze adsorptie kan door verschillende mechanismen worden veroorzaakt. Ten eerste kan adsorptie optreden doordat bijvoorbeeld humuszuren een meer hydrofoob gedeelte bezitten. Een andere optie is dat er affinitieve en coördinatieve bindingen optreden tussen ionen en het grensooppervlak van de deeltjes. Daarnaast kunnen andersoortige reacties aan het grensooppervlak van het deeltje optreden.

*(c) Door roosterimperfecties*

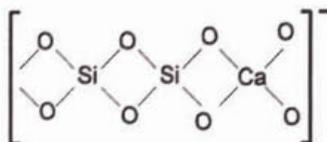
Deze vorm van oppervlaktelading wordt hoofdzakelijk aangetroffen bij klei of kleiachtige substanties door imperfecties in de microscopische roosteropbouw van de deeltjes. Door vervanging van bijvoorbeeld een siliciumatoom door een calciumatoom (zie figuur 1c) ontstaat aan het oppervlak naar buiten toe een negatieve lading.



a) Oppervlaktereacties



b) Ionenadsorptie



c) Roosterimperfecties

**Figuur 1:** Oorzaken van oppervlaktelading

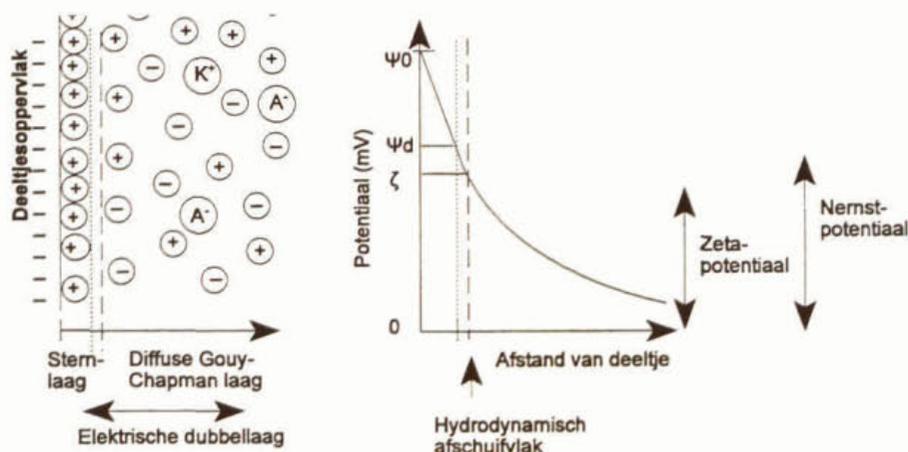
Door de gelijke (negatieve) oppervlaktelading stoten de deeltjes elkaar af. Deze afstotende werking neemt af met toenemende afstand tot het deeltjesoppervlak. Op een bepaalde afstand zullen zelfs aantrekkende krachten gaan werken (hierop zal later worden teruggekomen). Door de combinatie van afstotende oppervlaktelading en aantrekkende krachten zijn de deeltjes binnen de suspensie gestabiliseerd. Dit betekent dat de onderlinge wisselwerking tussen de deeltjes niet verandert, ook niet als door hydrodynamische mechanismen onderlinge botsingen zouden optreden.

Daarnaast zijn deeltjes in het algemeen hydrofiel en streven naar een zo dik mogelijke hydratatielaag rondom het deeltjesoppervlak. Ook door de hydratatielaag wordt verandering in de gesuspenseerde toestand door onderling botsingen voorkomen.

### 2.2.3 Krachtwerking en lagen

De gelijke negatieve oppervlaktelading van de gesuspendeerd deeltjes zorgt samen met het hydrofiele karakter van de deeltjes voor een onderling afstotende werking. Naast deze afstotende krachten werken ook aantrekkende krachten op de deeltjes. In dit deel zal nader worden ingegaan op de aantrekkende en afstotende krachten van deeltjes onderling.

Vanwege de elektrische neutraliteit van de colloïdale oplossing dient de negatieve oppervlaktelading van de deeltjes door een tegenlading te worden gecompenseerd. Zo is de idee van de *elektrische dubbellaag* ontstaan (zie figuur 2).



Figuur 2: Dubbellaag en potentiaalverloop

Aan het negatief geladen oppervlak van het (colloïdale) deeltje zijn positief geladen (tegen)-ionen geadsorbeerd. Deze ionen vormen een laag ter dikte van de diameter van het tegen-ion dat, ook bij verplaatsing van het deeltje, aan het oppervlak blijft gehecht. Deze laag wordt de *Sternlaag* genoemd. Door de lading aan het oppervlak van het deeltje heerst ter plaatse van de Sternlaag een elektrisch potentiaalverschil ten opzichte van het water waarin het deeltje zich bevindt. In de Sternlaag daalt de potentiaal over een relatief korte afstand sterk van  $\psi_0$  naar  $\psi_d$ .  $\psi_d$  wordt de Sternpotentiaal genoemd.

Buiten de Sternlaag bevindt zich een diffuse wolk van bewegelijke positieve tegen- en negatieve co-ionen, die *Gouy-Chapmanlaag* wordt genoemd. De concentratie van de tegen- en co-ionen neemt, van het deeltjesoppervlak uit gezien, af respectievelijk toe. De potentiaal neemt hierdoor geleidelijk af. In tegenstelling tot de Sternlaag blijft de diffuse Gouy-Chapmanlaag niet aan het oppervlak gehecht bij het bewegen van het deeltje. Het hydrodynamisch afschuifvlak tussen de Sternlaag en de diffuse laag van het deeltje bevindt zich net buiten de Sternlaag. De aan dit vlak heersende potentiaal noemt men de zetapotential ( $\zeta$ ) of elektrokinetisch potentiaal. De Sternlaag en de diffuse Gouy-Chapmanlaag worden samen aangeduid als de dubbellaag.

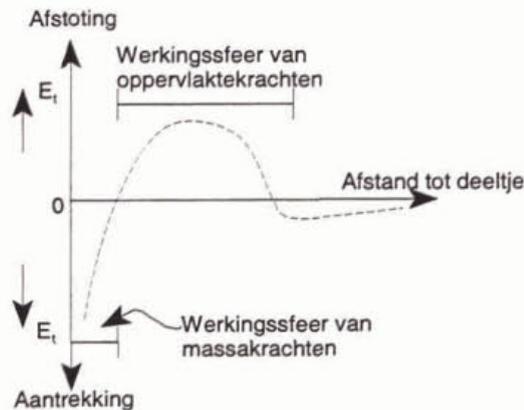
Naast de afstoting door gelijke lading oefenen de colloïdale deeltjes ook aantrekkende massakrachten op elkaar uit. Deze krachten worden de *London-Van der Waalskrachten* genoemd. De aantrekkende London-Van der Waalskrachten nemen echter snel af bij toenemende onderlinge afstand van de deeltjes. Om deeltjes aan elkaar te laten hechten moeten de afstotende krachten geneutraliseerd of overbrugd worden, zodat de aantrekkende massakrachten op de deeltjes kunnen werken.

Derjaguin, Landau, Verwey en Overbeek kwantificeerden deeltjesstabiliteit volgens energieveranderingen die optreden bij de onderlinge benadering van deeltjes. De totale energie wordt bepaald door de som van de aantrekkende (massakrachten) en de afstotende (oppervlaktekrachten)

energieën binnen de interparticulaire invloedssfeer (zie figuur 3). Deze theorie wordt naar hun bedenkers de DLVO-theorie genoemd.

De curve in figuur 3 is gebaseerd op de DLVO-theorie en beschrijft het energieverloop ten opzichte van de afstand tot het deeltjesoppervlak. De curve illustreert twee significante conclusies van de DLVO-theorie [Schwoyer (1981)]:

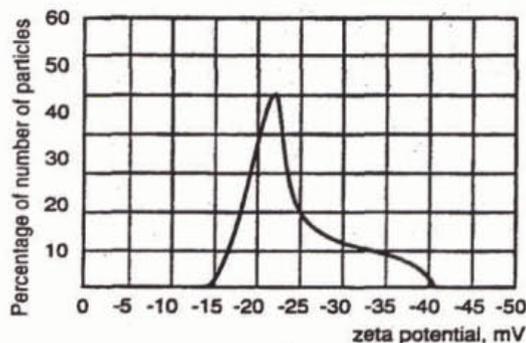
- 1) Aantrekking overheerst op kleine en grote afstand van het deeltjesoppervlak;
- 2) Afstotende krachten overheersen op tussengelegen afstanden.



**Figuur 3:** Schematische weergave van de DLVO-theorie

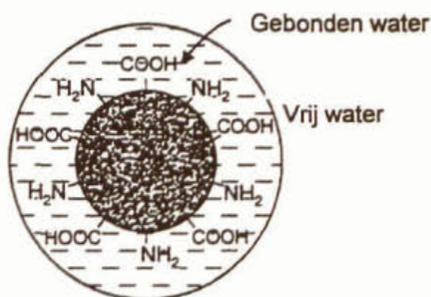
#### 2.2.4 Zetapotential van deeltjes in stedelijk afvalwater

Colloïden in afvalwater hebben voornamelijk een negatieve oppervlaktelading. Dit fenomeen kan aangetoond worden door de deeltjes in een elektrisch veld te plaatsen. Door de lading bewegen de deeltjes naar de positieve elektrode. Vanuit de aangelegde veldpotential, de bewegingsnelheid van de deeltjes in het veld en de viscositeit kan de zetapotential berekend worden. Deze zetapotential varieert voor deeltjes in stedelijk afvalwater van ongeveer -15 tot -40 mV (figuur 4). Voor Bennekoms afvalwater werd in het najaar van 1999 een zetapotential van -22 mV gemeten [Oanh (2000)].



**Figuur 4:** Voorbeeld van een zetapotential distributiecurve van deeltjes in stedelijk afvalwater [Boliden (1970)]

De negatieve oppervlaktelading van organische deeltjes in afvalwater is hoogstwaarschijnlijk te verklaren door het optreden van reacties aan het oppervlak van de deeltjes. Eindgroepen op het oppervlak zoals de amino (-NH<sub>2</sub>), hydroxyl (-OH) en zuurgroepen (-COOH) dissociëren, waarbij een positief geladen proton in oplossing gaat (figuur 5). Een nog niet bevestigde hypothese waarmee de negatieve oppervlaktelading verklaard kan worden, is de adsorptie van zeepmoleculen aan het oppervlak van deeltjes. De hydrofobe kop van deze macromoleculen hecht zich hierbij aan het oppervlak, de (negatief geladen) hydrofiele staart steekt de vloeistof in.



**Figuur 5:** Schematische weergave van een colloïdaal eiwitdeeltje omringd door gebonden water

### 2.2.5 Coagulatie ofwel deeltjesdestabilisatie

Destabilisatie van de oppervlaktelading van deeltjes is van belang om vlokvorming te bewerkstelligen. De afstotende oppervlaktelading moet worden geneutraliseerd om in het geval van een onderlinge botsing de aantrekkende London-Van der Waalskrachten te laten werken. De oppervlaktelading wordt gedestabiliseerd doordat positief geladen ionen of (korte) polymeerketens (de zogenaamde laagmoleculaire kationische coagulanten) zich aan het oppervlak hechten en de negatieve oppervlaktelading (gedeeltelijk) neutraliseren [Fleer (1993), Knoppert (1990)]

Met betrekking tot coagulatie wordt onderscheid gemaakt in een drietal mechanismen: *elektrostatische coagulatie*, *precipitatie-coagulatie* en *adsorptieve coagulatie*. Met name de adsorptieve coagulatie is van belang bij de toepassing van polymeren als coagulant. Op dit principe zal hieronder verder worden ingegaan. Daarnaast zullen in de volgende alinea's de eerste twee mechanismen kort beschreven worden.

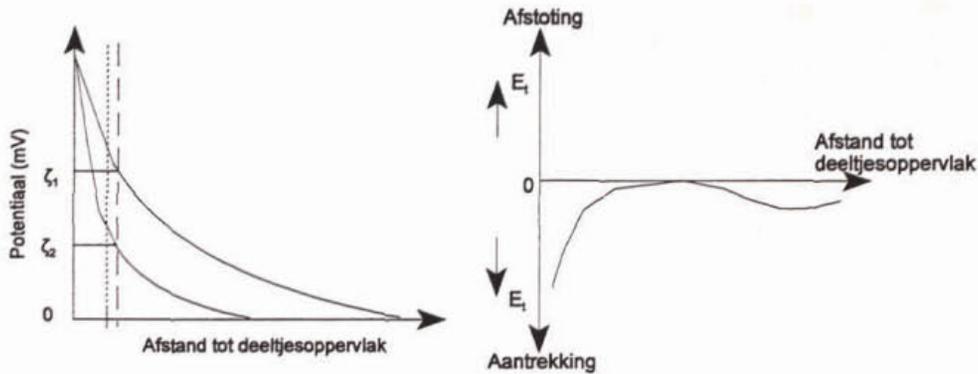
#### (i) elektrostatische coagulatie

Door de verhoging van het elektrolyetgehalte in een stabiele colloïdale oplossing hopen zich meer tegenionen in het diffuse deel van de dubbellaag op. Door de hogere ionsterkte daalt de potentiaal in de diffuse laag sneller naar nul. Dit betekent dat de dikte van de Gouy-Chapman laag afneemt en de dubbellaag wordt 'ingedrukt' (zie figuur 6). Hierdoor daalt de zetapotential en kunnen deeltjes elkaar dichter naderen. Uiteindelijk kan verkleefing van deeltjes door de London-Van der Waalskrachten plaatsvinden.

De hoeveelheid elektrolyet die nodig is om destabilisatie te bereiken wordt de vlokwaarde genoemd. De vlokwaarde is sterk afhankelijk van de valentie van de gedoseerde tegenionen. Uit experimenteel onderzoek blijkt dat het aantal benodigde tegenionen omgekeerd evenredig is met de 6<sup>e</sup> macht van hun valentie (de verhouding in vlokwaarde van 1, 2 en 3-waardige ionen is ongeveer als 730:11:1), maar dat de vlokwaarde onafhankelijk is van het gehalte aan colloïdale deeltjes. Elektrostatische coagulatie vindt met name plaats door toediening van driewaardige metaalzouten zoals ijzer-, en aluminiumzout. Bij de coagulatie met polymeren wordt nauwelijks of geen gebruik gemaakt van het proces van elektrostatische coagulatie.

#### (ii) precipitatie-coagulatie ("sweep coagulation")

Het mechanisme van precipitatie-coagulatie berust op de insluiting van deeltjes in metaalhydroxide-vlokken. Voor precipitatie-coagulatie is per deeltje verhoudingsgewijs veel vlokmiddel nodig. Dit verklaart ook de relatief hoge metaalzoutdoserings die nodig is om lage gehalten aan troebelmakende stoffen te verwijderen. Precipitatie-coagulatie wordt (internationaal) wel aangeduid met de term "sweep coagulation".



**Figuur 6:** Indrukken van de dubbellaag door electrostatische coagulatie

*(iii) adsorptieve coagulatie*

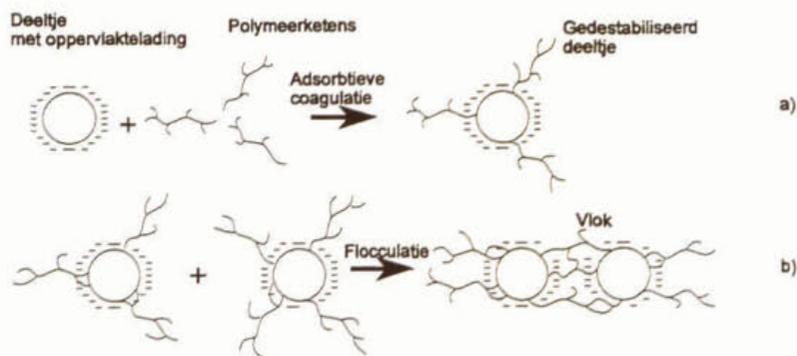
Onder adsorptieve coagulatie wordt de destabilisatie door adsorptie van vlokmiddel aan het colloïdale deeltje verstaan. Stumm en O'Melia hebben dit principe ontdekt [Stumm en O'Melia (1968)]. Deze adsorptie wordt veroorzaakt door wederzijdse aantrekking door tegengestelde Coulomb-lading en/of de London-Van der Waalskrachten. Het geadsorbeerde vlokmiddel neutraliseert de oppervlaktelading van het colloïdale deeltje deels of geheel. Deze ontlading van het oppervlak alsmede de toename in massa van het deeltje vormen een gunstig uitgangspunt voor verdere massa-attractie. Een belangrijk kenmerk van adsorptieve coagulatie is dat met een lagere vlokmiddeldosering is te volstaan dan bijvoorbeeld uit het principe van electrostatische coagulatie zou volgen. In de praktijk werken zowel metaalzouten als polymeren volgens het mechanisme van adsorptieve coagulatie. Voor polymeren is adsorptieve coagulatie het enig verklaarbare coagulatiemechanisme (zie ook figuur 7). Een actief geladen deel van de polymeerketen adsorbeert aan het oppervlak van een deeltje en neutraliseert zodoende plaatselijk de oppervlaktelading. In het geval van de dosering van metaalzouten als coagulant vindt adsorptie van geladen hydrolyseproducten (bijvoorbeeld actief ijzerhydroxide:  $Fe_x(OH)^{n+}$ ) aan het deeltjesoppervlak plaats. De hydrolyseproducten gedragen zich in feite als korte polymeerketens.

Adsorptieve coagulatie met metaalzouten is zeer pH-gevoelig, vanwege de, door pH-grenzen, nauw afgebakende evenwichtsconcentratie van actieve metaalhydroxides. Coagulatie met polymeren blijkt minder pH-gevoelig te zijn. Adsorptieve coagulatie verloopt vergeleken met 'sweep coagulatie' relatief langzaam. Tegenover dit nadeel staat het voordeel van het ontstaan van een dichtere en sterkere (wrijvingsbestendigere) vlok bij adsorptieve coagulatie.

**2.2.6 Flocculatie**

Flocculatie is in feite een vorm van adsorptieve coagulatie waarbij macromoleculen of langere polymeerketens, de zogenaamde flocculanten, worden gedoseerd (zie figuur 7). De destabiliserende werking van polymeerketens is overeenkomstig de adsorptieve coagulatie. Daarnaast vindt brugvorming plaats. Deze brugvorming geschiedt bij voorkeur door lange polymeerketens die, vergeleken met de hydrolyseproducten van metaalzouten, veel hogere moleculairgewichten hebben [Knoppert (1990)].

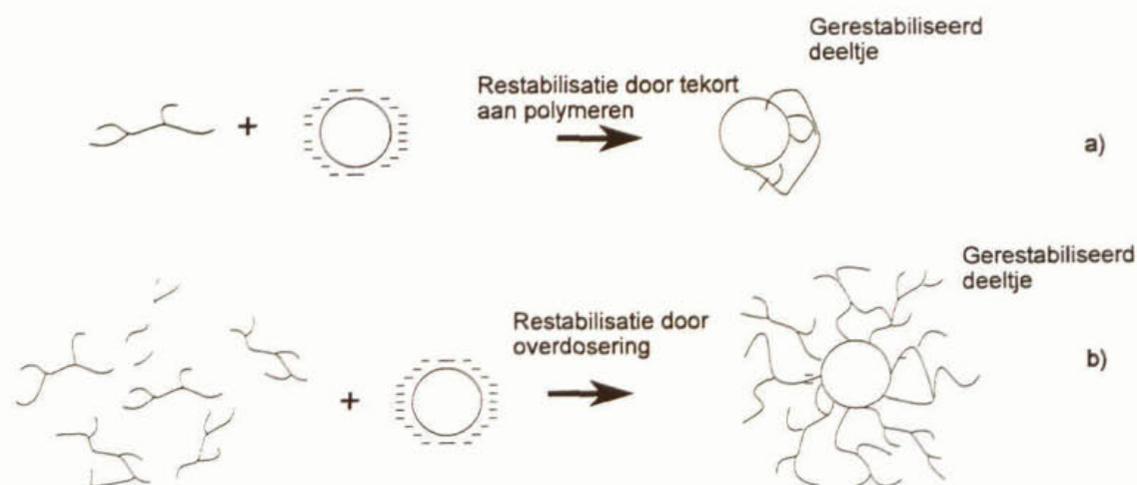
Het mechanisme van destabilisatie vindt in feite ook plaats bij het flocculatieproces (zie figuur 7). Destabilisatie is ten dele afhankelijk van de lading en deels van het moleculairgewicht van het vlokmiddel. Tegengesteld geladen (kationische) polymeren met een relatief laag moleculairgewicht (ca.  $1 \cdot 10^4 - 1 \cdot 10^5$  Da, 1 Da = 1 g/mol) ontladen colloïdale deeltjes door aan de negatieve plaatsen aan het oppervlak positief geladen korte polymeerketens te adsorberen. Hierdoor neemt de onderlinge afstoting tussen de deeltjes af.



**Figuur 7:** Coagulatie en flocculatie van deeltjes met polymeren

Korte polymeren met een laag moleculairgewicht vormen geen bruggen waardoor de feitelijke flocculatie niet optreedt. Kationische polymeren met een laag moleculairgewicht (korte keten) worden ook wel organische (polymeer) coagulanten genoemd vanwege hun, met coagulanten vergelijkbare, werking. Hoog moleculaire kationische polymeren zijn zeer geschikt als brugvormer en bewerkstelligen de daadwerkelijke flocculatie. Deze producten worden kationische flocculanten genoemd. Bij ongeladen (nonionisch) en negatief geladen (anionisch) polymeren vindt adsorptie aan deeltjes uitsluitend plaats via massakrachten tussen de deeltjes en de polymeerketens. Ook hiermee kunnen bruggen gevormd worden. Deze polymeren worden dan ook nonionische of anionische flocculanten genoemd.

De hoogte van de polymeedosering is belangrijk om een optimale coagulatie en flocculatie op te laten treden. Een te lage of te hoge dosering kan tot restabilisatie van deeltjes leiden. Een ondermaat aan vlokmiddel kan tot zogenaamde restabilisatie leiden (zie figuur 8), doordat een polymeerketen met zoveel mogelijk actieve plaatsen aan het deeltjesoppervlak wil adsorberen. De polymeerketen vouwt zich als het ware om het deeltje heen en veroorzaakt rond het deeltje een gelijke lading. Ook overdosering van polymeren leidt, evenals bij de hydrolyseproducten van ijzer(III)zout en aluminiumzout, tot restabilisatie (zie figuur 8). De adsorptiecapaciteit van het colloïdale deeltje wordt verbruikt door meerdere polymeerketens en niet aangewend voor brugvorming met andere gedestabiliseerde deeltjes. Dit kan leiden tot omlading van het deeltje waardoor vlokvorming weer onmogelijk wordt.



**Figuur 8:** Restabilisatie van deeltjes door onder- of overdosering

## 2.3 Organische polymeren

### 2.3.1 Inleiding

Organische polymeren worden gemaakt van verschillende materialen. In de huidige zuiveringspraktijk worden met name synthetisch vervaardigde polyacrylamiden en polyacrylaminen gebruikt. Deze polymeren worden met name veel gebruikt voor vlokkingsreacties in de sliblijn (voorafgaand aan ontwatering) of voor coagulatie/flocculatie in industriële waterzuiveringsinstallaties. Naast de synthetisch vervaardigde polymeren zijn er ook veel polymeren die bestaan uit of zijn vervaardigd uit materialen van natuurlijke oorsprong, zoals diverse zetmeel-, cellulose- en galactose-producten, microbiële polysaccharide-producten, gelatinegebaseerde producten, zaden van de Moringa-oleifera-plant en Chitine-gebaseerde producten (bijvoorbeeld Chitosan).

Een aantal van deze natuurlijke polymeren staat tegenwoordig weer volop in de belangstelling vanwege de vermeende aquatoxische effecten van de polyacryl-gebaseerde polymeren.

In deze paragraaf wordt met name aandacht besteed aan de polyacrylamide- en polyacrylaminepolymeren. Deze polymeren komen in diverse soorten en uitvoeringsvormen voor.

In de eerste plaats wordt onderscheid gemaakt naar de lading van het polymeer:

- kationische polymeren - positief geladen;
- anionische polymeren - negatief geladen;
- nonionische polymeren - niet geladen.

De kationische of anionische lading kan in vele gradaties voorkomen en wordt meestal uitgedrukt in het gewichtpercentage monomeren dat geladen is. Zo worden polymeren met een gewichtpercentage lading variërend van 5% tot 95% geproduceerd voor verschillende toepassingen.

Naast de lading is de moleculaire massa van het polymeer van belang. Er wordt een algemeen onderscheid gemaakt naar laag, midden en hoog moleculair gewicht (resp. LMW, MMW en HMW: low, middle, high molecular weight).

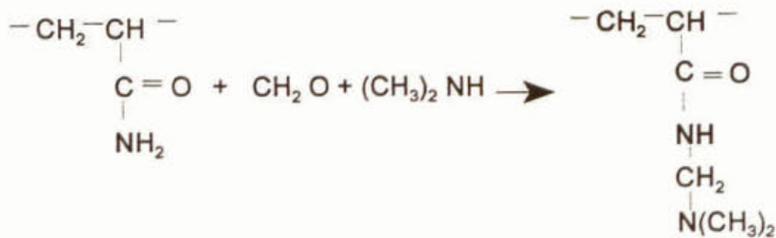
Polymeren kunnen vertakt en onvertakt zijn. Vertakte polymeren worden met name gebruikt bij slibontwatering door centrifuges. Door het gebruik van vertakte polymeren worden sterke vlokken gevormd die niet gemakkelijk stuk zijn te krijgen door de optredende afschuifkrachten. In het experimenteel onderzoek dat wordt beschreven in hoofdstuk 3 van dit rapport zijn onvertakte polymeren gebruikt. Vanuit het molecuulgewicht en de vertakkingsgraad kan de molecuullengte berekend worden.

De fysische uitvoeringsvorm van organische polymeren varieert bij vaste en vloeibare polymeren. In vaste vorm kunnen polymeren geproduceerd worden als granulaten, vlokken en korrels. De vaste producten bevatten 100% actief materiaal. De vloeibare producten bestaan veelal uit emulsies van water in olie en bevatten in het algemeen circa 50% actieve bestanddelen.

In de volgende paragrafen worden achtereenvolgend de anionische, de kationische en de nonionische polymeren beschreven.

### 2.3.2 Kationische polymeren

Kationische polymeren bevatten positief geladen groepen zoals amino- ( $-\text{NH}_3^+$ ), imino- ( $-\text{CH}_2-\text{NH}_2^+-\text{CH}_2-$ ) of quaternaire aminogroepen ( $-\text{NR}_4^+$ ). Kationische polymeren combineren coagulatie (ladingsneutralisatie) en flocculatie (brugvorming). Laagmoleculaire kationische polymeren ( $< 10.000$ ) hebben een overwegend coagulerende werking, terwijl een hoogmoleculair kationisch polymeer ( $> 500.000$ ) eerder brugvorming veroorzaakt.



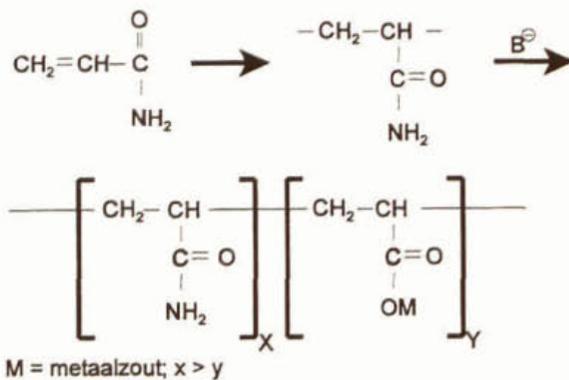
**Figuur 9:** Mannich-reactie voor de productie van kationische polyacryl-amiden

### 2.3.3 Anionische polymeren

Anionische polymeren zijn negatief geladen. De hoofdfunctie van anionische polymeren bij de coagulatie/flocculatie van deeltjes in afvalwater is de brugvorming.

Het hoofdaandeel van de commercieel belangrijke anionische poly-electrolieten wordt vervaardigd door de zogenaamde vrije-radicalenpolymerisatie. Anionische polymeren kunnen in drie gewichtsklassen worden ingedeeld: de laagmoleculaire polymeren (< 100.000), de midden moleculaire anionische polymeren (100.000 - 1.000.000) en de hoogmoleculaire gewichten (> 1.000.000). In de volgende alinea's zullen enkele hoofdgroepen van anionische polymeren worden besproken [Gutcho (1977), Schwoyer (1981)].

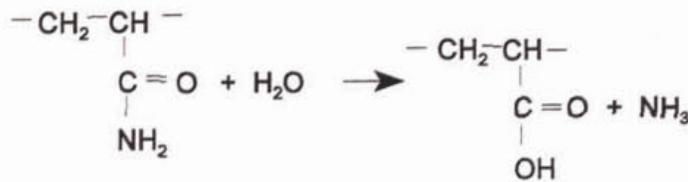
Carboxyl-houdende anionische poly-electrolieten zijn veruit de belangrijkste groep anionische polymeren. Ze komen voor in alle drie de gewichtsklassen. Met name de hoogmoleculaire carboxylpolymeren worden in de behandeling van water en afvalwater toegepast. Hierbij worden met sommige uitzonderingen hoofdzakelijk lage ladingsdichtheden gebruikt. De meest voorkomende carboxyl-houdende anionische polymeren zijn gebaseerd op acrylamide en worden in het algemeen geproduceerd via twee routes. De eerste is de polymerisatie/hydrolyse van acrylamide (zie figuur 10). Polymerisatie/hydrolyse kan in een twee-fasenproces of simultaan plaatsvinden.



**Figuur 10:** Carboxylpolymeer via polymerisatie/hydrolyse van acrylamide

### 2.3.4 Nonionische polymeren

In de (afval)waterbehandeling worden nauwelijks nonionische polymeren toegepast. Als dit wel het geval is, betreft het hoofdzakelijk niet-gehydrolyseerde, hoogmoleculaire poly-acrylamiden of poly-ethyleenoxides. De meeste commercieel verkrijgbare nonionische polymeren bestaan uit 1% à 2% gehydrolyseerde amidegroepen (zie als voorbeeld figuur 11).



**Figuur 11:** Hydrolyse voor de productie van nonionische polymeren

## 2.4 Mengaspecten

Bij het doseren van vlokmiddelen aan afvalwater zijn de *mengtijd* en de *mengintensiteit* sterk bepalend voor het verloop en de effectiviteit van het vlokformingsproces. Een goede menging is noodzakelijk voor een goede verdeling van het polymeer over de in het afvalwater aanwezige deeltjes. Hoe beter de menging des te meer deeltjes reageren met polymeer, des te beter het flocculatierendement is. Een slechte menging kan leiden tot een lager rendement en de noodzaak van een hogere dosering.

De menging na het doseren van vlokmiddelen bestaat in het algemeen uit twee opeenvolgende fasen: een korte, intensieve menging gericht op een snelle menging van het vlokmiddel met het afvalwater en een langere, minder intensieve menging gericht op de uitvlokking tot grotere, afscheidbare vlokken. De eerste fase wordt meestal aangeduid als de *mengtijd*, de tweede fase meestal als de *flocculatietijd*.

De mengintensiteit wordt uitgedrukt door de snelheidsgradiënt  $G$  ( $\text{s}^{-1}$ ). Als parameter voor de mengomstandigheden wordt ook wel het dimensieloze  $G \times t$  gebruikt, waarin de *mengtijd* verrekend wordt.

In tabel 1 worden referenties met betrekking tot meng- en flocculatietijden/intensiteiten bij dosering van kationische polymeren gegeven. Bij de gegevens wordt de toepassing (stedelijk afvalwaterzuivering of drinkwaterbereiding) vermeld:

**Tabel 1:** Gegevens van meng- en flocculatietijden/intensiteiten bij dosering van kationische polymeren voor coagulatie voorafgaand aan bezinking

Toepassing	Mengtijd en -intensiteit	Flocculatietijd en -intensiteit	Literatuurvermelding
bekerglasproeven met stedelijk afvalwater, Noorwegen	5 min ( $G = 700 \text{ s}^{-1}$ )	15 min ( $G = 23 \text{ s}^{-1}$ )	Fettig et al., 1991
bekerglasproeven met stedelijk afvalwater, India	1 - 2 min	10 - 25 min	Udaya Bhaskar & Gupta, 1986
bekerglasproeven voor drinkwaterbereiding uit oppervlaktewater; Nederland	10 s ( $G = 1180 \text{ s}^{-1}$ )	20 min ( $G = 40 \text{ s}^{-1}$ )	o.a. Meijer et al, 1984
polymeren in grootschalige afvalwaterzuivering; Colombia	1 min	4 min	Freeze et al., 1970

## 2.5 Mogelijke effecten van organische polymeren op het aquatisch ecosysteem

De laatste jaren is er veel aandacht voor de gevolgen van de lozing van polyacrylamides en de bij- en afbraakproducten van polyacrylamides op het aquatisch milieu. De bezorgdheid betreft hierbij met name de persistentie en de toxiciteit van de afbraakproducten van polyacrylamides en de toxiciteit van een type bijproduct van geëmulgeerde polymeren.

### 2.5.1 Risico's van (afbraakproducten van) polymeren

Door het RIZA is in 1996 een studie naar de aquatische toxiciteit van watergedragen polymeren gedaan. Uit dit onderzoek blijkt dat (de afbraakproducten van) watergedragen polyacrylamides in het algemeen een lage BZV/CZV-verhouding hebben. Dit geeft aan dat deze stoffen biologisch slecht afbreekbaar zijn. Eventuele afbraakproducten die in het oppervlaktewater terecht komen blijven hierdoor waarschijnlijk voor langere tijd in het aquatisch milieu.

Naast de persistentie in het milieu is ook de toxiciteit van polymeren en hun afbraakproducten bestudeerd. Uit literatuuronderzoek van RIZA blijkt dat met name kationische polymeren toxisch kunnen zijn voor aquatische organismen (voor anionische en nonionische polymeren is dit minder het geval). Er is weinig bekend over de toxicologische werkingsmechanismen van kationische polymeren. Het is in ieder geval duidelijk dat kationische polymeren niet kunnen worden opgenomen door aquatische organismen omdat de macromoleculen te groot zijn (moleculgewicht  $> 600$  Da) om celmembranen te kunnen passeren. Het toxische werkingsmechanisme betreft waarschijnlijk externe celmembraaninteracties. Bij vissen is bijvoorbeeld waargenomen dat door adsorptie van polymeren aan kieuwweefsel een sterke vergroeiing plaats kan vinden. Hierdoor neemt de zuurstofopnamecapaciteit van de kieuwen van de vis sterk af. Een extra gevaar betreft hierbij het irreversibele karakter van deze binding waardoor over langere tijd een accumulatie kan optreden [Breedveld & Van Loon, 1997].

In 1995 heeft STOWA al een inventariserend onderzoek laten verrichten naar de mogelijke risico's van het gebruik van polymeren bij de slib- en afvalwaterbehandeling. In dit onderzoek zijn de toxicologische risico's van het gebruik van organische polymeren voor aquatische organismen bestudeerd. Hierbij is met het model Simpletreat een inschatting gemaakt van de hoeveelheid (afbraakproducten van) polymeren die bij de slibverwerking of de afvalwaterzuivering in het oppervlaktewater terecht komt (PEC-waarden). Deze hoeveelheden zijn vergeleken met NEC-waarden (NEC - No Effect Concentration) en is er een risico-inschatting gemaakt. Uit vergelijking van de berekende concentraties in het oppervlaktewater (PEC) met de afgeleid NEC blijkt dat de verhouding PEC/NEC in alle gevallen kleiner is dan 1. Bij continu poly-electrolyetgebruik in kleine rwzi's die lozen op kleine wateren kan er sprake zijn van een PEC/NEC  $> 0,1$ . Dit kan worden geïnterpreteerd als een gering ecotoxicologisch risico. Aanbevolen wordt overdosering van polymeer in de voor- en nabezinking te voorkomen.

Een belangrijke beperking van deze STOWA-studie is echter wel dat het aspect persistentie niet meegenomen is. Met accumulatie van polymeren in het aquatisch milieu is hierdoor geen rekening gehouden. Het is belangrijk om dit aspect mee te nemen in de discussie omdat uit de RIZA-studie blijkt dat van een accumulerend effect sprake kan zijn.

De mogelijke effecten van organische polymeren op het aquatisch ecosysteem worden ook internationaal benadrukt, onder andere op het Gothenburg Symposium van 1998 en in een 1997 verschenen Duitse studie van het Ministerie voor Milieu [Umwelt Bundesamt (1997)]. Een moeilijk punt in de discussie blijkt vooralsnog de meting van restproducten in het effluent en het aquatisch milieu te zijn. Er zijn momenteel geen goede meetmethoden om (microconcentraties) van deze stoffen te meten.

### **2.5.2 Risico's van bij- en afbraakproducten**

Een deel van het assortiment polymeren is leverbaar als emulsie. Er bestaat bezorgdheid omtrent de emulgatoren die worden toegevoegd aan emulsies van polyacrylamides. In het algemeen worden hierbij alkylphenoethoxylaten (APEO's) toegevoegd. Deze stoffen zijn toxisch voor waterorganismen. Daarnaast is Nonylfenol één van de afbraakproducten van APEO's. Deze stof tast het hormonaal systeem van vissen aan en is giftig. De bezorgdheid over de lozing van APEO's op het oppervlaktewater is zo groot dat Europese fabrikanten een vrijwillige overeenkomst aan het voorbereiden zijn om het gebruik van APEO's te stoppen [IAWQ (1998)]



### 3 EXPERIMENTEEL ONDERZOEK NAAR DE TOEPASSING VAN ORGANISCHE POLYMEREN

#### 3.1 Inleiding

Dit hoofdstuk beschrijft experimenteel onderzoek naar de toepassing van organische polymeren als vlokmiddel. Het doel van dit onderzoek was te bepalen in hoeverre organische polymeren een alternatief kunnen vormen voor vlokking met metaalzouten. Vlokking met behulp van metaalzouten heeft als belangrijke nadelen dat een grote hoeveelheid (chemisch) slib wordt geproduceerd en dat verzouting van het effluent optreedt. In de beschreven experimenten is de flocculatie zonder metaalzouten uitgevoerd, met uitzondering van een aantal experimenten die uitgevoerd zijn met poly-aluminiumchloride.

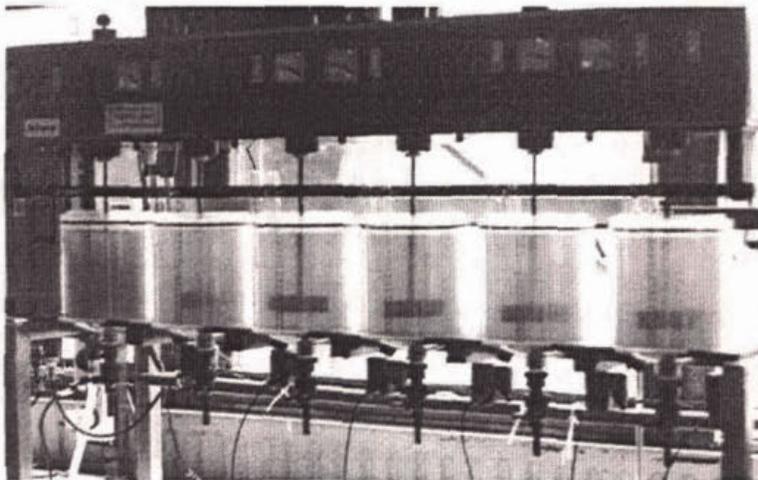
In paragraaf 3.3 is met behulp van bekerglasexperimenten onderzocht welke organische polymeren geschikt zijn voor de vlokking van stedelijk afvalwater en is het deeltjesverwijderingsrendement bij verschillende doseringen organische polymeer bepaald. In paragraaf 3.4 is vervolgens de verwijdering van CZV en de nutriënten stikstof en fosfaat onderzocht. In paragraaf 3.5 wordt de invloed van een aantal belangrijke procesomstandigheden op het vlokformingsproces nader bestudeerd. Paragraaf 3.6 tenslotte, beschrijft onderzoek aan de karakteristieken van het slib dat geproduceerd werd in het vlokformingsproces met organische polymeren. Hierin worden onder andere de drogestofconcentraties na bezinking bepaald en filtratie-expressie-experimenten beschreven.

Voorafgaand aan de resultaten zullen in paragraaf 3.2 de methoden en technieken beschreven worden die gebruikt zijn bij het experimenteel onderzoek.

#### 3.2 Methoden en technieken

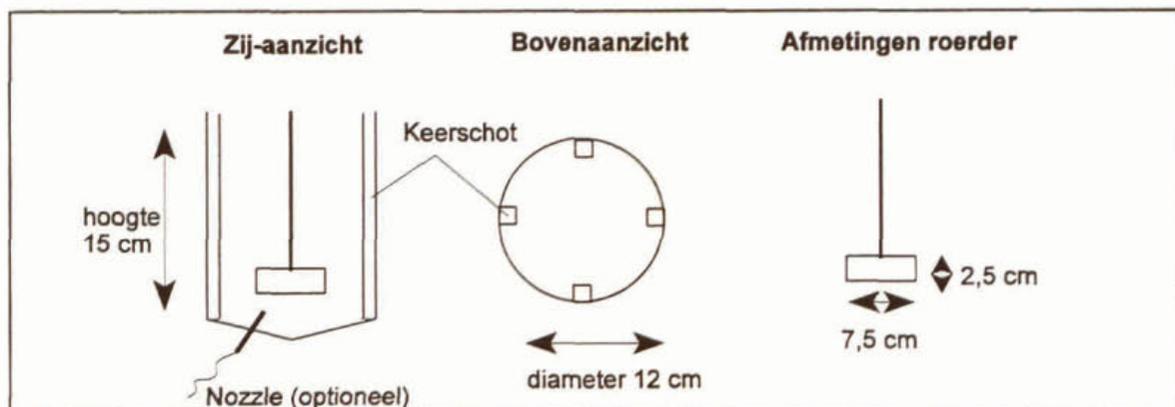
##### 3.2.1 Bekerglasapparaat

Voor het doen van bekerglasproeven is een bekerglasapparaat gehuurd van KIWA Advies & Onderzoek uit Nieuwegein (zie figuur 12). Het apparaat is opgebouwd uit een frame waarin zes bekerglazen zijn geplaatst.



Figuur 12: Bekerglasapparaat

Door twee onafhankelijke kantelrekken kan gelijktijdig en snel vlokmiddel worden toegediend aan alle bekgelazen. Voor menging zijn zes roeders geïnstalleerd die gelijktijdig kunnen worden aangedreven door een motor met variabel toerental. Het toerental is traploos instelbaar van 10 tot 550 toeren per minuut. Dit correspondeert met een snelheidsgradiënt  $G$  van 10 tot  $1500 \text{ s}^{-1}$  bij  $20 \text{ }^\circ\text{C}$ . Figuur 13 geeft de afmetingen van de bekgelazen en de roeders.



**Figuur 13:** Afmetingen van de bekgelazen en roeders

Naast vlokafschieding door bezinking is met de opstelling ook onderzoek gedaan naar vlokafschieding door flotatie. Het apparaat is additioneel uitgerust met een luchtverzadigingstank, van waaruit luchtverzadigd water via zes tijdgestuurde magneetklepen in de bekgelazen geleid kan worden. Voor de flotatie-experimenten zijn de bekgelazen voorzien van nozzles.

### 3.2.2 Geanalyseerde producten

Door verschillende producenten zijn polymeerproducten ter beschikking gesteld. Bijlage X geeft een overzicht van de contactpersonen en de producten. De tabellen 2 en 3 geven de producten die zijn gebruikt in de bekgelasprouven met daarbij een typering aan de hand van het materiaal, het molecuulgewicht en de ladingsgraad. Vanuit het molecuulgewicht, de ladingsgraad en de structuur van het molecuul kan de ketenlengte berekend worden. Voor (lineaire) kationische polymeren zijn de berekende ketenlengten indicatief gegeven.

**Tabel 2:** Overzicht van kationische polymeren die getest zijn in het onderzoek naar molecuulgewicht

Type polymeer	Omschrijving	Molecuulgewicht (g/mol)	ladingsgraad (gewichts %)	Berekende ketenlengte ( $\mu\text{m}$ ) *
Laagmoleculair kationisch of "kationisch coagulant"	- lineair (onvertakt) polyamine - emulsie	$0,25 \cdot 10^6$	(+) 100 %	0,6
Hoogmoleculair kationisch of "kationisch flocculant"	- lineaire polyacrylamiden - poeders	$4 \cdot 10^6$	(+) 24 / 38 %	18,5 / 16,9
		$6 \cdot 10^6$	(+) 24 / 38 %	27,8 / 25,3
		$8 \cdot 10^6$	(+) 24 %	37,0
Hoogmoleculair anionisch of "anionisch flocculant"	- lineaire polyacrylamiden - poeders	$6,5 \cdot 10^6$	(-) 20 %	34,6
		$12 \cdot 10^6$	(-) 20 %	63,8
		$18,5 \cdot 10^6$	(-) 20 / 30 %	98,3 / 98,2

\* het betreft hier een theoretische ketenlengte, volledige lineaire strekking is in oplossing onwaarschijnlijk

De meeste polymeerproducten die gebruikt zijn in het onderzoek zijn poeder- of granulaatvormig. Deze 100% actieve stoffen zijn lang houdbaar. Van de 100% actieve poeder zijn basisoplossingen gemaakt met een concentratie van 0,5% tot 1% (5 - 10 mg/ml). Voor de experimenten werden de basisoplossingen verdund tot zogenaamde werkoplossingen. Deze werkoplossingen hadden concentraties van 0,05% tot ca 0,5% (0,5 - 5 mg/ml) en werden gedoseerd aan het afvalwater.

### **Procescondities bij de bekerglasproeven**

Voor de inventarisatie van vlokmiddelen en voor de overige proeven zijn zoveel mogelijk standaardcondities aangehouden. De bekerglasproeven zijn uitgevoerd met 2 liter afvalwater. Er is geen temperatuurscorrectie toegepast. Uit gesprekken met leveranciers van polymeren bleek dat veel kortere meng- en flocculatietijden mogelijk zijn dan gehanteerd in de literatuur. In het algemeen werd voor de mengtijd 20 seconden aangehouden en voor de flocculatietijd 3 minuten. Op basis van deze informatie is in eerste instantie gekozen voor de mengtijd en flocculatietijd, zoals weergegeven in tabel 3.

**Tabel 3:** Standaardcondities bij de bekerglasproeven

Getest polymeer	Mengtijd (300 rpm, $G = 800 \text{ s}^{-1}$ )	Flocculatietijd (50 rpm, $G = 50 \text{ s}^{-1}$ )	Bezinktijd
kationische coagulant	120 s	180 s	900 s
kationische flocculant	20 s	180 s	900 s
anionische flocculant	20 s	180 s	900 s

De invloed van mengtijd, mengintensiteit, flocculatietijd en bezinktijd op de uiteindelijke verwijdering van deeltjes is nader onderzocht. De resultaten hiervan zijn beschreven in paragraaf 3.3.

### **3.2.4 Analyses**

Tabel 4 geeft een overzicht van de parameters die zijn gemeten in de verschillende testen. Niet voor alle testen zijn alle parameters bepaald. In de inventarisatie (paragraaf 3.3) zijn alleen de troebelheid en de drogestofconcentratie bepaald. De analyses zijn gedaan volgens de NEN-voorschriften. De filtratie-expressie-experimenten zijn in opdracht van de Wageningen Universiteit en de Technische Universiteit Delft uitgevoerd door Herwijn & Janssen Sludge Consultants VOF.

**Tabel 4:** Overzicht van geanalyseerde parameters

Waterkwaliteitsparameters	Slibkwaliteitsparameters
Troebelheid (NTU/l)	Drogestofconcentratie na 2 uur bezinking (mg d.s./l)
Zwevendestof (mg d.s./l)	Filtratie-expressiegedrag (-)
pH (-)	Image Analysis (-)
Temperatuur (°C)	
CZV (mg O <sub>2</sub> /l)	
N <sub>kjeldahl</sub> (mg N/l)	
P <sub>totaal</sub> (mg P/l)	

### 3.2.5 Afvalwater

De experimenten zijn uitgevoerd in de Proefhal voor de Waterzuivering in Bennekom. Er is gebruik gemaakt van Bennekoms afvalwater (bijna volledig van huishoudelijke herkomst). Rond 10:00 uur 's ochtends is afvalwater afgetapt, waarmee de rest van de dag proeven zijn gedaan. Dit om zoveel mogelijk vergelijkbaar afvalwater te analyseren. Tabel 5 geeft een overzicht van de gemeten troebelheden en pH in de meetperiode.

**Tabel 5:** Influentkarakteristieken tijdens de experimentele periode

Parameter	
Troebelheid	
- tijdens droogweeraanvoer	150 - 350 NTU/l
- tijdens regenweeraanvoer	60 - 100 NTU/l
pH	7,3 - 7,8
Temperatuur	18 - 22 °C

## 3.3 Bekerglasproeven met verschillende organische polymeren

### 3.3.1 Inleiding

Om de geschiktheid van de verschillende typen organische polymeren voor coagulatie/flocculatie van stedelijk afvalwater te onderzoeken zijn bekerglasproeven uitgevoerd. In de volgende paragrafen worden achtereenvolgens de resultaten gegeven van experimenten met de in paragraaf 3.2 beschreven polymeren. Paragraaf 3.3.2 beschrijft bekerglasproeven met kationische coagulanten alleen of in combinatie met anionische en kationische flocculanten. In paragraaf 3.3.3 en 3.3.4 worden de uitkomsten van de experimenten met respectievelijk, alleen kationische flocculanten en alleen anionische flocculanten weergegeven. Als voorbeeld van een gepolymeriseerd anorganisch coagulant worden in paragraaf 3.3.5 enkele uitkomsten van experimenten met poly-aluminiumchloride (PAC) gepresenteerd.

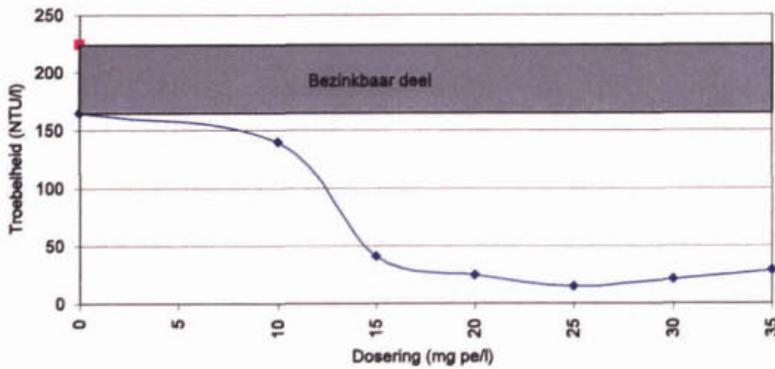
In de experimenten die zijn beschreven in paragraaf 3.3 werden de troebelheid, het zwevendestof, de temperatuur en de pH van het supernatant gemeten. De resultaten worden in grafieken gepresenteerd, waarbij de troebelheids- of zwevendestofverwijdering is uitgezet als functie van de dosering. In de grafieken is door middel van een (grijs) gearceerd deel aangegeven welk deel van de troebelheid of zwevendestof door alleen bezinking (zonder dosering) verwijderd kan worden.

Elk geanalyseerd polymeer werd gedoseerd met een standaard snelle mengperiode (20 - 120 s bij  $G = 800 \text{ s}^{-1}$ ) en flocculatietijd (180 s bij  $G = 50 \text{ s}^{-1}$ ), zie hiervoor ook tabel 3. Vervolgens werd na een bezinktijd van 15 minuten een deel van het supernatant afgeheveld en geanalyseerd op troebelheid en zwevendestof.

### 3.3.2 Kationisch polymeercoagulant met of zonder anionisch flocculant

Allereerst zijn experimenten uitgevoerd met dosering van een kationisch polymeercoagulant (polyamine  $2,5 \cdot 10^5 \text{ g/mol}$ ; (+) 100 %). Uit de bekerglasproeven blijkt dat de dosering van kationisch coagulant resulteert in een goede verwijdering van troebelheid en zwevendestof (zie figuur 14 en 15) bij doseringen  $> 15 \text{ mg/l}$ . De troebelheid daalt van 225 NTU/l naar 20-30 NTU/l. Naast de bekerglazen met polymeerdosering is standaard ook een bekerglas zonder dosering

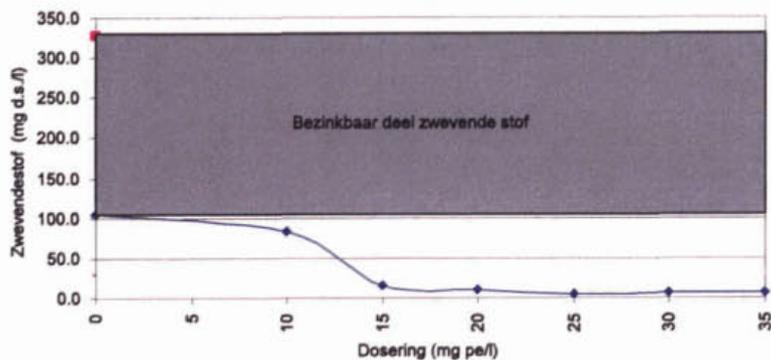
meegenomen, waardoor het aandeel bezinkbare troebelheid en zwevendestof van het ruwe influent bepaald kon worden. Het grijs gearceerde blok geeft het deel troebelheid en zwevende stof weer dat verwijderd wordt met bezinking zonder dosering. In dit experiment was het bezinkbaar deel 65 NTU/l, resp. 225 mg d.s./l.



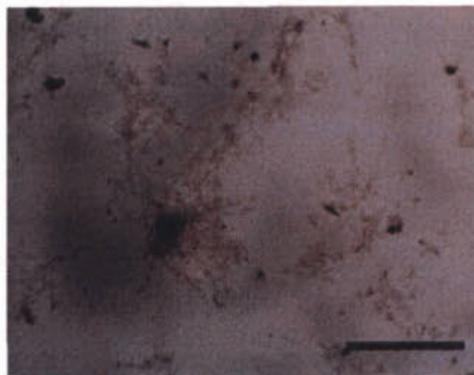
**Figuren 14 en 15:**

Oplopende dosering kationisch coagulant (polyamine  $2,5 \cdot 10^5$  g/mol; (+) 100 %)

Temperatuur 21°C  
 pH 7,7  
 Troebelheid influent 225 NTU/l  
 Zwevendestof influent 329 mg/l

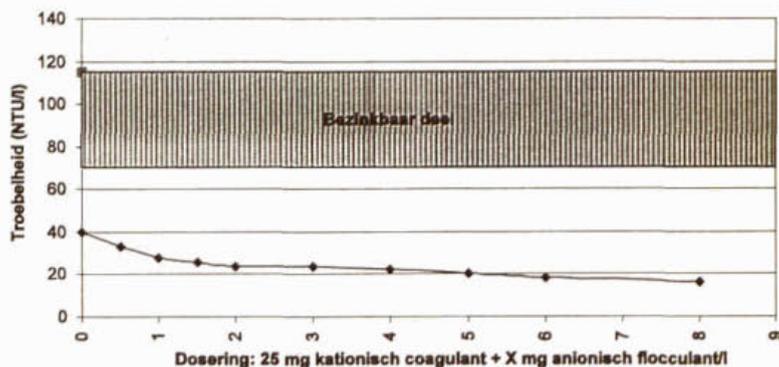


De gevormde vlok is relatief klein en daardoor moeilijk bezinkbaar (figuur 16). Door de toevoeging van anionisch flocculant wordt de vlok groter en wordt de bezinkbaarheid bevorderd.



**Figuur 16:** Vlokken gevormd door flocculatie met 40 mg/l kationisch polymeercoagulant (balk is 2,0 mm)

In figuur 17 wordt duidelijk dat de troebelheidsverwijdering bij oplopende dosering anionisch flocculant ( $6,5 \cdot 10^6$  g/mol; (-) 20 %) nog enigszins toeneemt.



**Figuur 17:**

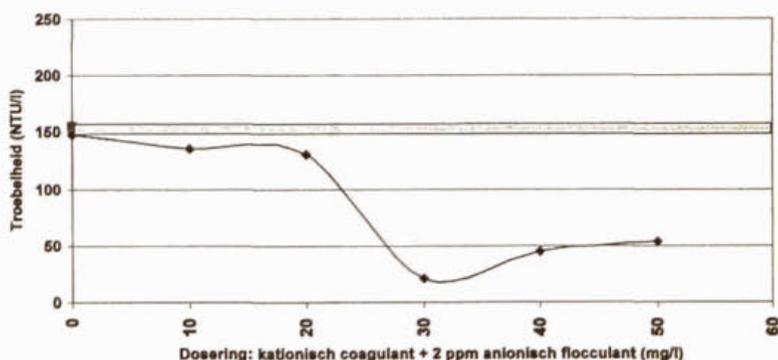
Kationisch coagulant + oplopende dosering anionisch flocculant

Temperatuur	21°C
pH	7,8
Troebelheid influent	115 NTU/l
Zwevendestof influent	79 mg/l

De optimale dosering van kationisch coagulant kan door oplopende doseringsreeksen worden bepaald. Figuur 18 geeft hiervan een voorbeeld waarbij het optimum op een dosering van ongeveer 30 mg/l ligt. In de figuur is te zien dat overdosering (> 35 mg/l) van coagulant een toename in troebelheid van het supernatant tot gevolg heeft. Dit wordt veroorzaakt door overlading ("omlading") van de deeltjes door het coagulant. Hierdoor worden de deeltjes positief gestabiliseerd. Bij onderdosering (< 20 mg/l) vindt onvoldoende ladingsneutralisatie plaats waardoor de dubbellaag onvoldoende wordt ingedrukt en weinig bezinkbare vlokken worden geproduceerd.

De optimale dosering kationisch coagulant is afhankelijk van de zetapotential van het afvalwater. Voor hetzelfde afvalwater kan de zetapotential aanzienlijk verschillen zoals blijkt uit vergelijking van figuur 18 met figuur 15. In de experimenten behorend bij deze figuren traden grote verschillen op in de dosering waarbij vlokking optreedt. In het experiment behorend bij figuur 18 is de benodigde dosering circa 30 mg/l, terwijl dit in het experiment van figuur 15 mg/l rond 15 mg/l is. Voor Bennekoms afvalwater lag de optimale dosering gemiddeld rond 25 mg/l.

De toevoeging van kationische polymeercoagulant heeft geen effect op de pH: het supernatant heeft dezelfde pH-waarde als het ruw influent. De kleurverwijdering bij dosering van kationische coagulant is in het algemeen goed (optische waarneming: het supernatant is helder en bijna kleurloos) wat duidt op de verwijdering van (opgeloste) kleurstoffen.



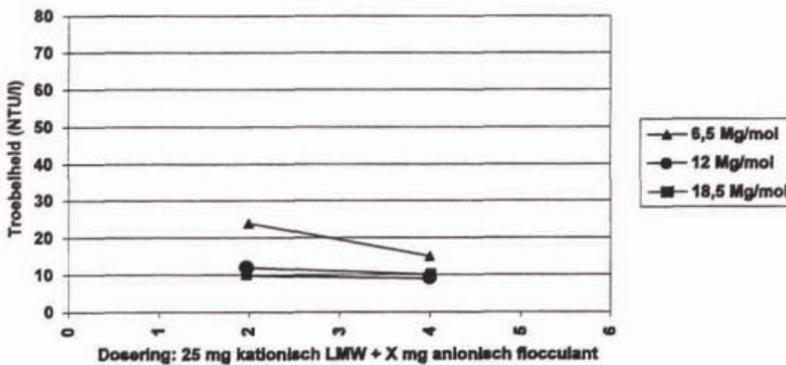
**Figuur 18:**

Oplopende reeks kationisch coagulant + 2 mg/l anionisch flocculant

Temperatuur	21,5°C
pH	7,3
Troebelheid influent	155 NTU/l

De toevoeging van anionisch flocculant als aanvulling op de dosering van kationisch coagulant voor vlokvergroting is verder onderzocht. Hierbij is het molecuulgewicht gevarieerd. In figuur 19 wordt de troebelheidsverwijdering in het supernatant gegeven bij een dosering van 25 mg/l kationisch coagulant met oplopende concentraties van drie anionische flocculant (ladingsgraad

(-) 20 %) met verschillend molecuulgewicht:  $6,5 \cdot 10^6$ ;  $12 \cdot 10^6$  en  $18,5 \cdot 10^6$  g/mol. Uit de grafiek blijkt dat de toevoeging van de anionische flocculanten met een molecuulgewicht van  $12 \cdot 10^6$  en  $18,5 \cdot 10^6$  g/mol een betere verwijdering te zien geeft. Dit is te verklaren door de grotere ketenlengte.

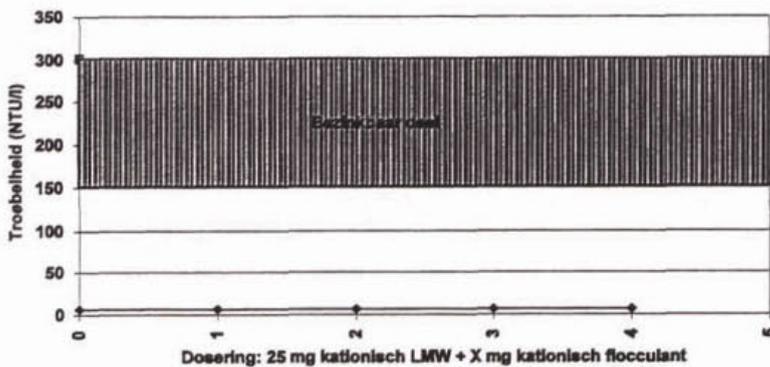


**Figuur 19:**

25 mg kationisch coagulant + anionische flocculanten met verschillend moleculair gewicht (6,5; 12;  $18,5 \cdot 10^6$  g/mol)

Temperatuur 22°C  
pH 7,7  
Troebelheid influent 215 NTU/l

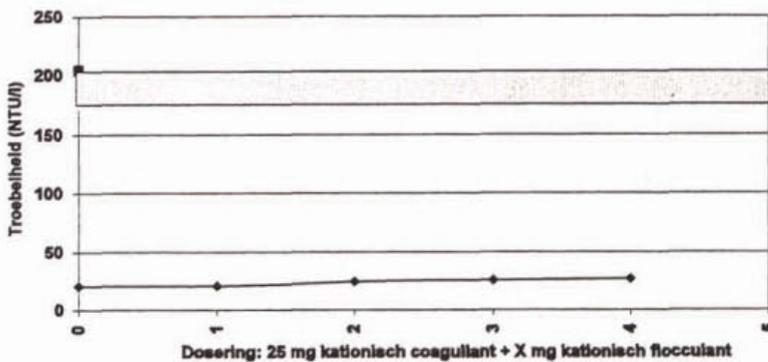
Behalve dosering van anionisch flocculant is ook de dosering van kationisch flocculant onderzocht. De figuren 20 en 21 laten zien dat de combinatie van kationisch coagulant met een kationisch flocculant ( $8 \cdot 10^6$  g/mol; (+) 24 %) geen toegevoegde waarde meer heeft voor de verwijdering van troebelheid en zwevende stof. Er wordt zelfs een (beperkte) toename in troebelheid en zwevendestofgehalte waargenomen door dosering van kationisch flocculant. Een mogelijke oorzaak hiervan is een lichte omlading van deeltjes (restabilisatie).



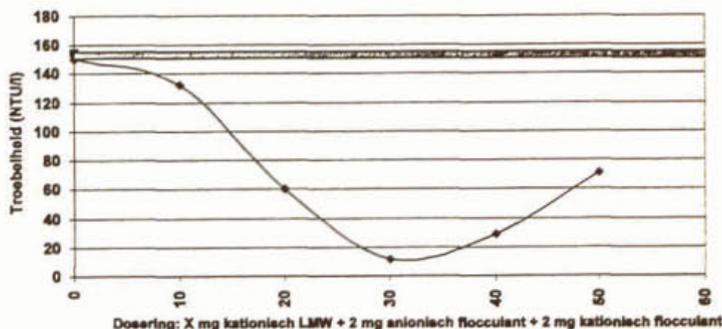
**Figuren 20 en 21:**

25 mg/l kationisch coagulant + oplopende reeks kationisch flocculant ( $8 \cdot 10^6$  g/mol; (+) 24 %)

Temperatuur 21°C  
pH 7,7  
Troebelheid influent 205 NTU/l  
Zwevendestof influent 301 mg/l



De combinatie van een kationisch coagulant met een anionisch én een kationisch flocculant (zie figuur 22) resulteert in hetzelfde verwijderingsbeeld als de combinatie van kationisch coagulant met alleen anionisch flocculant.



**Figuur 22:**

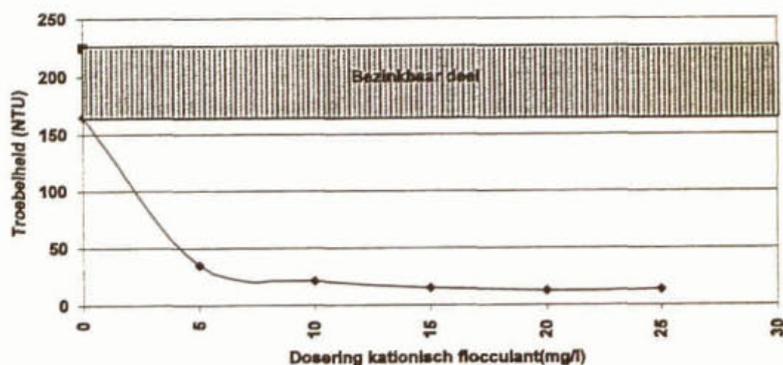
Oplopende reeks kationisch coagulant + 2 mg/l anionisch flocculant + 2 mg/l kationisch flocculant

Temperatuur 20,5°C  
 pH 7,3  
 Troebelheid influent 155 NTU/l  
 Zwevendestof influent 259 mg/l

### 3.3.3 Kationische flocculanten

De voor de praktijk meest interessante resultaten werden behaald met de dosering van alleen kationisch flocculant. De figuren 23 en 24 laten de troebelheids- en zwevendestofverwijdering van een kationisch flocculant ( $8 \cdot 10^6$  g/mol; (+) 24 %) zien bij doseringen van 5 tot 25 mg/l. Interessant bij het gebruik van dit polymeer is dat ook al bij lagere doseringen een vergaande deeltjesverwijdering plaats heeft. Bij een dosering van 5 mg/l daalt de troebelheid tot < 40 NTU/l en heeft het supernatant een drogestofconcentratie < 10 mg d.s./l.

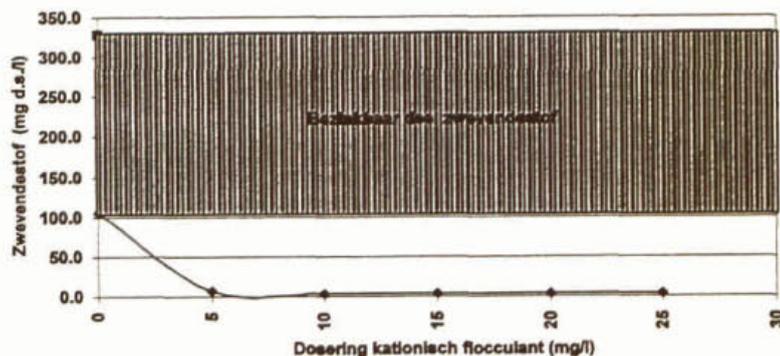
De kleurverwijdering bij gebruik van kationisch flocculant is minder goed dan bij gebruik van kationisch coagulant. In het supernatant van de bekgelazen met alleen kationisch flocculant bleef een lichte bruine kleur (optische waarneming) aanwezig, duidend op de aanwezigheid van kleurstoffen (mogelijk humuszuren). Er is geen effect op de pH gemeten: het supernatant had in alle experimenten dezelfde pH-waarde als het ruw influent.



**Figuren 23 en 24:**

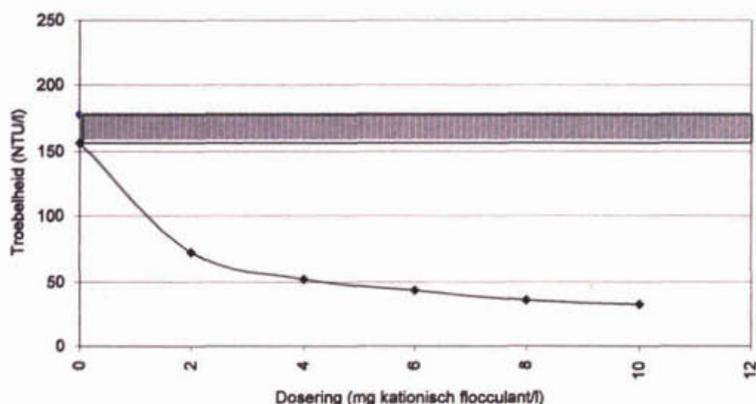
Oplopende reeks kationisch flocculant ( $8 \cdot 10^6$  g/mol; (+) 24 %)

Temperatuur 21,5°C  
 pH 7,7  
 Troebelheid influent 225 NTU/l  
 Zwevendestof influent 329 mg/l



In de figuren 25 en 26 is de troebelheidsverwijdering bij lagere doseringen onderzocht voor twee kationische flocculanten. Figuur 25 laat het eerder gebruikte polymeer zien ( $8 \cdot 10^6$  g/mol; (+) 24 %). Figuur 26 toont een kationisch flocculant met een molecuulgewicht van  $6 \cdot 10^6$  g/mol en een

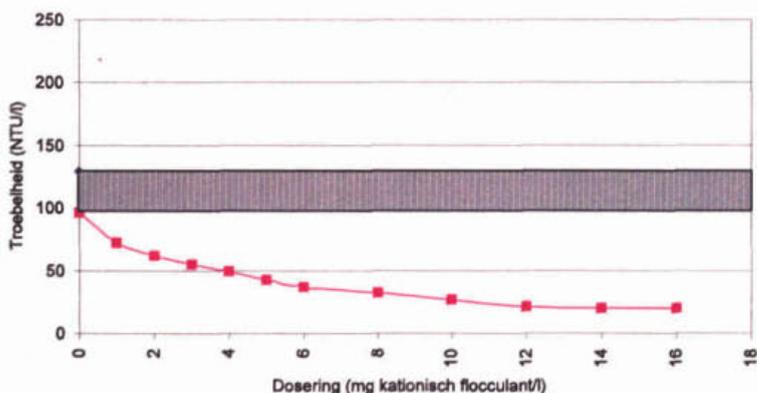
ladingsgraad van (+) 38 %. Uit de grafieken blijkt dat ook bij lagere doseringen - 2 tot 6 mg/l - een goede troebelheidsverwijdering plaatsvindt. De goede deeltjesverwijdering bij lage doseringen is te verklaren uit het feit dat de vlokking met dit type polymeren verloopt volgens het mechanisme van de adsorptieve coagulatie (zie paragraaf 2.2). De positief geladen plaatsen op het polymeer binden op een negatieve plaats op het deeltje. Door de lengte van het polymeer kan het een brug vormen naar een ander deeltje dat vervolgens op een andere plaats aan het polymeer bindt. Hierdoor vormen zich vlokken. De gevormde vlokken zijn groot, dradig en goed bezinkbaar (figuur 27).



**Figuur 25:**

Oplopende reeks kationisch flocculant ( $8 \cdot 10^6$  g/mol; (+) 24 %)

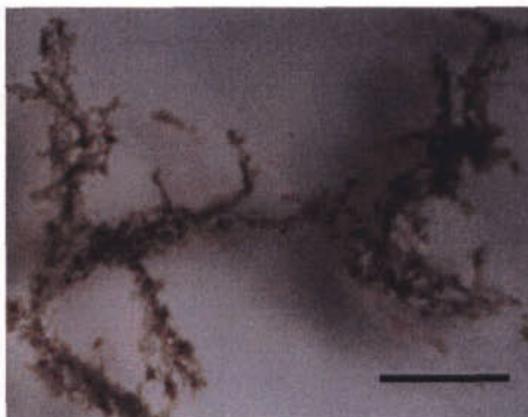
Temperatuur 20°C  
 pH 7,2  
 Troebelheid influent 184 NTU/l



**Figuur 26:**

Oplopende reeks kationisch flocculant ( $6 \cdot 10^6$  g/mol; (+) 38 %)

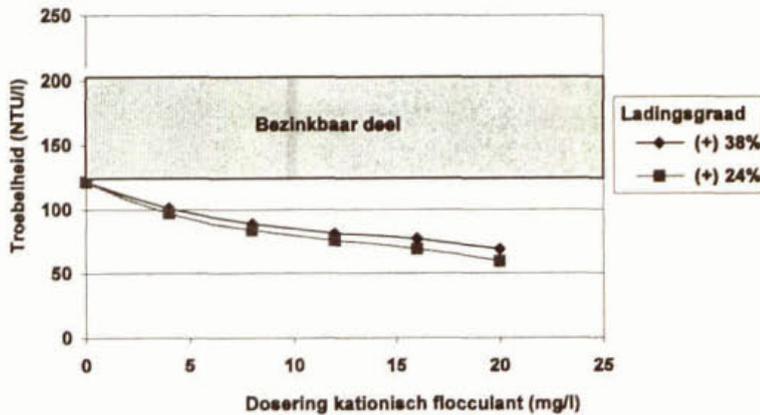
Temperatuur 20,5°C  
 pH 7,7  
 Troebelheid influent 130 NTU/l



**Figuur 27:**

Vlok gevormd door flocculatie met 6 mg/l kationisch flocculant ( $8 \cdot 10^6$  g/mol; + 24 %; balk is 2,0 mm)

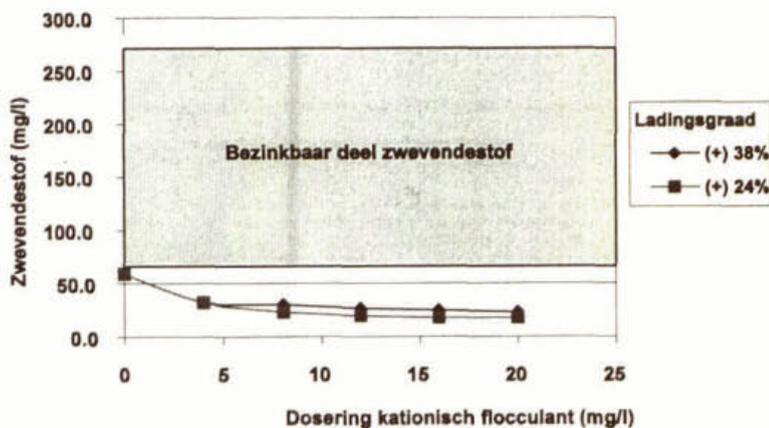
De ladingsgraad van de kationische flocculanten bepaalt het aantal plaatsen op het polymeer dat zich kan binden aan de deeltjes. Hierdoor beïnvloedt de ladingsgraad de mate van vlokvorming. De figuren 28 en 29 laten de troebelheids- en zwevendestofverwijdering zien van twee olopende reeksen kationisch flocculant met een ladingsgraad (+) 24 %, resp. (+) 38 % (moleculgewicht  $6 \cdot 10^6$  g/mol).



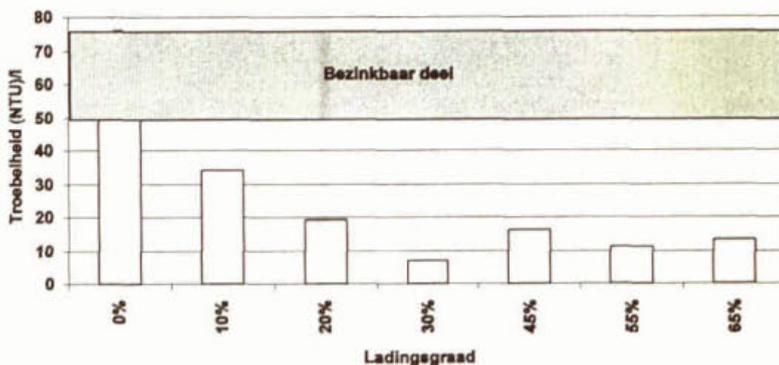
**Figuren 28 en 29:**

Olopende reeks kationisch flocculant (+) 24 % en (+) 38 % (moleculgewicht  $6 \cdot 10^6$  g/mol)

Temperatuur 21°C  
 pH 7,7  
 Troebelheid influent 205 NTU/l  
 Zwevendestof influent 279 mg/l



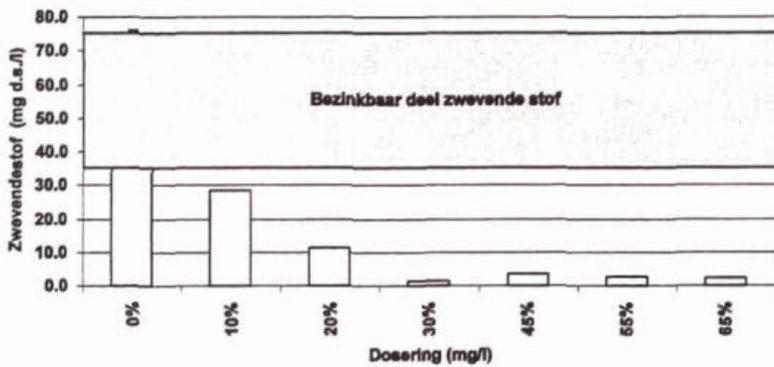
Uit testen met hoogmoleculaire kationische flocculanten met verschillende ladingsgraden, blijkt dat voor het afvalwater van rwzi Bennekom een polymeer met een ladingsgraad van ca. 30% optimaal is. Zowel lagere als hogere ladingsgraden resulteren in lagere verwijderingsprestaties voor troebelheid en zwevendestof (zie figuren 30 en 31).



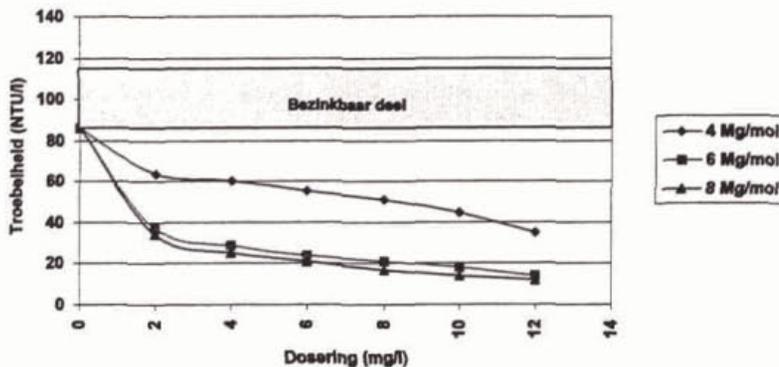
**Figuren 30 en 31:**

Hoogmoleculaire kationische flocculanten met olopende ladingsgraad (benadering), dosering 15 mg/l

Temperatuur 18°C  
 pH 7,4  
 Troebelheid influent 75 NTU/l  
 Zwevendestof influent 107 mg/l



Naast de ladingsgraad worden kationische flocculanten ook getypeerd naar moleculair gewicht. Vanuit het moleculair gewicht kan bij onvertakte polymeren de molecuullengte berekend worden. Deze molecuullengte is sterk bepalend voor de grootte van de vlok die gevormd wordt en daarmee (mede-) bepalend voor het vlokafscheidingrendement. In figuur 32 is voor drie kationische flocculanten met molecuulgewichten van  $4 \cdot 10^6$ ,  $6$  resp.  $8 \cdot 10^6$  g/mol de troebelheidsverwijdering weergegeven. Uit de grafiek blijkt dat het polymeer met een lage moleculaire massa ( $4 \cdot 10^6$  g/mol) een minder goede troebelheidsverwijdering laat zien dan de flocculanten met een molecuulgewicht van  $6 \cdot 10^6$  en  $8 \cdot 10^6$  g/mol. Het verschil in vlokvorming en verwijderingsprestaties tussen de laatstgenoemde kationische flocculanten is klein.



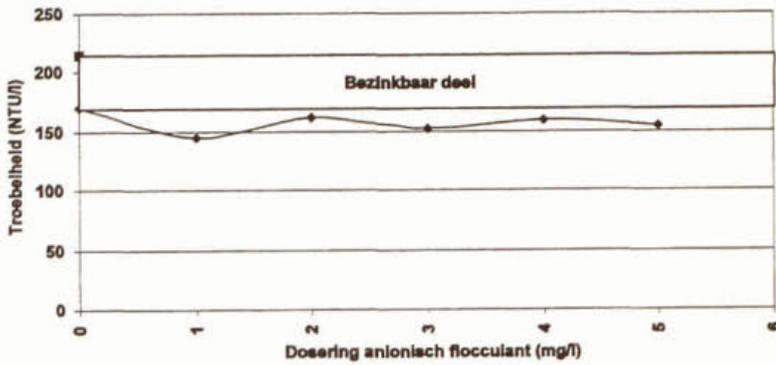
**Figuur 32:**

Kationische flocculanten met molecuulgewichten van  $4$ ,  $6$  en  $8 \cdot 10^6$  g/mol

Temperatuur  $18^\circ\text{C}$   
 pH  $7,8$   
 Troebelheid influent  $115 \text{ NTU/l}$

### 3.3.4 Anionische flocculanten

De dosering van alleen anionisch flocculant heeft geen vlokvorming tot gevolg. Figuur 33 geeft het verloop van de troebelheidsverwijdering waarbij een anionisch flocculant ( $18,5 \cdot 10^6$  g/mol; (-) 30%) is gedoseerd aan ruw afvalwater. Ten opzichte van het voorbezonden monster wordt geen troebelheids- en zwevendestof-verwijdering waargenomen. Dit is theoretisch te verklaren: de deeltjes in het water zijn hoofdzakelijk negatief geladen, waardoor de dosering van een negatief geladen polymeer niet bijdraagt aan de coagulatie/flocculatie.



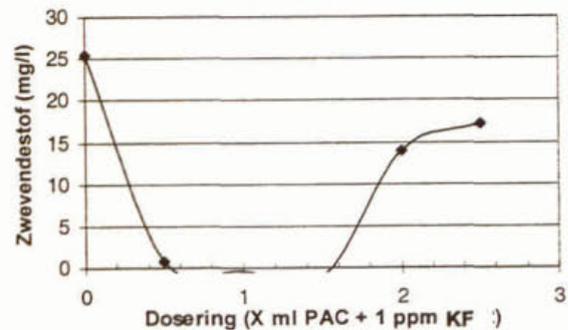
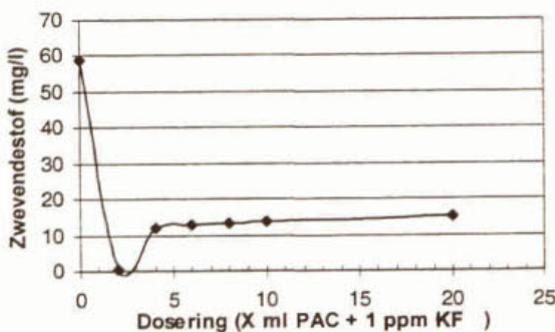
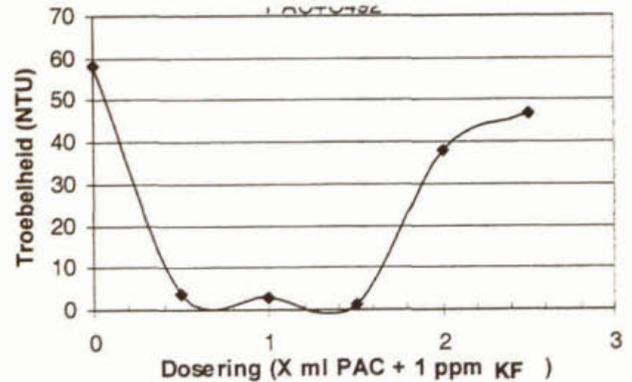
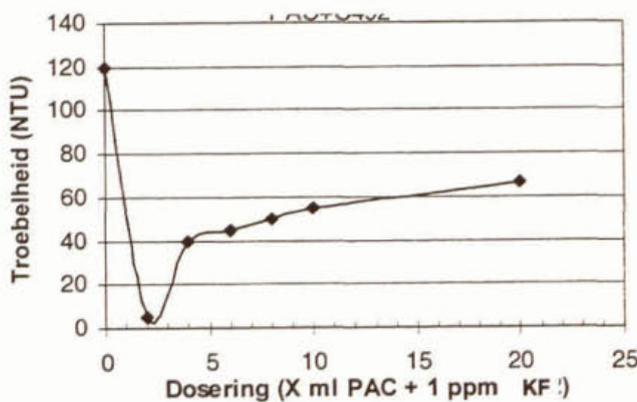
**Figuur 33:**

Oplopende reeks anionisch flocculant ( $18,5 \cdot 10^6$  g/mol; (-) 30 %)

Temperatuur 22°C  
 pH 7,7  
 Troebelheid influent 215 NTU/l

### 3.3.5 Poly-aluminiumchloride

Als voorbeeld wordt in de onderstaande grafieken de werking van poly-aluminiumchloride (PAC) kort beschreven. PAC is een gepolymeriseerd anorganisch aluminiumzout dat veel in Japan en Scandinavië wordt toegepast als coagulant. Figuur 34 toont de resultaten van twee experimenten waarbij oplopende concentraties PAC aangevuld met 1 mg kationisch flocculant zijn gedoseerd aan ruw stedelijk afvalwater.

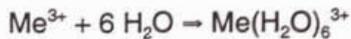


**Figuur 34:** Oplopende hoeveelheid PAC (in ml) aangevuld met een kationisch flocculant (moleculgewicht  $8 \cdot 10^6$  g/mol; (+) 24 %)

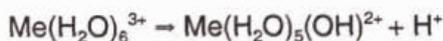
Temperatuur 21°C  
 pH 7,7 (daalt naar 3,7)  
 Troebelheid influent 205 NTU/l  
 Zwevendestof influent 279 mg/l

De linker figuren geven een brede doseringsrange aan tussen 0 en 20 ml. In de rechter figuren wordt de range vernauwd tot 0 tot 2,5 ml. Uit de figuren is de optimale dosering te bepalen op ongeveer 1 ml per liter afvalwater. Boven deze dosering neemt de troebelheid en het zwevendestofgehalte in het supernatant weer toe (overdosering). De kleur- en troebelheidsverwijdering door PAC is zeer goed (optische waarneming: kleurloos supernatant).

De dosering van PAC heeft een sterke verlaging van de pH tot gevolg. De pH daalde in deze experimenten van 7,8 naar 3,8. De oorzaak hiervan is de algemeen optredende complexvorming bij dosering van metaalzouten:

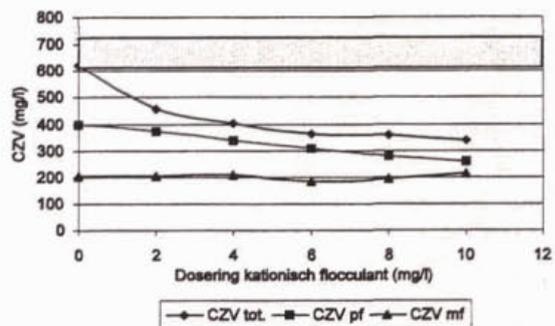
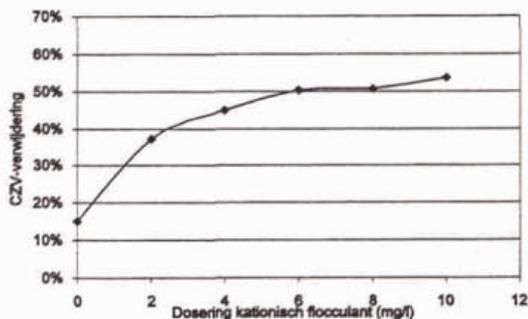


die vervolgens leiden tot verzuring volgens de volgende reactie:



### 3.4 Samenstelling van het supernatant

Tijdens de experimentele periode zijn van het supernatant van het met kationische flocculant behandelde afvalwater het CZV en de concentraties stikstof en fosfaat bepaald. Figuur 35 en 36 tonen de verwijdering van verschillende CZV-fracties en van CZV-totaal.



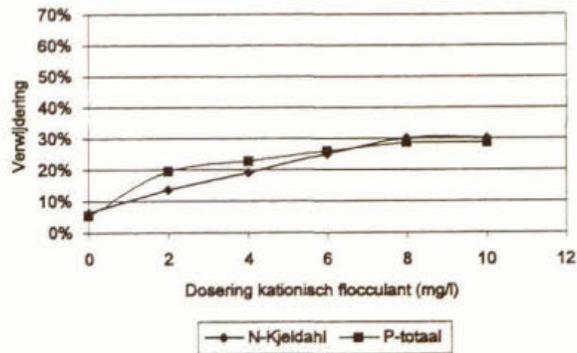
**Figuur 35:** Verwijdering van CZV-totaal (%)

**Figuur 36:** Verwijdering van verschillende CZV-fracties

Door de dosering van de kationische flocculant daalt het CZV van 728 mg O<sub>2</sub>/l in het ruwe influent (voorbezonden: 619 mg O<sub>2</sub>/l) naar 447 mg O<sub>2</sub>/l bij een dosering van 2 mg polymeer/l tot 338 mg O<sub>2</sub>/l bij 10 mg polymeer/l. Dit zijn CZV-reducties van 39 tot 54 %.

N<sub>kjeldahl</sub> daalde van 56,4 mg N/l in het influent tot 48,6 mg N/l bij een polymeerdosering van 2 mg/l en tot 39,5 mg N/l bij een dosering van 10 mg polymeer/l (30 % verwijdering). P<sub>totaal</sub> daalde van 11,3 mg P/l in het influent tot 9,0 mg P/l bij een polymeerdosering van 2 mg/l en tot 7,9 mg P/l bij een dosering van 10 mg/l (30 %).

Uit de metingen aan het supernatant blijkt verder dat door de dosering van polymeren geen pH-verandering optreedt.



Figuur 37: N-Kjeldahl en P-totaal verwijdering

### 3.5 Procescondities voor optimale vlokvorming en bezinking

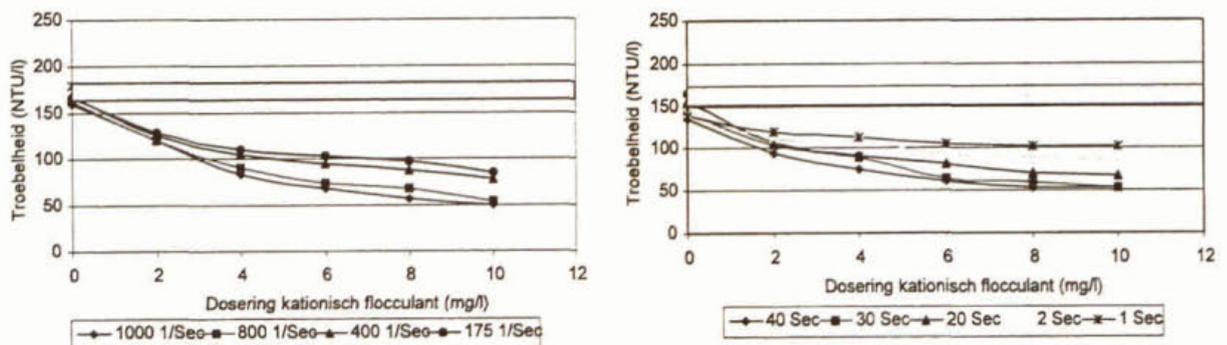
#### 3.5.1 Inleiding

De invloed van de mengtijd, de flocculatietijd en de bezinktijd op de verwijdering van deeltjes is nader onderzocht. Voor de kationische flocculant zijn de mengintensiteit en de mengintensiteit gevarieerd (paragraaf 3.5.2). Voor de dosering van kationische coagulant met eventueel aanvullend de dosering van een anionisch flocculant en voor de dosering van kationische flocculant zijn de flocculatietijd en bezinktijd onderzocht (3.5.3 en 3.5.4).

#### 3.5.2 Intensieve coagulatiemenging

Voor een kationisch flocculant ( $8 \cdot 10^6$ , (+) 24 %) is de invloed op de troebelheidsverwijdering van zowel de mengintensiteit als de mengtijd onderzocht. Figuur 38 laat een experiment zien waar de snelheidsgradiënt is gevarieerd van resp. 1000, 800, 400 tot  $175 \text{ s}^{-1}$  (bij een mengtijd van 20 seconden). Uit de figuur wordt duidelijk dat het troebelheidsverwijderingsrendement aanzienlijk verbetert met het verhogen van  $175$  tot  $800 \text{ s}^{-1}$ . De verwijdering bij  $175 \text{ s}^{-1}$  is 53 %, terwijl de verwijdering bij  $800 \text{ s}^{-1}$  72 % bedraagt. De verhoging van 800 naar  $1000 \text{ s}^{-1}$  levert nauwelijks een verbetering van de verwijdering op.

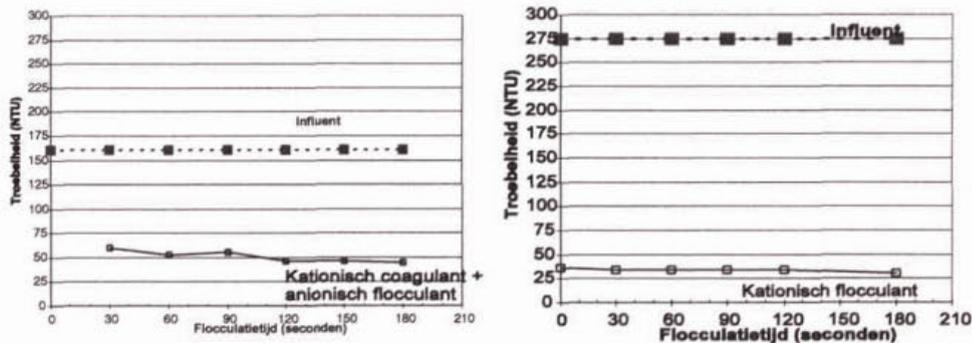
In figuur 38 is bij een G-waarde  $800 \text{ s}^{-1}$  de mengtijd verlaagd van 40 tot 1 seconden. De figuur laat zien dat de troebelheidsverwijdering bij een mengtijd  $> 30 \text{ s}$  beter is (69 %) dan bij een mengtijd van 20 (60 %), 2 (47 %) resp. 1 seconde (36 %).



Figuur 38: Troebelheidsvermindering bij a) verschillende mengintensiteiten en b) verschillende mengtijden

### 3.5.3 Flocculatiemenging

Figuur 43 toont de invloed van de flocculatietijd op de troebelheidsverwijdering voor de dosering van het kationisch polymeercoagulant ( $2,5 \cdot 10^5$  g/mol; (+) 100 %) met aanvullend een anionisch flocculant en een kationisch flocculant ( $8 \cdot 10^6$ , (+) 24 %). Hierbij is voor dezelfde dosering vlokmiddel de flocculatietijd met stappen van 30 s gevarieerd van 0 tot 180 s. De monsters zijn halverwege de bekeerglazen genomen.

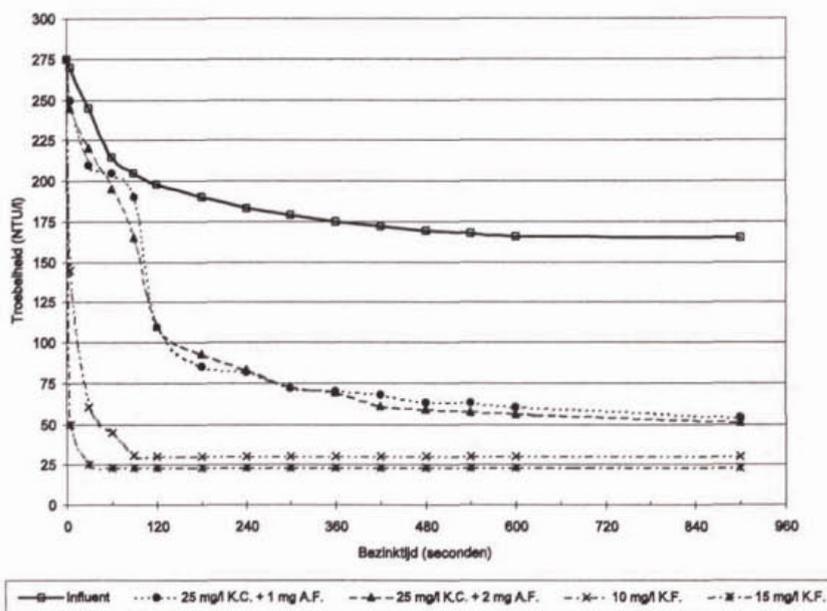


Figuur 39: De invloed van de flocculatietijd op het deeltjesverwijderingsrendement voor twee twee typen vlokmiddeldosering

De combinatie van kationisch coagulant en anionisch flocculant geeft een lichte verbetering van de troebelheid te zien bij een flocculatietijd > 120s. Het verschil is echter niet groot. De kationische flocculant heeft al na 30 s (bijna) de laagste waarde bereikt. Uit de proeven blijkt dat de flocculatietijd voor beide vlokmiddeldoseringen aanzienlijk verlaagd kan worden.

### 3.5.4 Bezinktijd

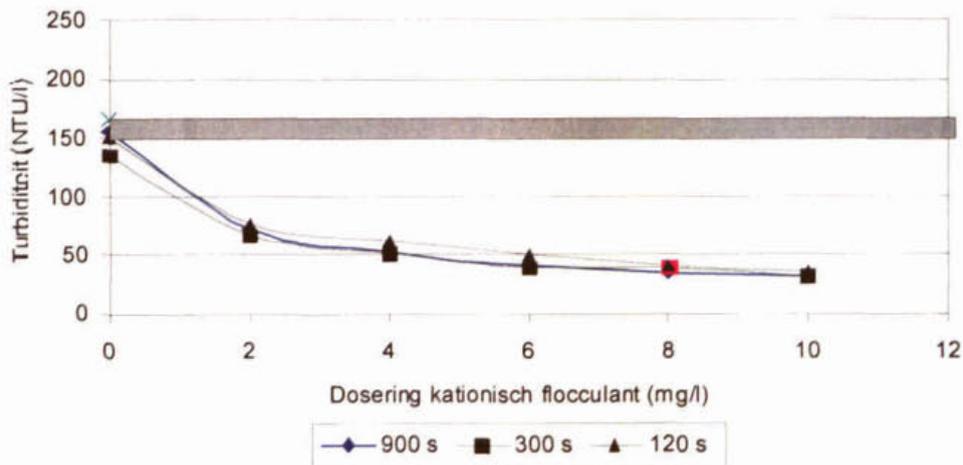
Figuur 40 toont de bezinkcurve voor de beide vlokmiddeldoseringen en voor ruw influent. Deze grafiek is vervaardigd uit een reeks troebelheidsmetingen van het supernatant dat aan de bekeerglazen onttrokken is op 10 cm diepte gedurende de bezinktijd (meting elke 30 s).



Figuur 40: Bezinkcurve van bezonken influent en influent waaraan verschillende typen en doseringen polymeren zijn toegevoegd

Uit de figuur blijkt dat de slibvlokken die gevormd worden door de combinatie kationische coagulant + anionische flocculant minder snel bezinken dan de slibvlokken van de kationische flocculant. Het slib van de kationische flocculant bezinkt door de grotere vlokstructuur zeer snel. Zoals ook uit de figuren 16 en 27 blijkt is er een opvallend verschil in de vlokstructuur van het gevormde slib van beide polymeerdoseringen, wat ook tot uitdrukking komt in de bezinksnelheid.

Voor een kationisch flocculant ( $8 \cdot 10^6$ , (+) 24 %) is voor verschillende doseringen het effect van de bezinktijd op de verwijdering nader onderzocht. Figuur 41 geeft hiervan het resultaat. Uit de grafiek blijkt dat de bezinktijd voor alle doseringen verkleind kan worden tot in ieder geval 120 seconden. Er treedt hierbij geen rendementsvermindering op.

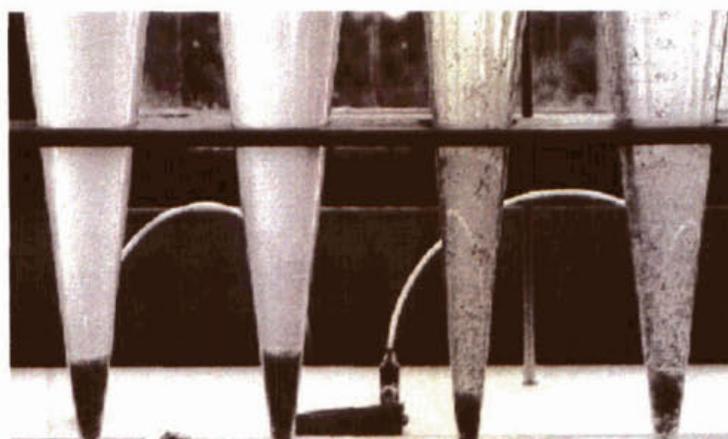


Figuur 41: Troebelheidsvermindering bij een bezinktijd van 900, 300 en 120 s

### 3.6 Karakteristieken van het geproduceerde slib

#### 3.6.1 Visuele observaties en vloggroottemetingen

Er is een opvallend verschil tussen de vlokken die gevormd worden door het kationisch polymeercoagulant, aangevuld met een anionisch flocculant en de groep van kationische flocculant. Door de eerste worden kleine, fijne vlokken gevormd. Door de tweede worden grotere, dradige vlokken gevormd. In figuur 42 is het verschil tussen beide vloktypen duidelijk zichtbaar:



Figuur 42: Links: slib(vlokken) van kationisch coagulant met anionisch flocculant. Rechts: slib(vlokken) van kationisch flocculant

### Onderlinge vergelijking van gevormde vlokken

Met behulp van een digitale camera zijn foto's gemaakt van de vlokstructuren. In figuur 43 worden vlokken vergeleken die gevormd worden bij dosering van respectievelijk:

- 15 mg/l ijzerchloride;
- 20 mg/l kationisch polymeercoagulant, aangevuld met 2 mg/l anionisch flocculant; en
- 6 mg/l hoogmoleculair flocculant ( $8 \cdot 10^6$  g/mol; (+) 24 %).



**Figuur 43a** IJzervlok;  
(lijn is 2 mm)

**43b** Kationisch polymeercoagulant  
aangevuld met anionisch flocculant;

**43c** Kationisch flocculant

Uit de onderlinge vergelijking komen de grote verschillen in vlokstructuren naar voren: de ijzer- en polymeercoagulantvlokken zijn relatief klein en compact (1 – 2 mm). Het hoogmoleculair kationisch flocculant vormt een grote, dradige vlok (5 – 10 mm)

### Vergelijking van vlokken van kationische flocculanten bij oplopende dosering

In onderstaande foto's is de werking van de kationische flocculant nader bestudeerd. In de eerste serie is het polymeer met het molecuulgewicht van  $4 \cdot 10^6$  g/mol toegevoegd in doseringen van 2, 6 en 8 mg/l. In de tweede serie is het polymeer met het molecuulgewicht van  $8 \cdot 10^6$  g/mol toegevoegd in doseringen van 2, 6 en 10 mg/l.



**Figuur 44:** Vlokken gevormd bij vlokking met een kationisch flocculant met een molecuulgewicht van  $4 \cdot 10^6$  g/mol bij doseringen van 2, 6 en 8 mg/l



**Figuur 45:** Vlokken gevormd bij vlokking met een kationisch flocculant met een molecuulgewicht van  $8 \cdot 10^6$  g/mol bij doseringen 2, 6 en 10 mg/l

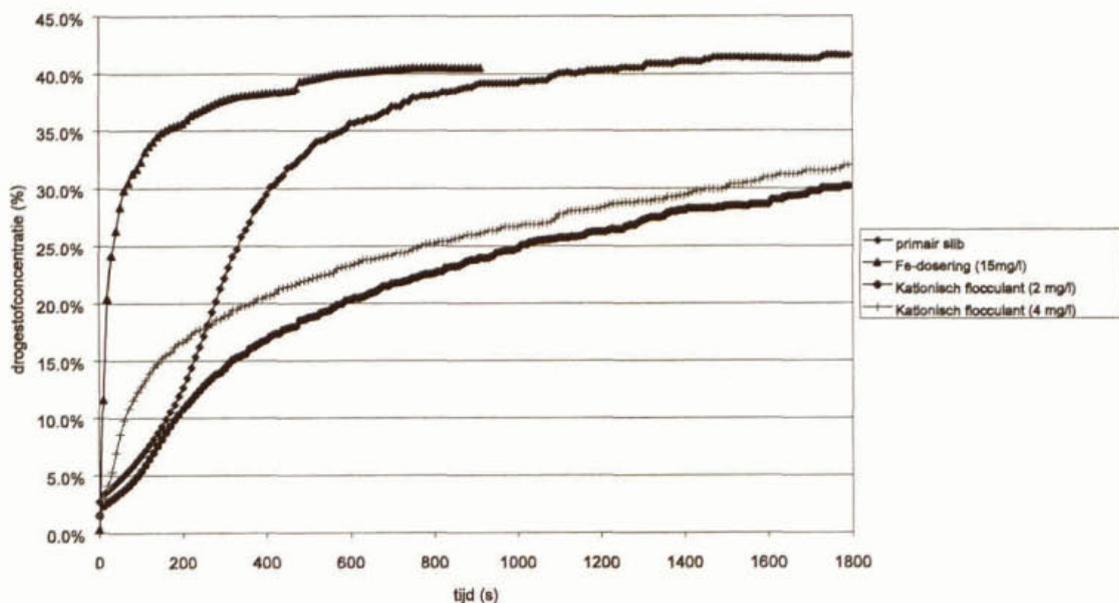
Bij oplopende dosering worden grotere vlokken gevormd. Uit vergelijking van beide series komt ook het effect van een grotere ketenlengte naar voren: het eerste polymeer heeft een ketenlengte van  $18,5 \mu\text{m}$ . Het tweede polymeer heeft een ketenlengte van  $37 \mu\text{m}$ . Door het polymeer met grotere ketenlengte wordt een grotere vlok gevormd. Dit verklaart ook het verschil in rendementen tussen beide polymeren.

### 3.6.2 Filtratie-expressie-experimenten

Om het ontwateringsgedrag van het slib dat gevormd wordt bij flocculatie met polymeren zijn experimenten met de Cappilar Suction Time-methode (CST-methode) en met de Filtratie-Expressie-cel (FE-cel) uitgevoerd.

Bij de CST-methode wordt de loopsnelheid van water in chromatografisch papier tussen twee elektroden gemeten. Tijdens de meting wordt door het slib een slibkoekje gevormd op het papier. Door de vorming van deze koek vindt zogenaamde koekfiltratie plaats. De looptijd van het water tussen de elektroden is een maat voor de filtreerbaarheid van de koek en daarmee voor de ontwaterbaarheid van het slib-watermengsel. De CST-methode bleek geen geschikte methode te zijn voor het meten van de ontwaterbaarheid van slib dat gevormd wordt bij flocculatie met organische polymeren. De vlokken die gevormd werden waren groot en ijl. Hierdoor werd geen slibkoekje op het chromatografisch papier gevormd tijdens de meting en was de gemeten CST ongeveer gelijk aan de CST van water.

De FE-cel is een geautomatiseerd meetinstrument waarmee het dynamische ontwateringsgedrag van uiteenlopende slibsoorten kan worden vastgelegd. De FE-cel bestaat in hoofdlijnen uit een cilinder waarin een beweegbare zuiger en een poreus filtermedium zijn aangebracht, een balans en een PC. Het slibmonster wordt in de cilinder gebracht en ontwaterd door via een zuiger een (instelbare)mechanische druk uit te oefenen op het slibmonster. De massa van het vrijkomende filtraat wordt continu geregistreerd als functie van de tijd met de balans. De PC is voorzien van een softwarepakket waarmee meetsignalen kunnen worden ingelezen en bewerkt. Het softwarepakket genereert een ontwateringscurve (filtraatmassa als functie van de tijd) en een aantal afgeleide ontwateringsparameters, zoals de specifieke filtratieweerstand, de drogestofconcentratie als functie van de tijd en de filtratiesnelheid als functie van de tijd.



Figuur 46: Resultaat van de filtratie-expressie-experimenten

Figuur 46 laat het filtratie-expressiegedrag zien van primair slib van rwzi Bennekom en van primair slib uit een voorbezinker waarbij in de waterlijn flocculatie met verschillende doseringen kationisch flocculant (2, respectievelijk 4 mg pe/l) en met ijzer (15 mg Fe<sup>3+</sup>/l) is toegepast. Hierbij is het filtratie-expressiegedrag weergegeven als de verandering van de drogestofconcentratie als functie van de tijd. De toegepaste druk is 3 bar. De monstervolumes zijn verschillend: voor het primair slib van rwzi Bennekom en het met ijzer geflocculeerde slib 150 g en voor het met kationisch flocculant geflocculeerde slib 201 g (zie tabel 7).

Figuur 46 toont dat de weergegeven slibmonsters goed ontwaterbaar zijn. Bij de aangelegde druk van 3 bar is de drogestofconcentratie na 1.800 s (een half uur) ontwateren 30 - 42 %. De slibmonsters die geflocculeerd zijn met kationisch flocculant zijn hierbij nog niet op de maximum drogestofconcentratie.

Doordat verschillende monstervolumes zijn gebruikt, zijn de curven in figuur 46 onderling moeilijk vergelijkbaar. Om de verschillen te kwantificeren is de specifieke filtratieweerstand uitgerekend. Onder de aanname dat de slibkoek zich incompressibel gedraagt, kan de specifieke filtratieweerstand uitgerekend worden door middel van de geïntegreerde Darcy-vergelijking [Herwijn et al. (1994)]

$$t = \alpha \cdot (\eta c_v) / (2A^2 \Delta p) \cdot V^2 + (\eta R) / (A \Delta p) \cdot V$$

waarin:

- $\alpha$  - specifieke filtratieweerstand [m.kg<sup>-1</sup>];
- $\eta$  - viscositeit van het filtraat [Pa.s];
- A - oppervlak van het filtermedium [m<sup>2</sup>];
- $c_v$  - concentratie vaste stof in de suspensie [kg.m<sup>-3</sup>];
- $\Delta p$  - aangelegd drukverschil [Pa];
- t - tijd [s];
- V - filtraatvolume [m<sup>3</sup>];
- R - weerstand van het filtermedium [m<sup>-1</sup>].

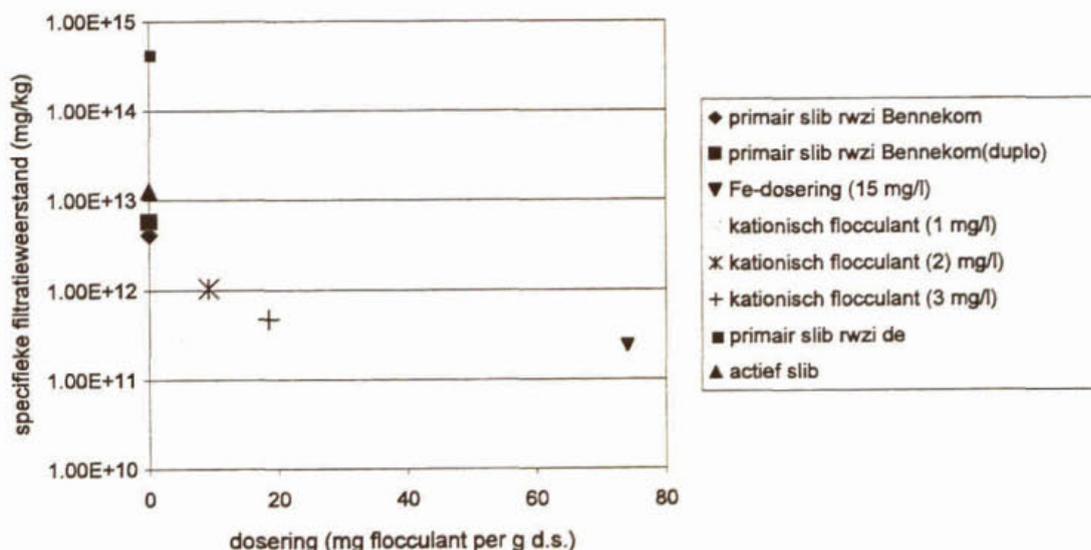
De specifieke filtratieweerstand is een maat voor de gemiddelde filtratieweerstand. Een lage specifieke filtratieweerstand betekent dat de gemiddelde filtratiesnelheid hoog is.

Tijdens de metingen is ook het ontwateringsgedrag van primair slib van rwzi Ede en actief slib uit één van de proefinstallaties in de proefhal Bennekom bepaald. In tabel 6 zijn de specifieke filtratieweerstanden van verschillende geteste monsters gegeven, waarbij ook de dosering per gram drogestof in het influent is vermeld.

**Tabel 6:** Specifieke filtratieweerstand van verschillende slibmonsters

monster	monstermassa (g)	dosering (mg flocculant/g d.s.)	specifieke filtratie- weerstand (m/kg)
primair slib	151	0	4.24e+12
primair slib (duplo)	151	0	5.84e+12
Fe-dosering (15)	151	73.9	2.45e+11
kationisch flocculant (1)	201	4.1	3.31e+11
kationisch flocculant (2)	201	9.2	1.07e+12
kationisch flocculant (3)	201	18.5	4.87e+11
primair slib Ede	99	0	4.32e+14
actief slib	200	0	1.26e+13

In figuur 47 is voor de in tabel 6 vermelde slibsoorten de specifieke filtratieweerstand uitgezet tegen de dosering. Hierbij is de dosering uitgedrukt als de dosering in mg per gram drogestof.



**Figuur 47:** De specifieke filtratieweerstand als functie van de polymeredosering voor verschillende slibben

Uit de figuur blijkt dat de specifieke filtratieweerstand voor de geflocculeerde slibben voor alle doseringen lager ligt dan de specifieke filtratieweerstand van het primaire slib van rwzi Bennekom. De toevoeging van vlokmiddelen verbetert dus de ontwatering in de sliblijn. Door toevoeging van polymeren in de voorzuivering wordt lading geneutraliseerd en worden grotere aggregaten gevormd. Actief slib is slechter ontwaterbaar dan primair slib. Het primair slib van rwzi Ede is zeer slecht ontwaterbaar. Dit slib heeft een lange verblijftijd in de bezinktanks waardoor het vermoedelijk al gedeeltelijk is gehydrolyseerd en er relatief veel kleine deeltjes zijn.

Hierbij wordt overigens vermeld dat dit slib nog niet vergist is. De vraag is hoe de ontwaterbaarheid verandert tijdens de vergisting van geflocculeerd slib.

### 3.7 Samenvatting van de resultaten en evaluatie

#### 3.7.1 Samenvatting van de resultaten

Tabel 7 geeft een overzicht van organische polymeren die toepasbaar zijn voor coagulatie/flocculatie van stedelijk afvalwater met daarbij de doseringen en de eindwaarden voor troebelheid en zwevendestof. De doseringen zijn indicatief; de uiteindelijk toe te passen dosering zal afhankelijk zijn van het te flocculeren afvalwater.

**Tabel 7:** Overzicht van organische polymeren die toepasbaar zijn voor coagulatie/flocculatie van stedelijk afvalwater\*

Type polymeer	Mechanisme van vlokvorming	Dosering (indicatief)	Eindwaarden troebelheid	Eindwaarden zwevendestof
kationisch laagmoleculair ("kationisch coagulant")	destabilisatie	15 - 30 mg/l	15-25 NTU/l	< 5 mg d.s./l
kationisch hoogmoleculair ("kationisch flocculant")	adsorptieve coagulatie	2 - 5 mg/l 10 - 15 mg/l	50-70 NTU/l 15-50 NTU/l	10 - 20 mg d.s./l < 10 mg d.s./l

\* referentie: afvalwater van rwzi Bennekom

Het laagmoleculair kationisch coagulant dat in dit onderzoek gebruikt is, is een korte keten (0,6  $\mu\text{m}$ ) met een zeer hoge ladingsgraad. Het mechanisme van vlokvorming berust hoofdzakelijk op destabilisatie (ladingsneutralisatie). Dit valt af te leiden uit de waarneming dat bij de dosering van kationisch coagulant een 'drempelconcentratie' nodig is voordat enig effect optreedt. Pas na deze minimale dosering wordt een aanzienlijke troebelheidsreductie gemeten. Vóór de drempelconcentratie valt nauwelijks een troebelheidsafname te zien. De drempelwaarde ligt voor troebelheden van 150 tot 250 NTU/l rond de 15 - 30 mg pe/l.

De hoogmoleculaire kationische flocculanten laten bij oplopende doseringen een geleidelijk oplopende verwijdering zien. Het mechanisme van vlokvorming berust voor dit type polymeren op adsorptieve coagulatie, waardoor voor dit type polymeren geen drempelconcentratie nodig is: al bij 1 mg pe/l is een afname van de troebelheid waar te nemen. Een toename in troebelheid door overdosering is in de uitgevoerde bekerglasproeven bij doseringen tot 20 mg pe/l niet bereikt.

Voor deze groep van hoogmoleculaire kationische polymeren is aanvullend onderzoek gedaan naar het effect van molecuulgewicht en ladingsgraad op de effectiviteit van het vlokmiddel. Vanuit het molecuulgewicht kan de (theoretische) ketenlengte berekend worden. Voor twee kationische flocculanten van  $6 \cdot 10^6$  en  $8 \cdot 10^6$  g/mol (ketenlengte resp. 27,8 en 37,0  $\mu\text{m}$ ; ladingsgraad (+) 24 %) werden gelijke verwijderingsrendementen gemeten. Het verwijderingsrendement van een kationisch flocculant met een molecuulgewicht van  $4 \cdot 10^6$  (ketenlengte 18,5  $\mu\text{m}$ ; ladingsgraad (+) 24 %) lag duidelijk lager. In een tweetal experimenten met polymeren met verschillende ladingsgraad kwam naar voren dat de optimale ladingsgraad tussen 20 en 40 % ligt.

Uit het onderzoek blijkt dat de ingestelde procescondities voor menging en bezinking geoptimaliseerd kunnen worden. Tabel 8 geeft een overzicht van de procescondities die optimaal bleken in dit onderzoek. In de laatste kolom wordt een karakterisering van de gevormde vlok gegeven.

**Tabel 8:** Optimale procescondities bij dosering van organische polymeren

Polymeer	Optimale mengintensiteit en mengtijd (G x t)	Flocculatie-tijd	Bezinktijd (bekerglas-experiment)	Vlokkarakteristiek
kationisch laagmoleculair ("kationisch coagulant")	niet onderzocht	120 s*	600 s	fijne vlok (0,1 - 0,5 mm)
kationisch hoogmoleculair ("kationisch flocculant")	800 s <sup>-1</sup> x 30 s	30 - 120 s	120 s**	- grote vlok (0,5 - 2 mm) - goed bezinkbaar

\* verkorting van de flocculatielijd tot 30 s resulteerde in slechts een kleine vermindering van de troebelheidsverwijdering; \*\* alleen onderzocht bij een dosering van 10 mg pe/l

De mengtijd (20 s) die oorspronkelijk ingesteld was voor het kationisch hoogmoleculair polymeer bleek niet optimaal. Door deze in te stellen op 30 seconden bij een mengintensiteit G van 800 s<sup>-1</sup> bleek de troebelheid af te nemen.

De ingestelde flocculatielijd blijkt voor beide typen polymeren gereduceerd te kunnen worden. Voor de coagulant lag de optimale flocculatielijd rond 120 seconden. Voor de kationische flocculant blijkt de flocculatielijd beperkt te kunnen worden tot beneden de 120 seconden. Hierbij wordt wel aangetekend dat in praktijkomstandigheden een zekere minimale flocculatielijd aangehouden zal moeten worden, omdat mogelijk vlokking aan de wanden van het inlaatpunt van de afscheidingsstap (bezinker, flotatiesysteem) kan optreden.

In het vooronderzoek "fysisch/chemische voorzuivering" [STOWA 98-29] is voor de dimensionering van zuiveringsscenario's een ontwerp gemaakt op basis van coagulatie/flocculatie bij de voorzuivering van drinkwater. Hierin is voor de eerste menging een verblijftijd van 10 - 30 s aangehouden (mengintensiteit = 1000 s<sup>-1</sup>). Voor de flocculatielijd is een verblijftijd van 10 - 30 min aangehouden (mengintensiteit = 45 s<sup>-1</sup>). Uit de resultaten blijkt dat bij toepassing van kationische vlokmiddelen met name de flocculatielijd bijna volledig weggelaten kan worden.

De vlok die gevormd wordt bij flocculatie met het laagmoleculair kationisch coagulant is klein, waardoor de bezinksnelheid relatief lager is ten opzichte van het hoogmoleculair polymeer. Aanvullend op de dosering kan een anionisch flocculant bijgevoegd worden (concentraties 1 - 2 mg pe/l), waardoor de vlok wordt vergroot en de bezinksnelheid toeneemt.

De slibvlokken die gevormd worden bij coagulatie/flocculatie met de hoogmoleculaire kationische polymeren zijn relatief groot en hebben een dradige structuur. Ze bezinken zeer snel. De bezinking in de bekerglazen verloopt bijna volledig binnen 2 minuten. Bij overdosering van kationisch flocculant plakt het slib aan de wanden van de bekerglazen.

### 3.7.2 Evaluatie

De hoogmoleculaire kationische flocculanten die onderzocht zijn in deze studie lijken voor praktijktoepassing het meest interessant omdat ze in relatief lage concentraties (2 - 5 mg/l) kunnen worden toegepast. Hierbij worden troebelheidsverwijderingen van 50 tot 70 % gemeten. Een interessante eigenschap van dit type polymeren is het oplopende verwijderingsrendement bij toenemende dosering. Deze eigenschap biedt mogelijkheden om de dosering af te stemmen op de kwaliteit van het effluent die gewenst is na de voorzuivering. In hoofdstuk 4 wordt hiertoe een voorstel gedaan voor een polymeerdoseerstrategie, gebaseerd op continue troebelheidsmetingen.

De laagmoleculaire polymeercoagulanten die onderzocht zijn in deze studie worden ook toegepast in de FAST-dosering. FAST is het acroniem voor Försedimentierungs Ausklijning av Suspenderat materia med Trippeldos (= voorprecipitatie van zwevende bestanddelen in primair slib met drievoudige dosering). In het FAST-procedé wordt een deel van het coagulatiemiddel ijzerchloride verangen door een laagmoleculair kationisch polymeercoagulant. Hierdoor kan de ijzerchloridedosering verminderd worden wat resulteert in een verminderde chemisch-slibproductie. Op rwzi Dokhaven te Rotterdam wordt het FAST-procedé sinds 1995 toegepast voor fosfaatverwijdering. Hierbij wordt een ijzerdosering van 0,4 mol Fe/mol P (ca. 8 mg Fe<sup>3+</sup>/l) toegepast in combinatie met dosering van 1,0 mg/l laagmoleculair kationisch flocculant en 0,2 mg/l anionisch flocculant. De gedeeltelijke vervanging van ijzerchloride door kationisch polymeer heeft geleid tot een vermindering van de chemisch-slibproductie met 35 %, wat resulteerde in een aanzienlijke besparing op de operationele kosten.

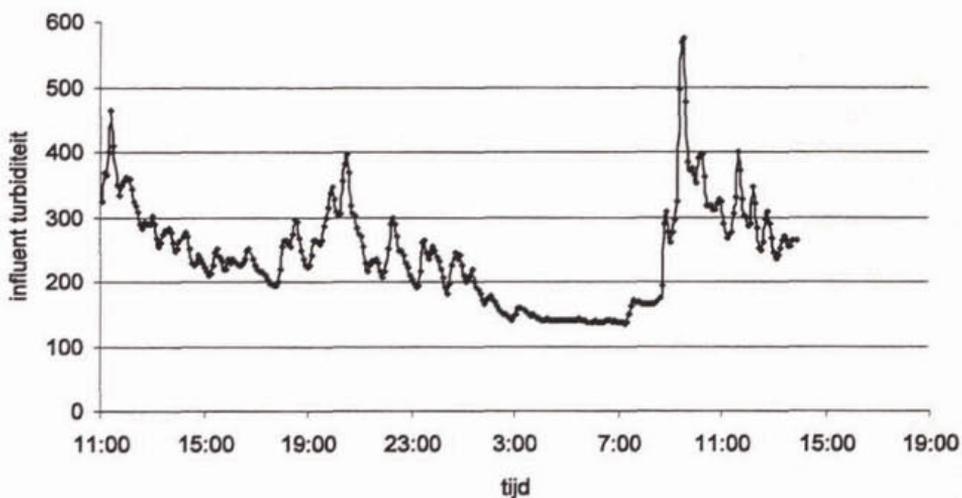
Een aandachtspunt bij volledige vervanging van metaalzouten door organische polymeren is sulfidevorming in het rioelstelsel. Met name in influenten afkomstig van lange persleidingen kunnen hogere concentraties sulfide worden gevormd. Bij vervanging van ijzer zal dit sulfide niet precipiteren en kan het corrosieve en toxische H<sub>2</sub>S-gas vrijkomen.



## 4 DOSERING VAN POLYMEREN OP BASIS VAN TROEBELHEIDSMETINGEN - DISCUSSIE

### 4.1 Inleiding

Een probleem bij het doseren van organisch polymeer is de sterk wisselende samenstelling van stedelijk afvalwater (zie bijvoorbeeld figuur 47). Door deze wisselende samenstelling is bij een vaste dosering per m<sup>3</sup> afvalwater moeilijk aan te geven wat het deeltjesverwijderingsrendement en daarmee de kwaliteit van het effluent zal zijn. In de bekeerglasexperimenten werd dit duidelijk door de sterk verschillende uitgangstroebelheden en - zwevendestofconcentraties per experiment.

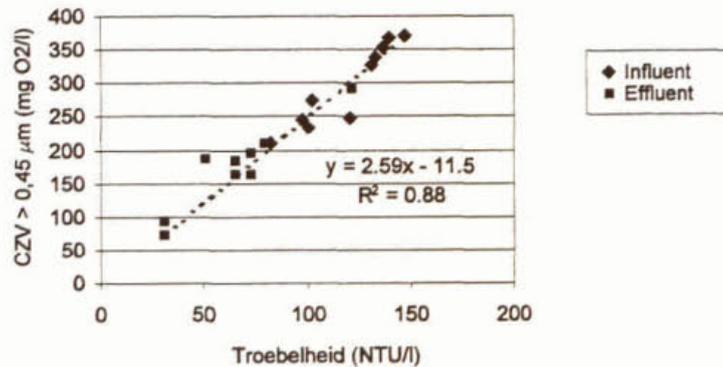


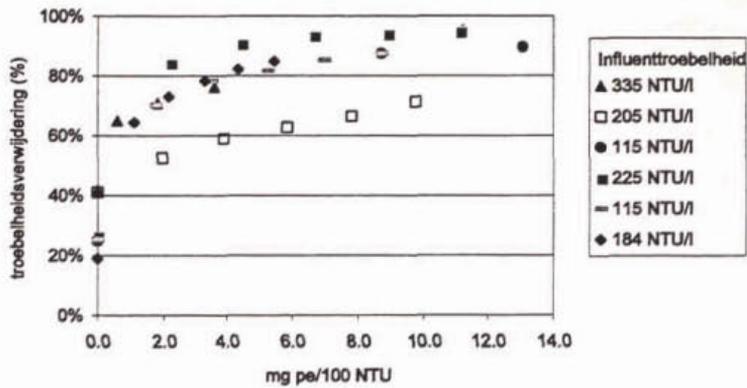
**Figuur 47:** Voorbeeld van fluctuerende troebelheid in het influent van rwzi Bennekom (15-16 november 1999)

In dit hoofdstuk wordt mogelijk een oplossing aangedragen vanuit de resultaten die zijn behaald in dit onderzoek en in een flankerend flotatie-onderzoek, waarbij ook organische polymeren zijn gedoseerd voor vlokvorming. Het kernpunt van het hoofdstuk is de waarneming dat er een lineaire relatie bestaat tussen  $CZV_{\text{deeltjes}}$  en de troebelheid. Bovendien lijkt er een relatie te bestaan tussen de troebelheid van het water en de dosering van polymeer en de relatie met de troebelheid. Op basis van deze twee waarnemingen wordt een voorstel voor een polymeedoseerstrategie op basis van troebelheidsmetingen gedaan.

### 4.2 Relatie tussen de gemeten troebelheid en het $CZV_{\text{deeltjes}}$

Na afloop van de flotatie-experimenten is een data-analyse op de gevonden influentkarakteristieken uitgevoerd. Hierbij is onder andere onderzocht of er een correlatie te vinden is tussen de troebelheid en  $CZV_{\text{gesuspendeerd}}$ ,  $CZV_{\text{colloidaal}}$  en/of  $CZV_{\text{deeltjes}}$ . Uit de analyse bleek dat er een goede, voor het meetgebied lineaire, correlatie blijkt te bestaan tussen de troebelheid en  $CZV_{\text{deeltjes}}$ . Het resultaat hiervan is gegeven in figuur 48.



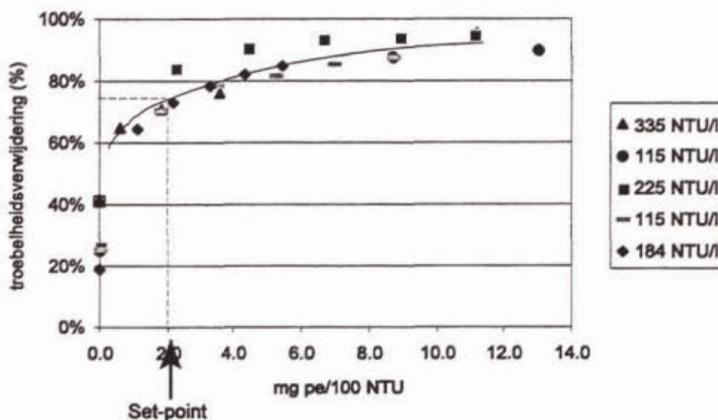


**Figuur 49:** Vergelijking van de troebelheidsverwijdering in zes experimenten op basis van de pe-troebelheid<sub>influent</sub>-verhouding

Uit de figuur blijkt inderdaad dat door het uitzetten van de troebelheidsverwijdering tegen pe-troebelheid<sub>influent</sub>-verhouding vijf van de zes bekerglasexperimenten min of meer samen vallen. Met uitzondering van het experiment met de influenttroebelheid van 205 NTU/l. Mogelijk dat in dit laatstgenoemde experiment sprake was van een andere deeltjesgrootteverdeling

#### 4.4 Polymeredoseringsstrategie op basis van troebelheidsmetingen

Omdat nu door troebelheidsmetingen CZV<sub>deeltjes</sub> bepaald kan worden en de effectiviteit van het polymeer afhankelijk is van de pe-troebelheid<sub>influent</sub>-verhouding (figuur 50) kan een doseerstrategie voor polymeren worden ontworpen. Als basis voor deze doseerstrategie wordt een vaste troebelheidsverwijdering (set-point) genomen. Op basis van figuur 50 kan bijvoorbeeld geconcludeerd worden dat een set-point van 2 mg pe/100 NTU nodig is voor een vaste troebelheidsverwijdering van 75%. Door het inkomende afvalwater continu op troebelheid te bemonsteren kan aan hand van het set-point de benodigde hoeveelheid polymeer per m<sup>3</sup> afvalwater worden berekend.



**Figuur 50:** Troebelheidsverwijdering van 75% bij een set-point van 2 mg pe/100 NTU

De voorgestelde polymeerstrategie biedt mogelijkheden om de dosering van het polymeer af te stemmen op de samenstelling van het afvalwater. Hierdoor kan het polymeer efficiënter worden

ingezet en kan op de dosering bespaard worden. De methode kan mogelijkheden bieden om de dosering en de daarmee gerelateerde verwijdering af te stemmen op een gewenste CZV/N-verhouding, waarbij denitrificatie in een biologische nabehandelingsstap nog mogelijk is.

De hier beschreven doseringsstrategie is een eerste opzet, afgeleid uit de resultaten van de bekersglasexperimenten en het flankerend flotatie-onderzoek. Vervolgonderzoek zal moeten uitwijzen of de strategie inderdaad toepasbaar is.

## 5 VERVANGING VAN METAALZOUTEN DOOR ORGANISCHE POLYMEREN - SCENARIO-OSTUDIE

### 5.1 Inleiding

Uit de resultaten van het experimentele onderzoek valt voorzichtig te concluderen dat technisch beschouwd de toepassing van organische polymeren voor vlokvorming bij de voorbehandeling van stedelijk afvalwater mogelijk is. De vraag is echter of het gebruik van polymeren in de voorzuivering ook financieel en milieuhygiënisch aantrekkelijk is. Het kostenverschil van organische polymeren (fl. 7,- tot fl. 10,- per kg actief product) en  $\text{FeCl}_3$  (fl. 1,0 tot fl. 1,5 per kg actief  $\text{Fe}^{3+}$ ) is aanzienlijk. Aan de andere kant is de benodigde dosering van organische polymeren bij gebruik van kationische flocculanten lager. Daarnaast wordt er geen chemisch slib geproduceerd, wat tot een besparing van de kosten van de slibverwerking leidt en bovendien een milieuhygiënisch voordeel oplevert.

In dit hoofdstuk wordt een vergelijking gemaakt tussen een zuiveringsscenario met polymeerdosering en een scenario met ijzerzoutdosering. Naast deze twee scenario's is als referentiesysteem een laagbelast-actiefslibstelsysteem met voorbezinking doorgerekend. Van deze drie scenario's zijn de kosten en milieu-ingrepen berekend. Als milieu-ingrepen zijn het energieverbruik, de slibproductie, de verzouting van het effluent en het ruimteverbruik genomen.

De scenarioberekeningen zijn uitgevoerd met een aangepaste versie van het spreadsheet-model Demas ("DEMAS-2"), dat ontwikkeld is in de eerdere evaluatiestudie naar fysisch-chemische voorzuiveringsscenario's [STOWA (1998)]. De wijzigingen in DEMAS-2 betreffen met name een wijziging in de systeemgrenzen, waardoor rejectiewater afkomstig van de ontwatering ook op de zuivering wordt behandeld. Voor de berekeningen zijn aannames gedaan die in paragraaf 5.2 worden toegelicht. In paragraaf 5.3 worden de resultaten gepresenteerd op basis waarvan in paragraaf 5.4 conclusies worden getrokken.

### 5.2 Beschrijving van de scenario's en aannames bij de berekeningen

#### 5.2.1 Keuze en dimensionering van scenario's

De drie scenario's bestaan uit een fijnrooster, een doseer- en mengkamer, een voorbezinktank, en een actief-slibstelsysteem met nabezinker voor biologische CZV- en nutriëntenverwijdering. De scenario's variëren in de dosering die wordt toegepast voorafgaand aan de voorbezinktank. Tabel 9 geeft een overzicht van de drie scenario's met daarbij de dimensionering van de diverse zuiveringsonderdelen:

**Tabel 9:** Dimensionering van de doorgerekende scenario's

Scenario	Dosering	Hydraulische belasting voorbezinker	Slibbelasting actief-slibinstallatie	Hydraulische belasting nabezinker
Referentie	--	3 m/h	0,064 kg BZV/kg d.s. per dag	0,7 m/h
Scenario I	4 mg kationisch flocculant	3 m/h	0,080 kg BZV/kg d.s. per dag	0,7 m/h
Scenario II	15 mg $\text{Fe}^{3+}$ /l	3 m/h	0,080 kg BZV/kg d.s. per dag	0,7 m/h

- voor een goede menging van de toegevoegde vlokmiddelen met het afvalwater is voorafgaand aan scenario I en II een roerwerk met twee compartimenten gedimensioneerd. Het eerste compartiment dient voor snelle coagulatiemenging en heeft een verblijftijd van 30 seconden en een snelheidsgradiënt  $G$  van  $1000 \text{ s}^{-1}$ . Het tweede compartiment dient voor flocculatiemenging en heeft een verblijftijd van 1 minuut en een snelheidsgradiënt van  $50 \text{ s}^{-1}$ . Het roerwerk is 1 m diep;
- als organisch polymeer is in scenario I een hoogmoleculair kationisch flocculant genomen; in scenario II wordt  $\text{Fe}^{3+}$  als  $\text{FeCl}_3$ -oplossing (40 %) toegevoerd;
- de oppervlaktebelasting van de voorbezinkers is gesteld op 3 m/h. Hogere oppervlaktebelastingen worden mogelijk geacht.
- de slibbelastingen van de nageschakelde actiefslib-installaties zijn met het HSA-model berekend [STOWA (1993, 1994, 1995)]. Uit deze berekeningen blijkt dat door de lagere zwevendestofconcentratie na de fysisch/chemische voorzuiveringsstap een hogere slibbelasting mogelijk. De reden hiervoor is dat een groter deel inert materiaal uit het influent wordt verwijderd. Hierdoor is een hogere slibactiviteit mogelijk, waardoor de berekende slibbelasting 1/3 hoger ligt;
- de slibconcentratie in de nageschakelde actiefslib-installaties bedraagt  $4 \text{ kg/m}^3$ ; per kg verwijderd CZV wordt  $0,4 \text{ kg}$  slib-CZV gevormd.

In de scenarioberekeningen wordt ervan uitgegaan dat de concentraties in het effluent voor CZV, BZV, N, P en zwevendestof van de actief-slibinstallatie aan de effluenteisen voldoen.

De kosten van de scenario's zijn berekend volgens de contante-waardemethode (zie STOWA 98-29). De aannames die gemaakt zijn ten behoeve van de berekening van de contante waarde zijn opgenomen in bijlage B.

### 5.2.2 Installatiegrootte en systeemgrenzen

In de berekeningen is uitgegaan van een grootschalige waterzuiveringsinstallatie van 100.000 i.e. De hydraulische belasting is:

Droogweeraanvoer ( $Q_{\text{dwa}}$ ):  $1.000 \text{ m}^3/\text{uur}$

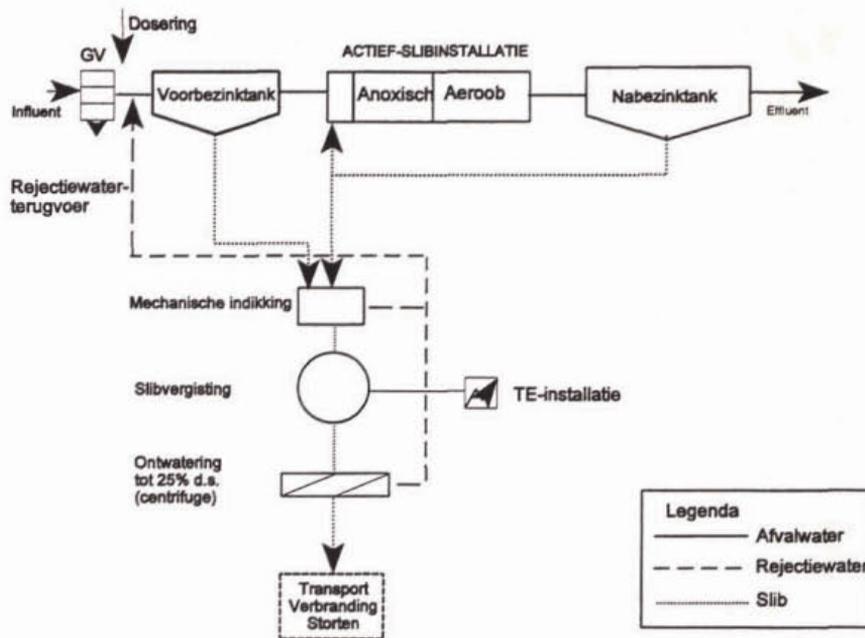
Regenweeraanvoer ( $Q_{\text{dwa}}$ ):  $3.000 \text{ m}^3/\text{uur}$

Gemiddeld etmaaldebiet:  $19.500 \text{ m}^3/\text{uur}$

Figuur 51 geeft een schematische weergave van de systeemgrenzen van de doorgerekende scenario's. De berekeningen zijn uitgevoerd voor een volledig waterzuiveringssysteem. Het slib wordt op het zuiveringsterrein ingedikt, vergist en ontwaterd. Het onwaterde slib wordt vervolgens afgevoerd naar een centrale verbrandingsinstallatie, waarna de asrest wordt gestort. De afvoer, verbranding en stort van de asrest zijn in de berekeningen alleen als een kostenpost opgenomen.

### 5.2.3 Aannames voor de sliblijn

- Het primaire en secundaire slib wordt gemengd aangevoerd en mechanisch ingedikt tot 6% drogestof. In de mechanische indikker vindt geen CZV- en/of nutriëntenafgifte plaats;
- de slibgisting wordt gedimensioneerd met een slibverblijftijd van 20 dagen in een 10 m hoge tank;
- van primair slib wordt 50 % van het aangevoerde organisch materiaal in de slibgister omgezet tot methaangas, koolstofdioxide en (een gering deel) biomassa; voor secundair slib is dit 30 %;
- voor de benodigde verwarmingsenergie wordt  $100.000 \text{ kJ}$  per  $\text{m}^3$  slib in rekening gebracht;



**Figuur 51:** Systemegrenzen van de doorgerekende scenario's

- de biogasproductie bedraagt 1,15 m<sup>3</sup> per kg afgebroken organische stof. De energie-inhoud van het biogas komt overeen met 22.000 kJ/m<sup>3</sup> waarmee in een 32%-rendement TE-installatie elektrische energie wordt geproduceerd voor eigen gebruik of teruglevering aan het net;
- na de gisting wordt het slib in een centrifuge ontwaterd tot een drogestofconcentratie van 25% d.s.. De bedrijfstijd per dag voor een centrifuge is gesteld op 100 h/week bij een ontwateringscapaciteit van 160 kg d.s./h. Voor het ontwateren van 5% d.s. slib naar 25% d.s. wordt een energieverbruik van 4 kWh/m<sup>3</sup> in rekening gebracht. Voorafgaande aan de centrifuge wordt voor een voldoende ontwatering 7,5 kg/ton d.s. aan polymeer gedoseerd;
- het ontwaterde slib wordt getransporteerd naar een centrale slibverbrandingsinstallatie waarna de as-rest wordt gestort. Hiervoor worden alleen kosten (fl. 800,- / ton d.s.) in rekening gebracht.

#### 5.2.4 Samenstelling van het influent en het primair effluent

Tabel 10 geeft het (jaar)gemiddeld influent en het primair effluent na de voorbezinker van de doorgerekende scenario's. Het primair effluent is daarbij het influent van het actief-slibstelsel. Met behulp van het primair effluent en het gemiddeld dagdebiet kan de vuilbelasting van de actief-slibinstallaties worden bepaald.

De in tabel 10 genoemde componenten zijn opgedeeld in een deeltjes- en een opgeloste fractie. Hierdoor is het mogelijk vanuit het deeltjesverwijderingsrendement van de voorzuiveringsstappen de kwaliteit van het effluent te berekenen. Voor de voorbezinker uit het referentiescenario is hierbij een deeltjesverwijdering van 40 % aangenomen. Voor de voorbezinker met polymeer- en ijzerdosering is een deeltjesverwijderingsrendement van 70 % aangenomen.

De fosfaatconcentratie in het primair effluent van scenario II is lager omdat in de voorzuivering fosfaat met ijzer wordt geprecipiteerd tot 1,2 mg P/l. In het scenario met polymeerdosering en in het referentiescenario wordt alleen gesuspendeerd fosfaat (P<sub>deeltjes</sub>) verwijderd. Het fosfaat in beide scenario's wordt in de actief-slibinstallatie verwijderd door biologische defosfatering. Met de mogelijke limitering van makkelijk opneembaar CZV voor de biologische defosfatering wordt geen rekening gehouden.

**Tabel 10:** Samenstelling van het influent en het primair effluent na de voorbezinker

	Influent	Referentie (R <sub>deeltjes</sub> 40 %)	Scenario I (R <sub>deeltjes</sub> 70 %)	Scenario II (R <sub>deeltjes</sub> 70 %)
<b>CVZtotaal</b> (mg O <sub>2</sub> /l)	<b>600</b>	<b>432</b>	<b>306</b>	<b>306</b>
CZVdeeltjes	420	252	126	126
CZVopgelost	180	180	180	180
<b>BZV5</b> (mg O <sub>2</sub> /l)	<b>220</b>	<b>172</b>	<b>135</b>	<b>135</b>
BZVdeeltjes	121	73	36	36
BZVopgelost	99	99	99	99
<b>Ntotaal</b> (mg N/l)	<b>55</b>	<b>49</b>	<b>45</b>	<b>45</b>
Ndeeltjes	14	8	4	4
Nopgelost	41	41	41	41
<b>Ptotaal</b> (mg P/l)	<b>9,0</b>	<b>7,9</b>	<b>7,1</b>	<b>2,0</b>
Pdeeltjes	2,7	1,6	0,8	0,8
Popgelost	6,3	6,3	6,3	1,2
<b>Zwevendestof</b> (mg d.s./l)	200	100	20	20

In de sliblijn komen rejectiewaterstromen uit de mechanische indikker en uit de slibgister met de daaropvolgende ontwateringsstap. Dit leidt tot een verhoging van de stikstof- en fosfaatconcentratie van het influent en de primaire effluënten met resp. 9 mg NH<sub>4</sub>-N en 2 mg PO<sub>4</sub>-P. In tabel 11 is hiervoor gecorrigeerd.

**Tabel 11:** Stikstof- en fosfaatconcentratie in het influent en het primair effluent, inclusief de rejectiewaterstroom

	Influent	Referentie	Scenario I	Scenario II
<b>Ntotaal</b>	<b>64</b>	<b>58</b>	<b>54</b>	<b>54</b>
Ndeeltjes	14	8	4	4
Nopgelost	50	50	50	50
<b>Ptotaal</b>	<b>11,0</b>	<b>9,9</b>	<b>9,1</b>	<b>2,0</b>
Pdeeltjes	2,7	1,6	0,8	0,8
Popgelost	8,3	8,3	8,3	1,2
<b>BZV/N</b>	3,4	3,0	2,5	2,5

De BZV/N-verhouding voor de primaire effluënten van scenario I en scenario II ligt bij de aangehouden aannames op 2,5. In de berekeningen wordt ervan uitgegaan dat bij deze verhouding nog juist voldoende koolstofbron aanwezig is om nitraat (door denitrificatie) tot onder de effluentnorm (N<sub>totaal</sub> < 10 mg N/l) te verwijderen.

### 5.3 Resultaten

De volledige resultaten van de berekeningen met het DEMAS-model zijn te vinden in bijlage C. In de volgende paragrafen worden de resultaten toegelicht en per scenario in diagrammen en tabellen vergeleken. Achtereenvolgens worden de resultaten van de energiebalans, de slibproductie, de effluentkwaliteit, het ruimtebeslag en de kosten beschreven.

### 5.3.1 Energiebalans

Tabel 12 geeft de resultaten van de berekening van het energieverbruik binnen de aangenomen systeemgrenzen. In het energieverbruik is de energie die benodigd is voor de menging van vlokmiddelen en het afvalwater, de beluchting van de actiefslib-installatie, pompen voor de retourstroom en de slib-ontwateringsinstallatie opgenomen. De energieproductie betreft die elektriciteit die door verbranding van het in de slibgister gevormde biogas gewonnen kan worden. Voor de exacte berekening van het energieverbruik van de verschillende procesonderdelen (behalve de ontwateringsinstallatie die in paragraaf 5.2. is beschreven) wordt verwezen naar STOWA-rapportnr. 98-29 waarin DEMAS uitgebreid wordt beschreven.

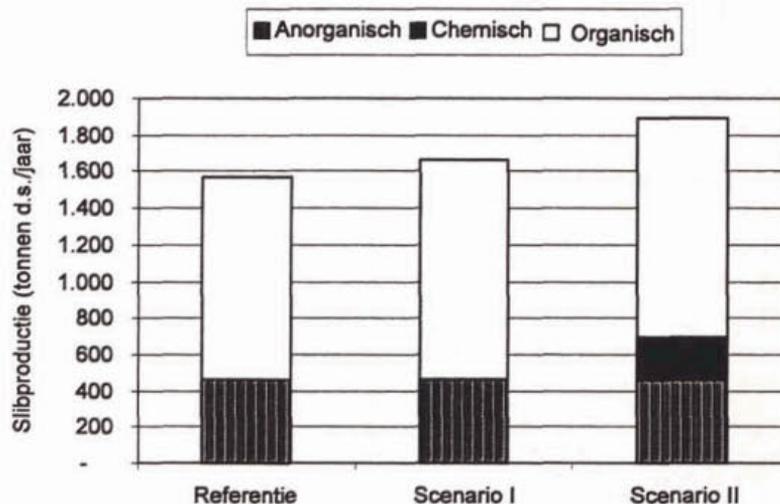
**Tabel 12:** Energiebalans van de doorgerekende scenario's

	Energieverbruik in de waterlijn (MWh/j)	Energieverbruik in de sliblijn (MWh/j)	Netto energiebalans (MWh/j)
Referentie	- 2.273	+ 1.240	- 1.033
Scenario I	- 2.087	+ 1.557	- 530
Scenario II	- 2.087	+ 1.542	- 545

De energiebalans laat zien dat door de toepassing van vlokmiddelen een verbeterd rendement van de voorbezinker optreedt, waardoor de nazuivering lager belast wordt. Dit resulteert in een energiebesparing. Tegelijkertijd wordt meer primair slib gevormd, wat leidt tot meer biogas en een hogere elektriciteitsproductie. Het netto resultaat is dat door de toepassing van vlokmiddelen ca. 50 % energie bespaard wordt.

### 5.3.2 Slibproductie

Figuur 52 geeft de slibproductie na vergisting. Hierbij is voor de fractie anorganisch slib, in een aparte categorie het geproduceerde chemisch slib aangegeven. De fractie chemisch slib is hier gedefinieerd als de hoeveelheid extra slib die geproduceerd wordt door toevoeging van ijzerchloride. Het betreft precipitaten van ijzerfosfaat en ijzerhydroxide.



**Figuur 52:** Slibhoeveelheid na vergisting

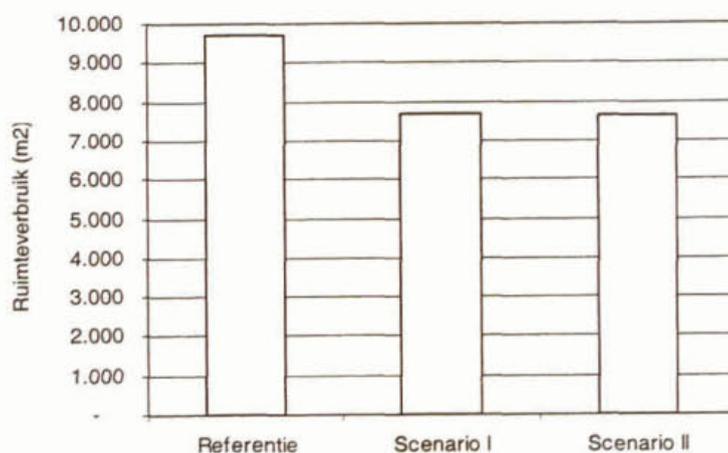
De productie van anorganisch slib afkomstig van anorganisch materiaal in het influent is voor de drie scenario's hetzelfde. Scenario II produceert 240 ton/jaar aan extra chemisch slib. Ten opzichte van het referentiescenario betekent dit een verhoging van 51 % ten opzichte van de oorspronkelijke hoeveelheid anorganisch slib.

De scenario's met fysisch/chemische voorzuivering (scenario's I en II) produceren beide 8 % meer organisch slib. Deze verhoging wordt veroorzaakt doordat de extra primair-slibproductie in de voorzuivering niet volledig wordt omgezet in de slibvergister. Hierdoor moet uiteindelijk iets meer slib afgezet worden naar de verbrandingsinstallatie (6 % voor het scenario met polymeerdoosering).

Uit de berekeningen blijkt duidelijk dat bij vervanging van anorganische metaalzouten door polymeren de productie van chemisch slib achterwege blijft.

### 5.3.3 Ruimteverbruik

In figuur 53 is het ruimteverbruik van de drie scenario's uitgezet:



**Figuur 53:** Ruimteverbruik van de doorgerekende scenario's

De berekeningen laten zien dat door de toepassing van vlokmiddelen de installatie compacter gebouwd kan worden. De belangrijkste ruimtebesparing betreft hierbij de mogelijkheid de actief-slibinstallatie kleiner te ontwerpen.

De sliblijn van de scenario's I en II dient iets groter gedimensioneerd te worden, omdat relatief meer slib moet worden vergist. Voor scenario II is deze extra benodigde ruimte zelfs relatief groot vanwege de chemisch-slibproductie.

### 5.3.4 Kwaliteit van het effluent (verzouting)

Door de toepassing van actief-slibsystemen na de voorbehandeling zal de effluentsamenstelling van de drie scenario's nagenoeg gelijk zijn, met uitzondering van de zoutconcentratie. Door de dosering van ijzerchloride wordt het effluent belast met een extra concentratie chloride-ionen (1,9 mg Cl<sup>-</sup> per mg Fe<sup>3+</sup>). In de meeste niet-opgeloste organische polymeren is ook chloride als tegenion aanwezig, maar door de relatief lage benodigde dosering - vanwege het principe van de adsorptieve coagulatie - is de zouttoevoeging aanzienlijk lager. De kationische polymeren die in dit onderzoek gebruikt zijn hebben een ladingspercentage van 24 %. In bijlage D is berekend dat per mg kationisch polymeer 0,05 mg Cl<sup>-</sup> wordt gedoseerd.

Tabel 13 geeft een overzicht van de extra chloridebelasting van het effluent van de drie scenario's.

**Tabel 13:** Extra chloridebelasting van het effluent

	Extra chloride-belasting
Referentie	--
Scenario I	+ 0,20 mg Cl <sup>-</sup> /l
Scenario II	+ 28,6 mg Cl <sup>-</sup> /l

### 5.3.5 Kosten

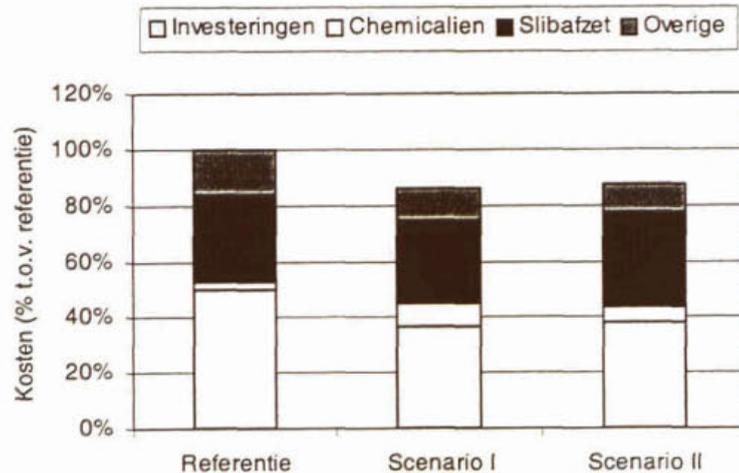
Een belangrijke factor bij de overweging om organische polymeren toe te passen zijn de uiteindelijke proceskosten. Tabel 14 geeft de resultaten van de contante-waardeberekening in het DEMAS-model, waarbij de kosten als percentage ten opzichte van de kosten van het referentiescenario zijn uitgedrukt. In de berekening is onderscheid gemaakt naar de totale kosten en naar kosten voor (civiele en elektro-mechanische) investeringen, chemicaliën, slibafzet en een post "overig". In figuur 54 is deze tabel grafisch weergegeven:

**Tabel 14:** Contante waarde van de doorgerekende scenario's (procentueel ten opzichte van het referentiescenario)

	Totaal	Investering	Chemicaliën	Slibafzet	Overig
Referentie	100%	50%	3%	32%	16%
Scenario I	86%	37%	8%	30%	11%
Scenario II	88%	38%	6%	33%	10%

Uit de berekening van de contante waarde blijkt dat de toepassing van vlokmiddeldosering kan leiden tot een kostenbesparing op de investeringskosten. Door de toepassing van een verbeterde voorzuivering kan met name de actief-slibinstallatie kleiner gedimensioneerd worden wat leidt tot bovengenoemde kostenbesparing. Bij het scenario met polymeerdosering (scenario I) komt hier nog een besparing bij door de bouw van een compactere voorbezinker. Overigens wordt opgemerkt dat de sliblijn voor de scenario's met vlokmiddeldosering iets duurder wordt doordat een grotere indik-, vergistings- en ontwateringsinstallatie ontworpen moeten worden.

Uit de berekening van de contante waarde blijkt dat het scenario met polymeerdosering weliswaar hogere chemicaliënkosten heeft dan het scenario met ijzerzoutdosering, maar dat deze extra kostenpost (ruimschoots) gecompenseerd wordt door de lagere kosten voor slibafzet naar de verbrandingsinstallatie. De totale kosten van het scenario met polymeerdosering blijken zelfs iets lager uit te vallen dan de kosten van de beide andere scenario's.



**Figuur 54:** Relatieve contante waarde van de scenario's

## 5.4 Conclusies

Uit de scenarioberekeningen blijkt dat vervanging van anorganische metaalzouten door organische polymeren voor coagulatie-flocculatie in de voorzuivering een iets lager kostenniveau voor het gehele waterzuiveringssysteem tot gevolg heeft. De redenen hiervoor zijn dat lagere doseerconcentraties kunnen worden toegepast en de kosten voor slibafzet aanzienlijk lager zijn. De toepassing van vlokmiddelen blijkt daarnaast kostentechnisch interessant te zijn ten opzichte van het referentiescenario zonder dosering omdat de gehele installatie kleiner ontworpen kan worden.

Polymeerdosering voor coagulatie/flocculatie is vanuit milieuhygiënisch oogpunt interessant ten opzichte van de dosering met metaalzouten vanwege de vermindering van de hoeveelheid te verwerken en uiteindelijk te storten (anorganisch) slib en vanwege de beperking van de effluentverzouting. Daarnaast laten de scenarioberekeningen zien dat door een verbeterde voorzuivering door vlokmiddeldosering aanzienlijk bespaard kan worden (ca. 50 %) op het totale energieverbruik van de installatie.

## 6 CONCLUSIES

### Geschiktheid van organische polymeren voor flocculatie van stedelijk afvalwater

Uit het experimenteel onderzoek blijkt dat de volgende organische polymeren een goede coagulatie/flocculatie en een goed deeltjesverwijderingsrendement opleveren:

**Tabel 15:** Overzicht van organische polymeren die toepasbaar zijn voor coagulatie/flocculatie van stedelijk afvalwater\*

Type polymeer	Mechanisme van vlokvorming	Dosering (indicatief)	Eindwaarden troebelheid	Eindwaarden zwevendestof
kationisch laagmoleculair (ca. $0,25 \cdot 10^6$ g/mol; ladinggraad (+) 100 %)	destabilisatie	15 - 30 mg/l	15-25 NTU/l	< 5 mg d.s./l
kationisch hoogmoleculair (> ca. $6 \cdot 10^6$ g/mol, ladinggraad (+) 24 %)	adsorptieve coagulatie	2 - 5 mg/l	50-70 NTU/l **	10 - 20 mg d.s./l
		10 - 15 mg/l	15-50 NTU/l **	< 10 mg d.s./l

\* referentie: afvalwater van rwzi Bennekom;

\*\* Voor het hoogmoleculair kationisch polymeerflocculant werd bij olopende dosering een olopend deeltjesverwijderingsrendement gemeten in tegenstelling tot het kationisch laagmoleculair polymeer waarbij een 'drempelconcentratie' nodig is vóór enige verwijdering valt waar te nemen.

De in tabel 15 gegeven doseringen zijn indicatief; de uiteindelijk toe te passen dosering zal afhankelijk zijn van de samenstelling van het te flocculeren afvalwater.

Uit metingen aan het supernatant blijkt dat door de dosering van polymeren geen pH-verandering optreedt. Visueel werd waargenomen dat door dosering van een kationisch polymeercoagulant een betere kleurverwijdering optreedt dan door dosering van een kationisch flocculant.

### Procescondities bij de toepassing van organische polymeren

In de loop van het onderzoek bleek dat de ingestelde procescondities voor menging en bezinking geoptimaliseerd konden worden. Met name de flocculatielijd en de bezinktijid konden worden bekort ten opzichte van in literatuur gevonden waarden. Tabel 16 geeft een overzicht van de procescondities die optimaal bleken in dit onderzoek. In de laatste kolom wordt een karakterisering van de gevormde vlok gegeven.

**Tabel 16:** Optimale procescondities bij dosering van organische polymeren (bekerglasexperimenten)

Polymeer	Optimale mengintensiteit en mengtijid (G x t)	Flocculatielijd	Bezinktijid (bekerglas-experiment)	Vlokkarakteristiek
kationisch laagmoleculair ("kationisch coagulant")	niet onderzocht	120 s*	600 s	fijne vlok (0,1 - 0,5 mm)
kationisch hoogmoleculair ("kationisch flocculant")	$800 \text{ s}^{-1} \times 30 \text{ s}$	30 - 120 s	120 s**	- grote vlok (0,5 - 2 mm) - goed bezinkbaar

\* verkorting van de flocculatielijid tot 30 s resulteerde in slechts een kleine vermindering van de troebelheidsverwijdering;

\*\* alleen onderzocht bij een dosering van 10 mg pe/l

### **Troebelheid als indicator voor de hoeveelheid te doseren polymeer**

In een flankerend onderzoek naar flotatie werd de volgende relatie tussen troebelheid en CZV in deeltjes  $> 0,45 \mu\text{m}$  gevonden:  $[\text{CZV}_{\text{deeltjes}}] = 2,59 [\text{NTU}] - 11,5$  (in  $\text{mg O}_2/\text{l}$ ). Het meten van troebelheid kan hiermee een eenvoudige methode vormen om de concentratie deeltjes in het influent te bepalen. In flankerend flotatie-onderzoek werd gevonden dat het polymeer bijna alleen aangrijpt op deeltjes  $> 0,45 \mu\text{m}$ . Op grond van de lineaire relatie tussen  $\text{CZV}_{\text{deeltjes}}$  en de troebelheid kan de troebelheidsverwijdering tegen de pe-troebelheid<sub>influent</sub>-verhouding uitgezet worden. Deze manier van uitzetten blijkt een mogelijkheid te bieden om bekerglasproeven met afvalwater met verschillende aanvangstroebelheden onderling te vergelijken. Voor vijf van de zes experimenten leverde deze manier van uitzetten een vergelijkbaar beeld op.

Een interessant aspect van dosering van hoogmoleculair kationisch polymeer is het geleidelijk oplopend deeltjesverwijderingsrendement bij oplopende dosering. Dit aspect lijkt interessante mogelijkheden te bieden om de concentratie deeltjes in het effluent van de voorbehandeling af te stemmen op de gewenste kwaliteit voor de nabehandeling. Afgaande op de gevonden resultaten lijkt het hierbij mogelijk de dosering te sturen door middel van continue troebelheidsmetingen.

### **Scenarioberekeningen - vervanging van metaalzouten door organisch polymeer**

Uit de scenarioberekeningen blijkt dat vervanging van anorganische metaalzouten door organische polymeren voor coagulatie/flocculatie in de voorzuivering een gelijk kostenniveau geeft. Ondanks dat de kosten per kg actief product van organische polymeerproducten een factor 5 tot 10 hoger zijn dan de kosten van anorganische metaalzouten, kunnen de uiteindelijke kosten voor polymeerdosering beperkt worden door de lagere toe te passen doseerconcentraties en de lagere kosten voor slibverwerking. De toepassing van vlokmiddelen blijkt daarnaast kostentech-nisch interessant te zijn ten opzichte van het referentiescenario zonder dosering, omdat de gehele installatie kleiner ontworpen kan worden.

Polymeerdosering voor coagulatie/flocculatie is vanuit milieuhygiënisch oogpunt interessant ten opzichte van de dosering met metaalzouten vanwege de vermindering van de hoeveelheid te verwerken en uiteindelijk te storten (anorganisch) slib en vanwege de beperking van de effluentverzouting. Daarnaast laten de scenarioberekeningen zien dat door een verbeterde voorzuivering door vlokmiddeldosering aanzienlijk bespaard kan worden (ca. 50 %) op het totale energieverbruik van de installatie.

## 7 LITERATUUR

Amirtharajah, A.; Jones, S.C. (1996). Mixing for Coagulation: Organic Polymers, Static Mixers, and Modelling. Proceedings 6th Gothenburg Symposium, Edingburgh, 1996.

Breedveld en Van Loon (1997). Watergedragen polymeren: een probleem voor het aquatisch milieu? *H<sub>2</sub>O* (30) nr. 21.

Boliden (1970). AVR Flockning, Boliden AB, Helsingborg, Zweden.

Bolto, B A. Dixon, D R. Gray, S R. Chee, H. Harbour, P J. Ngoc, L. Ware, A J. (1996). The Use of Soluble Organic Polymers in Wastes Treatment. *Water Science & Technology*. Vol 34 No 9 pt 5 1996. p 117-124.

Fettig, J. Ratnaweera, H. Ødegaard, H. (1991). Synthetic organic polymers as primary coagulants in wastewater treatment. *Water Supply*. Vol. 9 No. , pp 19-26.

Culp, G.L. (1967). Chemical Treatment of Raw Sewage - 1 and 2. *Water Wastes Engineering*, vol. 4, no. 7 and no. 10.

Fleer (1993). Syllabus Kolloïdchemie, vakgroep Fysische en Kolloïdchemie, Wageningen UR.

Groeneveld, N. (1994). Afvalwater - Industrieel erfgoed van de zuivering van afvalwater in Nederland. Stichting Projectbureau Industrieel Erfgoed, PIE rapportenreeks 10, branchenummer 40b. Zeist.

Gutcho, S. (1977). Waste Treatment with Polyelectrolytes and other Flocculants *Pollution Technology Review* No 31. Noyes Data Corporation, Park Ridge, New Jersey, USA.

Hellström, D. (1998), Nutrient Management in Sewerage Systems; Investigations of Components and Exergy Analysis, Dissertatie Luleå University of Technology, Luleå, Zweden.

Herwijn, A.J.M., La Heij, E.J., Janssen, P.M.H., Coumans, W.J., Kerkhof, P.J.A.M. (1994). Fundamentele aspecten van slibontwatering, deel 1: samenvattend verslag, RWZI 2000 nr. 94-02.

IAWQ (1998). Mededeling in *Water Quality International* van april 1998.

Imhoff, K.R. (1998). Chemische Abwasserreinigung - Geschichte der Abwasserentsorgung, 50 Jahre ATV. *Korrespondenz Abwasser*, 1998, Vol. 4, No . 4.

Meijer, A.P., Moel, P.J. de, Paassen, J.A.M. (1984). Ontwerp standaardbekerglasproefapparaat en vergelijkend onderzoek van vlokmiddelen, mededeling nr. 70 van het KIWA.

Knoppert, P.L., Van der Heide, J. (1990). Chemische waterzuivering - coagulatie en vlokvorming. *Collegedictaat TU Delft*, Delft.

Lee, S.Y., Gregory, J. (1991). The effect of charge density and molecular mass of cationic polymers on flocculation kinetics in aqueous solution. *Water Supply*. Vol. 9 No. 1, pp 11-17.

Morrissey, S.P., Harleman, D.R.F. (1990). Chemically Enhanced Wastewater Treatment. MIT - Department of Civil Engineering, USA.

Narkis, N., Rebhun, M. (1997). Flocculation in Presence of Organic Macromolecules of Natural Water and Secondary Effluent. *Water Science & Technology*. Vol. 36 No. 4, pp. 85-91.

Ndabigengeere A., Narasiah K.S. (1996). Influence of operating parameters on turbidity removal by coagulation with moringa oleifera seeds. *Environmental Technology*, Vol. 17, pp. 1103-1112.

Oanh, K. (2000). Low temperature treatment of domestic sewage in anaerobic filter en anaerobic hybrid reactors, M.Sc.-thesis Wageningen University, sub-dept. Environmental Technology.

Pan, J.R., Huang, C., Chen, S., Chung, Y-C. (1999). Evaluation of a modified chitosan biopolymer for coagulation of colloidal particles, *Colloids and Surfaces A: Physicochemical and Engineering Aspect* 147, pp. 359-364.

RIZA (1996). Watergedragen polymeren, notanr. 96.006.

Schellen, A.A.J.C. (1997). Verbetering van de nutriëntenverwijdering door een proces-geïntegreerde aanpak. Zuiveringsschap Hollandse Eilanden en Waarden, Dordrecht, april 1997.

Schrank, G. (1990). Dosage control for a higher efficiency of the separation process. *Water Science & Technology*. Vol 22 No 7-8 1990. p 233-243.

Schwoyer, W.L.K. (CRC Press) (1981). *Polyelectrolytes for Water and Wastewater Treatment*. The Permutit Company, Research Development Centre, Monmouth Junction, New Jersey, USA.

STOWA (1995). Behandeling van stikstofrijke retourstromen op rioolwaterzuiveringsinrichtingen, Praktijkonderzoek aan de driefasen-airliftreactor bij de RWZI rapportnr. 95-10.

STOWA (1995). Behandeling van stikstofrijke retourstromen op rioolwaterzuiveringsinrichtingen, Praktijkonderzoek met de membraan-bioreactor naar nitrificatie/denitrificatie via nitriet bij het slibverwerkingsbedrijf Sluisjesdijk, rapportnr. 95-15.

STOWA (1998). Fysisch/chemische voorzuivering van afvalwater - identificatie en evaluatie van zuiveringsscenario's gebaseerd op fysisch/chemische voorzuivering, rapportnr. 98-29.

STOWA (1995). Evaluatie van het HSA-model voor toepassing in Nederland, rapportnr. 95-19.

STOWA (1994). Handleiding DenNi-model.

STOWA (1995). Onderzoek naar de milieubezwaarlijkheid van polyelectrolyten in rwzi's, rapportnr. 95-17.

STOWA (1993). Handboek Stikstofverwijdering, programma PN-1992.

Stumm, W., O'Melia, C.R. (1968). Stoichiometry of coagulation, *Journal of the American Water Works Association*, Vol.60, p. 514.

Udaya Bhaskar, G. Gupta, S K. (1987). Synthesis and Application of Anionic Polyelectrolytes in Water and Waste Water Treatment. *Water, Air, & Soil Pollution*. Vol 35 No 3-4 Oct 1987 p 251-260.

Umwelt Bundes Amt (1997). Umweltverträglichkeit von Chemikalien zur Abwasserbehandlung.

**BIJLAGE A OVERZICHT VAN IN HET EXPERIMENTEEL ONDERZOEK GEBRUIKTE  
POLYMEREN EN CONTACTPERSONEN**

**Tabel A1:** Overzicht van in het experimenteel onderzoek gebruikte polymeren

	Kationisch substitutie 10 - 30 %	Kationisch substitutie 30 - 70 %	Kationisch substitutie 70 - 90 %	Anionisch substitutie 10 %	Anionisch substitutie 20 %	Anionisch substitutie 30 %
HMW	CIBA Zetag 32  CIBA Zetag 34  CIBA Zetag 7650  Cytec SF C-492 HMW  IWC Filtrafloc 4203	CIBA Zetag 48  CIBA Zetag 7652  CIBA Zetag 7653  Cytec SF C-494  IWC Filtrafloc 4403  IWC Filtrafloc 4543	CIBA Zetag 7651  CIBA Zetag 7654  IWC Filtrafloc 4703  IWC Filtrafloc 4993	IWC Filtrafloc 2133	IWC Filtrafloc 2403	Cytec SF A130 HMW
MMW	Cytec SF C-492 MMW  Cytec SF C- 442	Cytec SF C-444		Cytec SF A110 MMW	Cytec SF A120 MMW	Cytec SF A130 MMW
LMW	CIBA Magnafloc 368  Cytec SF C-571  IWC Filtrafloc 4382					Cytec SF A130 HMW

**A2 Contactpersonen**

CIBA (oude naam: Allied Colloids), dhr. Arie Kah en dhr. Martin Kies  
 Cytec, dhr. Ronald van Rossum  
 IWC (Nalco), dhr. Hans van Joolen



## BIJLAGE B KOSTENAANNAMES VAN DE SCENARIOBEREKENINGEN

### Variabele kosten

Elektriciteit	=	fl. 0,15 per kWh
- FeCl <sub>3</sub> (40%)	=	fl. 200,- per m <sup>3</sup>
- pe	=	fl. 7.500,- per ton
Slibverwerking	=	fl. 800,- per ton drogestof (transport en verbranding)
Personeelskosten	=	fl. 80.000,- per jaar per werknemer
Bezetting rwzi	=	3 personen

### Investeringskosten van de waterlijn

Onderdeel	Civiel	Elektro/ mechanisch	Jaarlijks onderhoudskosten
<i>Fijnrooster</i> (spleetwijdte: 6 mm)	f 300.000,-	f 500.000,-	0,5% civiele investeringskosten 1,5% e/m investeringskosten
<i>Vlokvorming</i> (doseerinstallatie, coagulatie- en flocculatieruimte, roerwerk)	f 1.000,- per m <sup>3</sup>	f 750,- per m <sup>3</sup>	0,5% civiele investeringskosten 2,0% e/m investeringskosten
<i>Ronde voor- en nabezinktank</i> (oppervlak > 700 m <sup>2</sup> ) *	f 600,- per m <sup>2</sup>	150,- per m <sup>2</sup>	0,5% civiele investeringskosten 1,5% e/m investeringskosten
<i>Actief-slibinstallatie</i>	f 300,- per m <sup>3</sup>	f 200,- per m <sup>3</sup>	0,5% civiele investeringskosten 1,5% e/m investeringskosten

\* extra afdekkosten voorbezinktank: f. 200,- per m<sup>2</sup>

### Investeringskosten van de sliblijn

Onderdeel	Civiel	Elektro/ mechanisch	Jaarlijks onderhoudskosten
<i>Slibindikking</i>	f 2.000,- per m <sup>2</sup>	f 500,- per m <sup>2</sup>	0,5% civiele investeringskosten 1,5% e/m investeringskosten
<i>Gistingstank</i> *	f 400,- per m <sup>3</sup>	f 200,- per m <sup>3</sup>	0,5% civiele investeringskosten 1,5% e/m investeringskosten
<i>Warmtekoppelings (TE-) installatie</i>	f 100,- per m <sup>3</sup> biogasproductie/d	f 500,- per m <sup>3</sup> biogasproductie/d	0,5% civiele investeringskosten 1,5% e/m investeringskosten
<i>Actief-slibinstallatie</i>	f 300,- per m <sup>3</sup>	f 200,- per m <sup>3</sup>	0,5% civiele investeringskosten 1,5% e/m investeringskosten

\* afdekkosten: f 200,- per m<sup>2</sup>

### Aannames bij de berekening van de contante waarde

Rente	=	5,5%
Inflatie civiel en e/m deel	=	2,5%
Inflatie energieprijzen	=	2,5%
Inflatie chemicaliën	=	2,5%
Afschrijvingstijd civiel deel	=	30 jaar
Afschrijvingstijd e/m deel	=	15 jaar



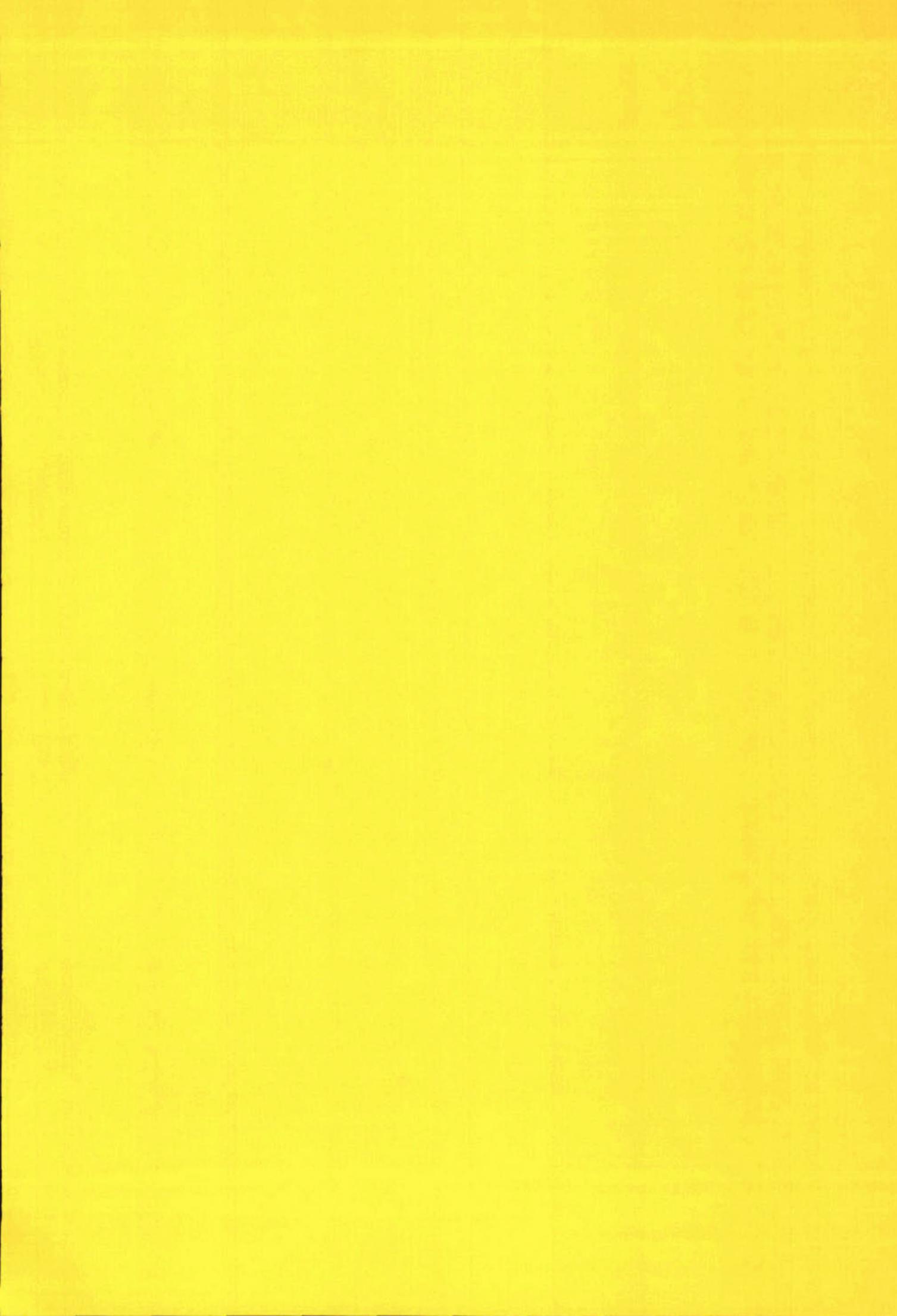




## BIJLAGE D CHLORIDEGEHALTE VAN ORGANISCHE POLYMEREN

Het kationisch polymeer dat model staat in de scenariostudie heeft een ladingspercentage van 24 %. Dit betekent dat 24 gewichtsprocent van het gehele polymeermolecuul bestaat uit kationische monomeren. Ongeacht het gewicht (en dus de lengte) van het molecuul geldt de volgende berekening:

- een kationisch monomeer is 163,4 g/mol;
- een nonionisch monomeer is 71 g/mol;
- 24 gew. % komt overeen met  $1,47 \cdot 10^{-3}$  mol kationisch monomeer per gram op te lossen polymeer;
- per kationisch monomeer wordt één chloride-ion gedissocieerd;
- per mg organisch polymeer met een (+) ladingspercentage van 24 % wordt  $1,47 \cdot 10^{-3}$  mol \* 35,4 g Cl<sup>-</sup>/mol gedoseerd =  $5,2 \cdot 10^{-2}$  = 0,05 mg Cl<sup>-</sup> gedoseerd.



## **Fysisch/chemische voorzuivering van afvalwater**

Toepassing van fysisch-chemische voorzuiveringstechnieken

- Flotatie
- Directe grove-mediafiltratie
- Directe membraanfiltratie
- Denitrificerende en aërobe A-trap

# INHOUDSOPGAVE

1 INLEIDING .....	75
2 FLOTATIE VAN RUW AFVALWATER .....	77
2.1 Inleiding .....	77
2.2 Literatuuroverzicht .....	77
2.2.1 Inleiding .....	77
2.2.2 Ervaringen met DAF als eerste behandelingsstap bij de zuivering van afvalwater	78
2.2.3 Theoretische beschouwing van het flotatieproces .....	78
2.2.4 De invloed van verschillende procescondities op het flotatieproces .....	81
2.3 Materiaal en methoden .....	82
2.3.1 Batchflotatie-experimenten .....	82
2.3.2 Experimenten met een continu flotatie-systeem .....	82
2.3.3 Overzicht van gebruikte vlokmiddelen .....	84
2.3.4 Bemonstering en analyses .....	84
2.3.5 Karakteristieken van het influent .....	84
2.4 Resultaten .....	85
2.4.1 Batchflotatie-experimenten .....	85
2.4.2 Verwijderingsrendementen in de pilot-plant .....	86
2.4.3 Kwaliteit van het geproduceerde slib .....	89
2.4.4 Bepaling van de effectiviteit van vlokmiddelen met troebelheidsmetingen .....	90
2.4.5 Vergelijking van de batch- en continu-experimenten .....	92
2.4.6 Discussie - procescondities voor flotatie .....	93
2.5 Conclusies en aanbevelingen .....	95
3 DIRECTE GROVE-MEDIAFILTRATIE VAN RUW AFVALWATER .....	97
3.1 Inleiding .....	97
3.2 Literatuuroverzicht .....	97
3.2.1 Inleiding .....	97
3.2.2 Beschrijving van de filtratietechniek .....	97
3.3 Methoden en technieken .....	98
3.3.1 Inleiding .....	98
3.3.2 Opstelling en materiaal voor de discontinue directe filtratie .....	98
3.3.3 Opstelling en materiaal voor de continue directe filtratie .....	101
3.3.4 Technieken en analyses .....	102
3.4 Resultaten van de experimenten .....	103
3.4.1 Inleiding .....	103
3.4.2 Resultaten van de discontinue directe grove-mediafiltratie .....	103
3.4.3 Discontinue looptijd tot verstopping of doorslag .....	107
3.4.4 Dieptewerking van de discontinue filters .....	107
3.4.5 Reiniging van de discontinue filters .....	108
3.4.6 Gedetailleerde influent- en filtraatanalyse .....	109
3.4.7 Resultaten van continue directe grove-mediafiltratie .....	111
3.4.8 Looptijd van het continue filter .....	111
3.4.9 Drukval over het continu gespoelde filterbed .....	112
3.4.10 Verwijderingsprestaties van het continu gespoeld filter .....	113
3.4.11 CZV-fractionering van influent en filtraat van het continue filter .....	116
3.4.12 Reiniging van het continu gespoelde filter .....	117
3.5 Conclusies en aanbevelingen .....	117
4 DIRECTE MEMBRAANFILTRATIE VAN RUW AFVALWATER .....	121

4.1	Inleiding .....	121
4.2	Achtergrond .....	121
	4.2.1 Inleiding .....	121
	4.2.2 Beschrijving van membraanfiltratie .....	121
	4.2.3 Ervaringen met membraanfiltratie op (afval)waterstromen. ....	123
4.3	Methoden en technieken .....	123
	4.3.1 Inleiding .....	123
	4.3.2 Installatie en materiaal voor directe membraanfiltratie .....	124
	4.3.3 Toegepaste membranenconfiguratie .....	125
	4.3.4 Instelling en temperatuursgevoeligheid van de TMD en de crossflowsnelheid .	125
	4.3.5 Theoretisch fluxverloop .....	127
	4.3.6 Membraanreiniging via terugspoelen .....	127
	4.3.7 Analyses en influentsamenstelling .....	128
	4.3.8 Beschrijving van het verloop van de metingen .....	128
4.4	Resultaten van de experimenten .....	129
	4.4.1 Inleiding .....	129
	4.4.2 Invloed van parameters op fluxverloop .....	129
	4.4.3 Invloed van de crossflowsnelheid op de flux .....	129
	4.4.4 Uitputtingsverloop .....	130
	4.4.5 Verloop van begin- en eindflux tijdens experimenten .....	131
	4.4.6 Fluxverloop gedurende de proefperiode .....	132
	4.4.7 Verwijderingsprestaties .....	133
	4.4.8 Discussie .....	134
	4.4.9 Procesoptimalisatie .....	135
4.5	Conclusies en aanbevelingen .....	136
5	DEELTJESVERWIJDERING IN DE DENITRIFICERENDE EN DE AËROBE A-TRAP .....	137
5.1	Inleiding .....	137
5.2	Literatuuroverzicht .....	137
	5.2.1 Bioflocculatie .....	137
	5.2.2 Toepassing van bioflocculatie in verschillende uitvoeringsvormen van de A-trap	138
5.3	Methoden en technieken .....	142
	5.3.1 Inleiding en systeembeschrijving .....	142
	5.3.2 Slibbelasting .....	143
	5.3.3 Bemonstering en analyses .....	144
	5.3.4 Karakteristieken van het influent .....	144
5.4	Resultaten .....	145
	5.4.1 Resultaten van de denitrificerende vaten .....	145
	5.4.2 Resultaten van de aërobe vaten .....	147
	5.4.3 Vergelijking van de denitrificerende en de aërobe vaten .....	149
5.5	Conclusies en aanbevelingen .....	150
6	LITERATUUR .....	153
	Flotatie .....	153
	Directe grove-mediafiltratie .....	154
	Directe membraanfiltratie .....	155
	Aërobe en denitrificerende A-trap .....	156

#### BIJLAGEN

- Bijlage 1: Lindquist-diagrammen
- Bijlage 2: Lijst van afkortingen membraantechnologie
- Bijlage 3: Membraanspecificaties





## 1 INLEIDING

Dit deelrapport gaat in op de resultaten van literatuuronderzoek en experimenteel onderzoek naar de toepassing fysisch-chemische voorzuiveringstechnieken. Fysisch/chemische voorzuivering is gericht op de vergaande verwijdering van deeltjes in de eerste stap van de zuivering. Doordat circa 60 - 80 % van het CZV in stedelijk afvalwater aanwezig is in de vorm van deeltjes ( $> 0,45 \mu\text{m}$ ) kan een groot deel van de verontreinigingen in de voorzuivering verwijderd worden. Hierdoor kunnen de omvang en het energieverbruik van (een) aanvullende nazuiveringsstap(pen) sterk worden gereduceerd. Daarnaast resulteert een intensieve voorzuivering in een hogere (primaire) slibproductie waaruit nuttige componenten gewonnen kunnen worden, waaronder biogas en vetzuren en mogelijk in de toekomst stikstof en fosfaat.

In de vorige onderzoeksfase van het STOWA-project 'fysisch/chemische voorzuivering' [STOWA (1998)] is onderzoek uitgevoerd naar de mogelijkheden om uitgaande van een intensieve fysisch/chemische voorzuiveringsstap te komen tot de ontwikkeling van nieuwe, meer duurzame rwzi's.

In dit deelrapport worden achtereenvolgens flotatie, directe grove-mediafiltratie, directe membraanfiltratie, de aërobe en de denitrificerende A-trap elk in een apart hoofdstuk behandeld. Ieder hoofdstuk is opgebouwd uit een inleidend literatuuroverzicht, gevolgd door de beschrijving van de methoden en technieken bij het uitgevoerde onderzoek. Aansluitend volgen de resultaten en discussie, en wordt elk hoofdstuk afgesloten met conclusies en aanbevelingen. Elk hoofdstuk is onafhankelijk van de overige hoofdstukken leesbaar.



## 2 FLOTATIE VAN RUW AFVALWATER

### 2.1 Inleiding

Dit hoofdstuk geeft een overzicht van de resultaten van een zesmaands-onderzoek naar de toepassing van flotatie als eerste stap bij de zuivering van stedelijk afvalwater. Het onderzoek maakt deel uit van het STOWA-onderzoek 'fysisch/chemische voorzuivering', een meerjarig onderzoeksproject dat gericht is op de ontwikkeling van waterzuiveringsscenario's die gebaseerd zijn op fysisch/chemische voorzuivering.

Het flotatieproces wordt gebruikt om kleine deeltjes uit een omringende vloeistof af te scheiden. Afscheiding wordt verkregen door het inbrengen van fijne gas(lucht)belletjes in de dragervloeistof. De belletjes hechten zich aan deeltjes of worden ingevangen in grotere deeltjes. Het gevormde belletje-deeltjecomplex wordt, door de opwaartse beweging van de belletjes, naar het oppervlak van de vloeistof getransporteerd. Bij een hoge beldichtheid kunnen deeltjes ook door de opwaartse stroming mee naar het oppervlak worden gesleurd. De schuim-sliblaag die aan het oppervlak van de vloeistof ontstaat, wordt afgeroomd.

Er bestaan diverse uitvoeringsvormen van het flotatieproces, verschillend in de manier waarop luchtbellens gevormd en in het afvalwater gebracht worden (o.a. mechanische flotatie, persluchtflotatie, vacuümflotatie en elektroflotatie). Het meest toegepast is *Dissolved Air Flotation* (DAF). Bij dissolved air flotation wordt een deel van de afvalwaterstroom gerecirculeerd. In deze retourstroom wordt lucht onder hoge druk (3,5 - 6 bar) opgelost. Bij menging met de hoofdstroom wordt de druk plotseling opgeheven en komt de lucht vrij in de vorm van kleine bellen. Het literatuur- en experimenteel onderzoek dat beschreven wordt in dit rapport, is gericht geweest op DAF.

Dit hoofdstuk behandelt achtereenvolgens:

- een verkenning van de achterliggende principes van het flotatieproces en de verschillende toepassingen;
- experimenteel onderzoek naar flotatie van stedelijk afvalwater onder toevoeging van organische polymeren; hierbij zijn proeven met een batch- en met een continu-opstelling uitgevoerd.

In de experimenten met de continue flotatie-installatie lag de nadruk op het onderzoeken van de kwaliteit van het geproduceerde slib. De slibkwaliteit is een belangrijk aandachtspunt bij de mogelijke toepassing van flotatie (DAF) omdat in vergelijking met sedimentatie een relatief hoog drogestofgehalte kan worden bereikt en daardoor de verdere slibbehandeling eenvoudiger kan worden uitgevoerd.

### 2.2 Literatuuroverzicht

#### 2.2.1 Inleiding

DAF werd begin deze eeuw voor het eerst toegepast in de mijnbouw. In de Verenigde Staten werd rond 1905 patent aangevraagd op een proces waarbij door flotatie verschillende mineralen gescheiden werden. Na deze eerste toepassing volgden vele andere, waaronder de zuivering van papierafvalwater, de zuivering van afvalwater van raffinaderijen, regenwaterbehandeling, de

primaire behandeling van oppervlaktewater voor de drinkwaterbereiding, tertiaire behandeling van stedelijk afvalwater en het indikken van slibben in de afvalwaterzuivering.

Fundamenteel gezien zijn er twee verschillende toepassingen van flotatie:

### 1 Flotatie als deeltjesscheidingstechniek

Deeltjes of vloeistoffen met verschillende oppervlakte-eigenschappen worden hierbij van elkaar gescheiden. Dit type flotatie vindt toepassing in de mijnbouw bij de scheiding van mineralen. Een relatief nieuwe toepassing van flotatie als deeltjesscheidingstechniek is de inzet van DAF bij de reiniging van vervuilde bodems en baggerspecies. Hydrofobe deeltjes (bijvoorbeeld PAK's) worden door flotatie van de hydrofiële matrix (klei, organische stof) gescheiden [Mulleneers *et al.* (1998), (1999)].

### 2 Flotatie als fasescheidingstechniek

Deeltjes worden afgescheiden uit een vloeistof, in de meeste gevallen water. De belangrijkste voorbeelden hiervan zijn de scheiding van deeltjes in de afvalwater- en drinkwaterbehandeling en de slibindikking.

## 2.2.2 Ervaringen met DAF als eerste behandelingsstap bij de zuivering van afvalwater

Over de toepassing van DAF bij de voorzuivering van stedelijk afvalwater is relatief weinig bekend. Slechts een beperkt aantal artikelen beschrijft onderzoek hieraan [o.a. Krofta *et al.* (1995); Pouet & Grasmick (1995)]. Een drietal praktijktoepassingen van DAF staat beschreven in een artikel van Krofta en Burgess [Krofta en Burgess (1997)]. Het betreft hier toepassingen in Columbia, Wisconsin - USA en Hongarije.

De toepassing van DAF bij de behandeling van industriële afvalwaters is meer bekend. DAF wordt veelvuldig toegepast als voorzuiveringsstap in de voedingsmiddelenindustrie, met name wanneer het vetachtige verontreinigingen betreft (bijv. bij slachterij-afvalwater), en bij afvalwater van olie-verwerkende industrieën (bijv. raffinaderijen). In het algemeen wordt hierbij lucht toegepast als flotatiegas. De verblijftijd in flotatietanks is gewoonlijk 5 - 20 minuten met een oppervlaktebelasting variërend tussen 5 en 10 m/h [o.a. Haarhof en Van Vuuren (1993)].

Tabel 1 geeft een indicatie van het zuiveringsrendement van DAF als voorzuiveringsstap bij de behandeling van stedelijk afvalwater [STOWA 98-29 (1998)]:

**Tabel 1:** Zuiveringsrendementen van DAF-toepassing op stedelijk afvalwater

Stof	Rendement
Zwevendestof	80 - 90%
CZV	50 - 60%

[Krofta, (1995), (1997)]

Een interessante eigenschap van de toepassing van DAF is dat er een slib met een relatief hoog droge-stofgehalte geproduceerd kan worden. Door Krofta worden drogestofconcentraties van 2 - 4% genoemd [Krofta (1997)]. Deze eigenschap is met name interessant met het oog op de verdere verwerking van het slib.

## 2.2.3 Theoretische beschouwing van het flotatieproces

Flotatie is een gecompliceerd proces. Veel deelprocessen spelen een rol bij de vorming van bellen, de vorming van bel-deeltje-complexen en de uiteindelijke afscheiding van de gevormde complexen. De theorievorming rond het flotatieproces is voor een belangrijk deel nog in

ontwikkeling. De belangrijkste bijdragen aan de theorievorming zijn afkomstig van onderzoek naar flotatie voor mineralenscheiding. Naar de toepassing van flotatie bij de behandeling van afvalwater is relatief weinig fundamenteel onderzoek gedaan.

Een veelgebruikte theoretische benadering in de mineralenwinning is de beschrijving van het rendement van het flotatieproces aan de hand van de parameters *collision*, *attachment* en *stability*. Deze parameters beschrijven respectievelijk de botsingskans van bellen en deeltjes, de binding tussen bellen en deeltjes en de stabiliteit van tot stand gekomen binding [Derjaguin & Dukhin (1961)].

In formule:  $E = E_C E_A E_S$  (1)

Het rendement van het flotatieproces is afhankelijk van elk van deze procesparameters. Het rendement is hierbij gelijk aan de kans op een succesvolle flotatie en is het product van de effectiviteit van de afzonderlijke parameters. In onderstaande paragrafen worden deze parameters verder uitgewerkt, waarbij uitgegaan is van batchflotatie. Stromingscondities zijn hierbij niet meegenomen.

### **Botsingskans ( $E_C$ )**

$E_C$  (*collision*) beschrijft de kans op botsing van bellen en deeltjes. Deze kans is afhankelijk van de grootte en de hoeveelheid belletjes en deeltjes.

- Belgrootte - Het proces van belvorming bestaat uit twee stappen: het vormen van belnucleï en belangroei. In een oververzadigd systeem worden door het grote drukverschil over de nozzel spontaan belnucleï gevormd<sup>1</sup>. Op basis van thermodynamica is de kritische (minimale) diameter  $d_{cb}$  bij homogene nucleatie [Edzwald (1995)]:

$$d_{cb} = 4 \sigma / \Delta P \quad (2)$$

waarbij:  $\sigma$  = oppervlaktespanning  
 $\Delta P$  = drukval over de nozzel

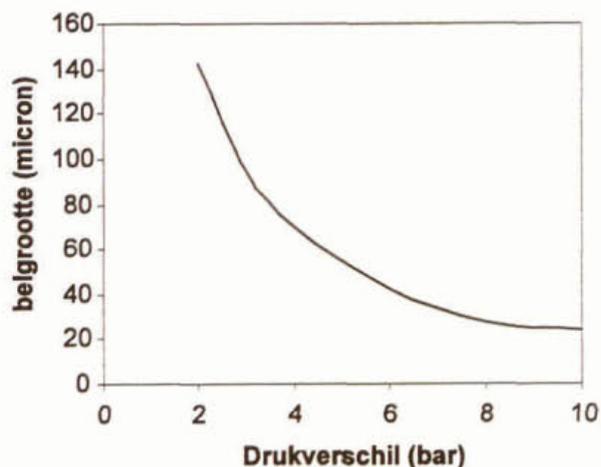
Uit formule (2) blijkt dat de kritische beldiameter afhankelijk is van de oppervlaktespanning van het water en de toegepaste druk in het luchtverzuigingsvat. Bij veranderende zoutgehaltes verandert de oppervlaktespanning en zal ook de kritische beldiameter veranderen.

Figuur 1 geeft op basis van deze relatie het verband tussen de kritische belgrootte en de aangelegde druk voor water met een temperatuur van 20 °C. Uit de figuur blijkt dat in (afval)water bij drukken van 4 tot 6 bar de minimale beldiameter 40 - 60  $\mu\text{m}$  is. De exacte belgrootte kan gemeten worden door middel van snelfotografie [De Rijk *et al.* (1994)] of met behulp van lasers.

Formule 2 beschrijft de minimale beldiameter die ontstaat onder ideale omstandigheden. Dit is een situatie waarbij de overgang van hoge naar lage druk abrupt verloopt. De beldiameter is echter ook afhankelijk van de nozzle waarmee het luchtverzuigd water wordt toegediend. Onderzoek hiernaar [De Rijk *et al.* (1994)] wijst uit dat de vorm van de nozzle een belangrijke invloed heeft op de gemiddelde grootte van de bellen die ontstaan. Uit het onderzoek van De Rijk blijkt overigens dat bij de meeste nozzles bellen ontstaan die goed overeenkomen met de theoretische berekende waarden.

---

<sup>1</sup> Bij de aanwezigheid van deeltjes in het water zal het deeltjesoppervlak in veel gevallen dienen als belvormingsnucleüs.



**Figuur 1:** Kritische beldiameter bij homogene nucleatie van lucht in water bij 20 °C als functie van het drukverschil [naar: Edzwald (1995)]

- Hoeveelheid bellen - bij gelijkblijvende druk is de hoeveelheid bellen afhankelijk van de hoeveelheid toegevoegd luchtverzadigd water (retourstroom). Wanneer de hoeveelheid luchtverzadigd water, de druk en de verzadigingsgraad van het luchtverzadingsvat bekend zijn, kan met behulp van de kritische beldiameter en de Henry-vergelijking uitgerekend worden hoeveel bellen maximaal ontstaan.
- Deeltjesgrootte - de deeltjesgrootte is sterk bepalend voor de botsingskans en ook voor de aard van de bel-deeltjesinteractie. Door de toepassing van vlokmiddelen kan de gemiddelde deeltjesdiameter vergroot worden, afhankelijk van het toegepaste vlokmiddel. In het onderzoek naar vlokmiddelen (zie deel 1 van dit rapport) werden vloggroottes van 5 tot 20 mm gemeten.

### **Belaanhechting ( $E_A$ )**

$E_A$  (attachment) beschrijft de (kans op) de aanhechting van de bellen aan de deeltjes. Deze binding is afhankelijk van de oppervlakte-eigenschappen van bellen en deeltjes en van de onderlinge grootteverhouding.

- *Oppervlakte-eigenschappen van de luchtbell*en - het oppervlak van luchtbellen is hydrofoob. Hierdoor kunnen aan het oppervlak hydrofobe moleculen (bijvoorbeeld het hydrofobe deel van zeepmoleculen) en deeltjes met hydrofobe oppervlakken adsorberen.
- *Oppervlakte-eigenschappen van bellen en deeltjes* - door het hydrofobe karakter van de luchtbellen is voor de vorming van een bel-deeltje-complex een hydrofoob deeltjesoppervlak vereist. Uit experimenteel onderzoek blijkt dat dit in het algemeen bereikt wordt door ladingsneutralisatie en versterkt wordt door oppervlakte-actieve stoffen (flotatiemiddelen, schuimers).
- *Onderlinge grootteverhouding* - afhankelijk van de grootte kan complexvorming plaatsvinden door:
  - Adsorptie of vorming van bellen aan het oppervlak of in vlokken/deeltjes. Hierbij is de deeltjesdiameter gelijk aan of kleiner dan de beldiameter en spelen de oppervlakte-eigenschappen een bepalende rol. De bindingshoek wordt vaak gebruikt om affiniteit van de deeltjes voor hechting aan bellen en deeltjes te beschrijven.

- Invang van gevormde bellen of vorming van bellen in grote vlokstructuren. Hierbij is de vloggrootte stukken groter dan de belgrootte. Dit mechanisme overheerst wanneer grotere vlokken ( $> 100 \mu\text{m}$ ) aanwezig zijn (bijv. actief-slibvlokken in slibindickers). Omdat hier invang ook een rol kan spelen zijn de oppervlakte-eigenschappen niet de uiteindelijk bepalende factor.

### **Stabiliteit van het gevormde bel-deeltje-complex ( $E_s$ )**

$E_s$  (stability) beschrijft de stabiliteit van gevormde bel-deeltje-complexen. De stabiliteit is bepalend voor de tijd dat een bel-deeltje-complex kan blijven bestaan en deze tijd bepaalt mede de stabiliteit van een gevormde schuim-sliblaag. Overigens vindt er in de schuim-sliblaag ook interactie van bel-deeltje-complexen plaats, waarbij een gevormd complex opgaat in een grotere 'koek' van slib en schuim. De stabiliteit van de drijfslaag bepaalt hoe vaak afgeroomd (geruimd) moet worden.

### **2.2.4 De invloed van verschillende procescondities op het flotatieproces**

De in paragraaf 2.2.3 beschreven theoretische beschouwing verduidelijkt de invloed van verschillende procesparameters op het flotatieproces (zie tabel 2).

**Tabel 2:** De invloed van verschillende procescondities op het flotatieproces

Procesconditie	Invloed op het flotatieproces
<i>Toegepaste druk</i>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• de druk bepaalt de belgrootte en is daarmee medebepalend voor de kans op botsing (<math>E_c</math>).</li> </ul>
<i>Retourstroom (en verzadigingspercentage)</i>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• de grootte van de retourstroom, de druk en het verzadigingspercentage in het luchtverzadigingsvat bepalen de hoeveelheid bellen die gevormd worden tijdens het flotatieproces (<math>E_c</math>).</li> </ul>
<i>Vlokmiddeltoevoeging: oppervlakte-eigenschappen deeltjes</i>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• de oppervlakte-eigenschappen van de deeltjes zijn cruciaal voor de hechting van deeltjes aan bellen (<math>E_A</math>). Luchtbellen zijn hydrofoob terwijl deeltjes in afvalwater (vanwege de negatieve oppervlaktelading) hydrofiel zijn. Voor aanhechting zal (gedeeltelijk) ladingsneutralisatie nodig zijn.</li> </ul>
<i>Vlokmiddeltoevoeging: deeltjesgrootte</i>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• de meeste colloïdale deeltjes in afvalwater hebben een grootte <math>&lt; 10 \mu\text{m}</math>. Gezien de gemiddelde belgrootte bij normale flotatie-omstandigheden (<math>40 - 60 \mu\text{m}</math>) zal vlokvergroting plaats moeten vinden. Grote vlokken hebben het voordeel dat ook de opwaartse waterstroom (veroorzaakt door de bellen) mede van invloed is op de flotatie (<math>E_c</math>).</li> </ul>
<i>Ruimertijd</i>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• geeft aan hoe vaak de drijfslaag verwijderd wordt en bepaalt daarmee hoe lang een drijfslaag kan aangroeien. Belangrijk hierbij is de stabiliteit van de bel-deeltje-binding (<math>E_s</math>);</li> <li>• een bijbehorende variabele is de methode van dosering van de retourstroom. Luchtverzadigd water kan gedoseerd worden tijdens de vlokvorming, waardoor bellen ingesloten worden in de vlok. Dit leidt tot een stabielere drijfslaag;</li> <li>• een te dikke drijfslaag kan aan de onderkant eroderen door de optredende stroming.</li> </ul>

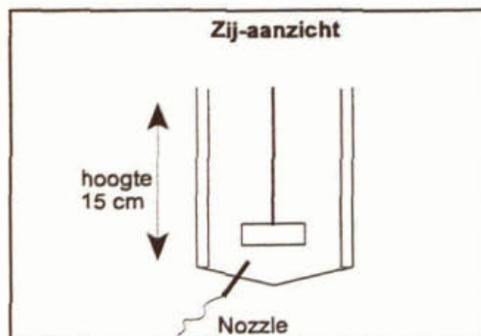
De flotatietijd (optrektijd van de bellen) is nog niet beschreven in het theoretisch model. De stijgsnelheid wordt grotendeels bepaald door de diameter van de bellen. Bellen met een diameter van  $< 100 \mu\text{m}$  volgen de wet van Stokes (laminaire stroming). Bellen met een diameter van  $40 - 60 \mu\text{m}$  hebben bij ongehinderde stijging een stijgsnelheid van  $0,1 - 0,5 \text{ cm/sec}$ .

## 2.3 Materiaal en methoden

### 2.3.1 Batchflotatie-experimenten

Om de effectiviteit van flotatie zonder vlokmiddel en met verschillende organische flocculanten te onderzoeken, zijn batchflotatie-experimenten uitgevoerd. Hierin zijn bij overigens gelijkblijvende omstandigheden verschillende typen en hoeveelheden organische polymeren toegevoegd en is de troebelheidsverwijdering gemeten.

De experimenten zijn uitgevoerd in dezelfde bekerglasopstelling waarmee het onderzoek naar organische polymeren is uitgevoerd (zie deel 1 van dit rapport). Ten behoeve van flotatie werden de bekerglazen voorzien van nozzels (zie figuur 2). Voor de productie van flotatiewater was het apparaat uitgerust met een luchtverzadigingstank, van waaruit luchtverzadigd (leiding)water in de bekerglazen geleid kon worden. De hoeveelheid toegediend flotatiewater werd gestuurd met tijdgestuurde magneetklepen.



Figuur 2: Bekerglas met nozzle

De batchflotatie-experimenten zijn uitgevoerd met 1,5 liter afvalwater. Er is geen temperatuurscorrectie toegepast. Op basis van onderzoek naar organische polymeren in de voorzuivering van afvalwater (zie deel 1 van deze bundel) is gekozen voor een mengtijd en flocculatietijd, zoals weergegeven in tabel 3. Voor de flotatietijd (optrektijd van de bellen) is 900 s aangehouden. Een verschil met de continu-experimenten is dat het luchtverzadigd water na de vlokvorming is gedoseerd (na 90 s flocculatietijd).

Tabel 3: Procescondities bij de batchflotatie-experimenten

Getest polymeer	Mengtijd (300 rotaties per minuut, $G = 800 \text{ s}^{-1}$ )	Flocculatietijd (50 rotaties per minuut, $G = 50 \text{ s}^{-1}$ )	Flotatietijd
kationische flocculant	20 s	180 s *	900 s

\* na 90 s flocculatietijd werd het flotatiewater gedoseerd

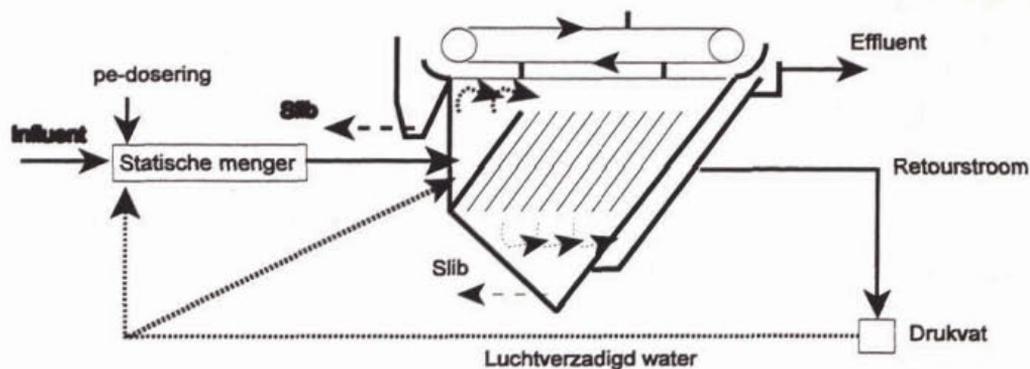
Na flotatie is het supernatant ('subnatant' in het geval van flotatie) geanalyseerd. Monsters zijn genomen met een injectiespuit met daaraan een slangetje met aan het eind een pipetpunt. De pipetpunt is door de gevormde flotatielaag geprikt.

### 2.3.2 Experimenten met een continu flotatie-systeem

In vervolg op de batchflotatie-experimenten is onderzoek gedaan aan een continu flotatie-systeem. Het onderzoek aan dit continu-systeem richtte zich op de verwijderingsrendementen van de verschillende componenten in het afvalwater en de drogestofconcentratie van het geproduceerde slib.

Door Nijhuis Water Technologie BV te Dinxperlo is gedurende 6 weken een DAF pilot-systeem ("Little John") ter beschikking gesteld voor de continu-experimenten. De opstelling is een lamellenflotatie-apparaat met een inhoud van 100 liter. Het lamellenpakket heeft een totaal oppervlak van  $0,25 \text{ m}^2$ . Figuur 3 geeft een processchema.

Het pilot-systeem is gebaseerd op lamellenflotatie. Hierbij is een lamellenplatenpakket in het flotatiegedeelte ingebouwd. Het afvalwater stroomt neerwaarts door dit platenpakket. Aan het oppervlak van de lamellen is (bij laminaire stroming) de stroomsnelheid nul. Hierdoor kunnen aan de onderkant van de lamellen belletjes en bel-deeltjescomplexen opstijgen en wordt een goede bel-waterscheiding verkregen. Het waterniveau in de flotatietank is variabel instelbaar, waardoor de dikte van de afgeschraapte sliblaag gevarieerd kan worden.



**Figuur 3:** Processchema van het DAF pilot-systeem

Tabel 4 geeft een overzicht van de belangrijkste dimensioneringsparameters van het pilot-systeem. In het onderzoek zijn de volgende procesinstellingen aangehouden:

**Tabel 4:** Overzicht van de belangrijkste dimensioneringsparameters van het pilot-systeem

Onderdeel	Procesinstellingen tijdens het onderzoek	Minimale en maximale waarden van de pilot-unit
Debiet	300 l/h	100 - 500 l/h
Recirculatie-debiet	60 l/h (20%)	50 - 200 l/h
Instelbare druk	5 bar	4 - 6 bar

Bron: Nijhuis Water Technologie

Met behulp van het debiet en het lameloppervlak kan de hydraulische belasting uitgerekend worden. Bij een debiet van 300 l/h is dit 1,2 m/h. Voor een praktijkinstallatie komt dit neer op een hydraulische belasting gebaseerd op bovenoppervlak van 10 m/h.

Voorafgaand aan flotatie wordt coagulatie/flocculatie toegepast. Hiertoe wordt in een statische menger een vlokmiddel gedoseerd. De statische menger bestaat uit een lange pijp van in totaal 6 m. In de pijp is een vernauwd deel aangebracht met aan het begin van de vernauwing een doseerpunt. Het vernauwde deel dient ervoor om turbulente stroming te creëren waardoor menging op kan treden. Tabel 5 geeft de gegevens van de statische menger:

**Tabel 5:** Dimensionering en stromingscondities van de statische menger bij een debiet van 300 l/h en een retourdebiet van 20%

Buisdeel	Menging	Flocculatie
Totale lengte (m)	0,4	5,3
Hydraulische verblijftijd (s)	0,6	23,7
Gemiddelde G-waarde ( $s^{-1}$ )	705	84

Bron: Nijhuis Water Technologie

Dosering van luchtverzadigd water is mogelijk op twee plaatsen: in de flocculator, waarbij het tijdens de vlokvorming gemengd wordt met het influent, of aan het begin van de flotatietank onder het influent inlaatpunt. In de continu-experimenten wordt het luchtverzadigd water gedoseerd in de flocculator. Hierdoor ontstaan de bellen tijdens het vlokformingsproces. Gevolg hiervan is dat de bellen in de vlokken ingekapseld worden en dat een stabiel bel-deeltje-complex wordt verkregen.

### 2.3.3 Overzicht van gebruikte vlokmiddelen

Tabel 6 geeft een overzicht van de vlokmiddelen die zijn gebruikt zijn in het experimenteel onderzoek. Op grond van de resultaten van de batch-proeven is in het continu-experiment het kationisch flocculant met een molecuulgewicht van  $8 \cdot 10^6$  g/mol en een ladingsgraad van (+) 24 % gebruikt.

**Tabel 6:** Overzicht van vlokmiddelen die gebruikt zijn in het flotatie-onderzoek

Type polymeer	Omschrijving	Molecuulgewicht (g/mol)	Ladingsgraad (gewichts %)
Hoogmoleculair kationisch of "kationisch flocculant"	- lineaire polyacrylamiden	$4 \cdot 10^6$	(+) 24 %
	- poeders	$8 \cdot 10^6$	(+) 24 %

### 2.3.4 Bemonstering en analyses

Tabel 7 geeft een overzicht van de parameters die zijn gemeten in de verschillende experimenten. Niet voor alle experimenten zijn alle parameters bepaald. De analyses zijn gedaan volgens de NEN-voorschriften.

**Tabel 7:** Overzicht van geanalyseerde parameters

Waterkwaliteitsparameters	Slibkwaliteitsparameters
Troebelheid (NTU)	Drogestofconcentratie van de sliblaag (mg d.s./l)
Temperatuur (°C)	Drogestofconcentratie na 5 minuten 'uitlekken' (mg d.s./l)
pH (-)	
CZV <sub>totaal</sub> * (mg O <sub>2</sub> /l) CZV <sub>gesuspenseerd</sub> CZV <sub>colloidaal</sub> CZV <sub>opgelost</sub> CZV <sub>deeltjes</sub>	
BZV** (mg O <sub>2</sub> /l)	
N <sub>Kjeldahl</sub> (mg N/l)	
Zwevendestof (mg d.s./l)	

\* CZV<sub>gesuspenseerd</sub> > 4,4 μm; CZV<sub>colloidaal</sub> 0,45 - 4,4 μm; CZV<sub>opgelost</sub> < 0,45 μm; CZV<sub>deeltjes</sub> > 0,45 μm

### 2.3.5 Karakteristieken van het influent

De experimenten zijn uitgevoerd met ruw afvalwater afkomstig van de afvalwaterzuiveringsinstallatie Bennekom. Tabel 8 geeft een karakterisering van het influent in de experimentele periode:

**Tabel 8:** Karakteristieken van het influent in de experimentele periode

	Gemiddelde meting	Variatie
Troebelheid	130 NTU	75 - 220 NTU
CZV <sub>totaal</sub>	524 mg O <sub>2</sub> /l	220 - 670 mg O <sub>2</sub> /l
CZV <sub>gesuspenseerd</sub>	169	100 - 235
CZV <sub>colloidaal</sub>	139	95 - 160
CZV <sub>opgelost</sub>	210 (41% totaal)	155 - 275
CZV <sub>deeltjes</sub>	308 (59% totaal)	235 - 375

Vervolg van tabel 8: Karakteristieken van het influent

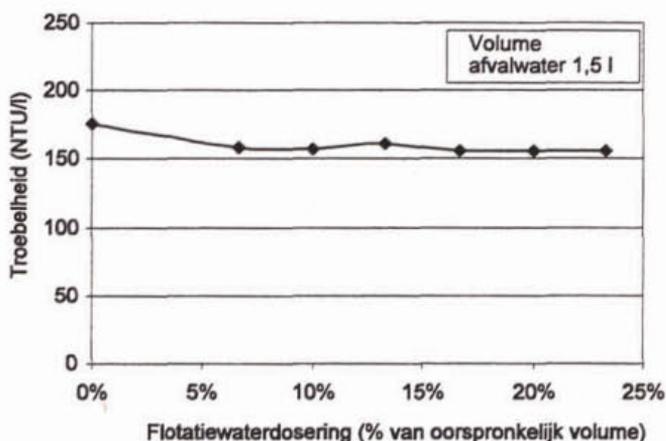
	Gemiddelde meting	Variatie
BZV	230 mg O <sub>2</sub> / l	215 - 265 mg O <sub>2</sub> / l
N <sub>vrij</sub>	74,9 mg N/l	60 - 90 mg N/l
P <sub> totaal</sub> P <sub> ortho</sub>	10,1 mg P/l 6,2	9,1 - 10,8 mg P/l 5,6 - 7,8
pH	7,3 - 7,8	
Temperatuur	13 - 16 ° C	

De BZV/N-verhouding van het influent was 3,1 in de meetperiode. Deze is vrij laag en wordt veroorzaakt door relatief hoge concentraties NH<sub>4</sub>-N in het afvalwater.

## 2.4 Resultaten

### 2.4.1 Batchflotatie-experimenten

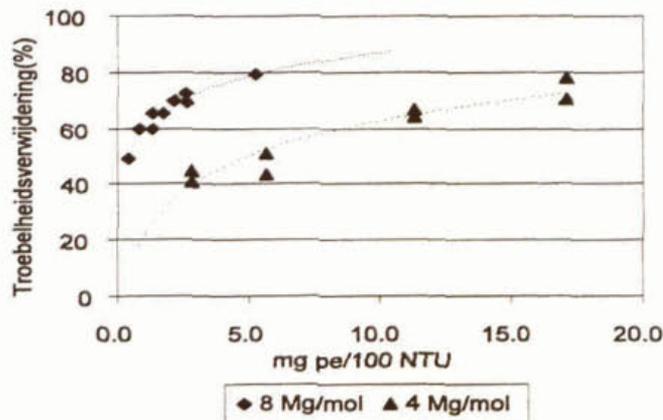
Figuur 4 geeft de resultaten van een batchflotatie-experiment met verschillende doseringen luchtverzadigd water waarbij geen vlokmiddel is toegepast (de dosering is weergegeven als percentage van de hoeveelheid afvalwater [10 % komt overeen met 0,15 l luchtverzadigd water]). Het experiment is uitgevoerd met voorbezonden afvalwater. De ingestelde druk is 3,5 bar. De eindwaarden van de troebelheidsmetingen zijn gecorrigeerd voor het verdunningseffect dat optrad door toevoeging van het flotatiewater.



Figuur 4: Troebelheid na flotatie zonder vlokmiddel bij verschillende doseringen flotatiewater

Het experiment laat zien dat flotatie zonder vlokmiddel nauwelijks deeltjesverwijdering te zien geeft. Ook in andere batchflotatie-experimenten zonder vlokmiddel werd nauwelijks troebelheidsverwijdering gemeten. Hieruit kan geconcludeerd worden dat flotatie van stedelijk afvalwater zonder toevoeging van een vlokmiddel met het oog op deeltjesverwijdering geen zin heeft. Een klein deel wordt normaal gesproken verwijderd door bezinking (niet zichtbaar in dit experiment omdat gebruik is gemaakt van voorbezonden influent).

Figuur 5 geeft het resultaat van twee experimenten waarbij twee hoogmoleculaire kationische polymeren zijn toegevoegd met (+) 24 % ladingsgraad. De polymeren hadden verschillende molecuulgewichten:  $4 \cdot 10^6$  g/mol en  $8 \cdot 10^6$  g/mol. De experimenten zijn uitgevoerd bij een druk van 3,5 bar en een dosering van 13 % (is 200 ml) luchtverzadigd water. In de grafiek is de troebelheidsverwijdering uitgezet als functie van de pe-troebelheidsverhouding (zie ook deel 1, hoofdstuk 4).



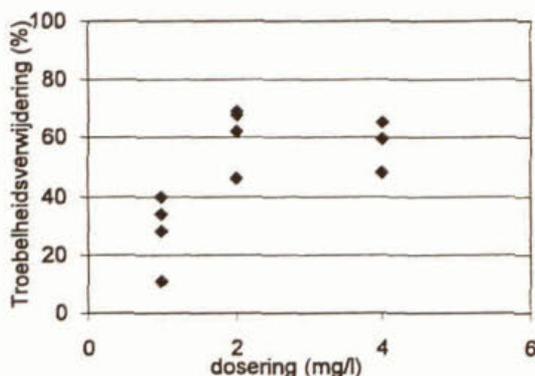
**Figuur 5:** Troebelheidsverwijdering na flocculatie met twee verschillende organische polymeren

Uit de grafiek wordt duidelijk dat het polymeer met het hoogste molecuulgewicht de hoogste troebelheidsverwijdering geeft. Op grond hiervan is dit polymeer gebruikt in de continu-experimenten.

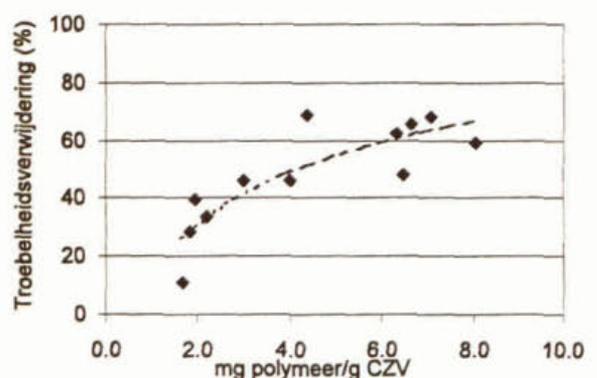
#### 2.4.2 Verwijderingsrendementen in de pilot-plant

##### Troebelheidsverwijdering

Van zowel influent als effluent zijn mengmonsters van 4 - 6 uur geanalyseerd. De figuren 6 en 7 geven de troebelheidsverwijdering op verschillende dagen. Tijdens de test-periode is het flocculant volumeproportioneel gedoseerd, waarbij doseringen zijn toegepast van 1, 2 en 4 mg polymeer/l. Uit figuur 6 blijkt dat er een grote spreiding is in de verwijderingsrendementen en dat de verwijdering bij een dosering van 4 mg/l gemiddeld lager is dan bij een dosering van 2 mg/l. De grote spreiding en het lagere rendement bij de hoogste dosering kan verklaard worden door de variërende influentconcentraties tijdens de testperiode. Hierdoor is de dosering per eenheid van vervuiling verschillend bij dezelfde volumeproportionele dosering.



**Figuur 6:** Troebelheidsverwijdering bij verschillende doseringen pe



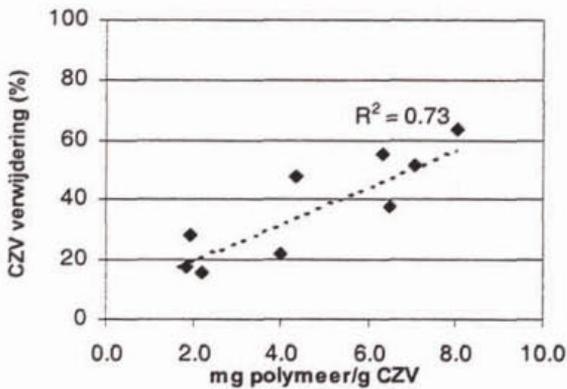
**Figuur 7:** Troebelheidsverwijdering uitgezet tegen de pe-CZV<sub>influent</sub>-verhouding

In figuur 7 is daarom gecorrigeerd voor de influentconcentratie en is de troebelheidsverwijdering bij verschillende  $pe-CZV_{inluent}$ -verhoudingen weergegeven. Hier blijkt een sterke correlatie tussen de polymeer-CZV-verhouding. De dosering kan geoptimaliseerd worden door op influentconcentratie te doseren.

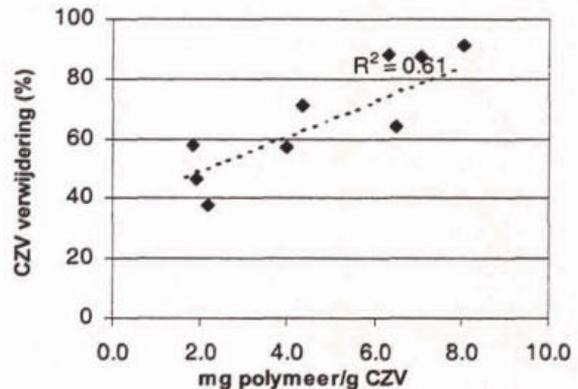
### Verwijdering van verschillende CZV-fracties

In de figuren 8 tot en met 11 is de verwijdering van  $CZV_{totaal}$ ,  $CZV_{gesuspendeerd}$ ,  $CZV_{colloidaal}$  en  $CZV_{deeltjes}$  uitgezet tegen de  $pe-CZV_{inluent}$ -verhouding.

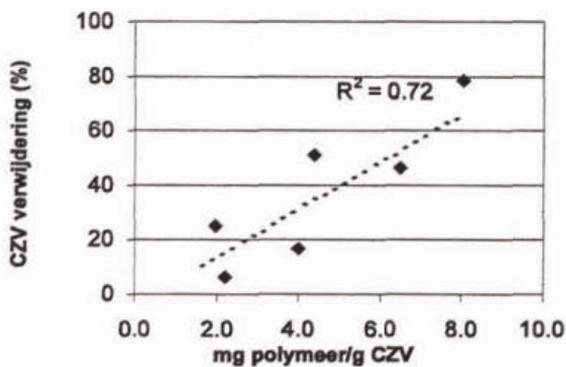
Uit figuur 8 blijkt dat de verwijdering  $CZV_{totaal}$  oploopt van ongeveer 20 tot 60% bij toenemende dosering van flocculant. Uit de figuren 9, 10 en 11 blijkt dat de verwijdering van colloïdaal CZV een sterkere correlatie met de  $pe-CZV_{inluent}$ -verhouding heeft dan het gesuspendeerd CZV ( $R^2 = 0,61$  respectievelijk  $0,72$ ), maar dat uiteindelijk het onderscheid in beide deeltjesfracties niet nodig is: de beste correlatie wordt gevonden door beide fracties op te tellen tot  $CZV_{deeltjes}$  (figuur 11). De verwijdering van deeltjes ( $CZV_{deeltjes}$ ) bedroeg in de flotatie-reactor 20 tot 80%, afhankelijk van de polymeerdosering.



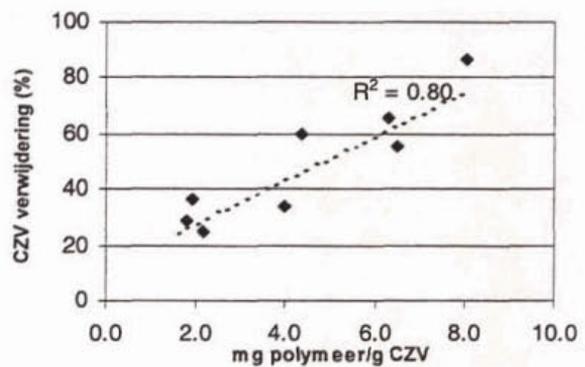
**Figuur 8:**  $CZV_{totaal}$  verwijdering als functie van de  $pe-CZV_{inluent}$ -verhouding



**Figuur 9:**  $CZV_{gesuspendeerd}$  verwijdering als functie van de  $pe-CZV_{inluent}$ -verhouding

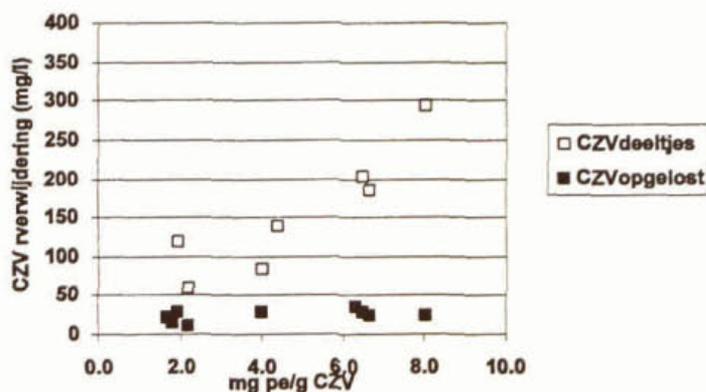


**Figuur 10:**  $CZV_{colloidaal}$  verwijdering als functie van de  $pe-CZV_{inluent}$ -verhouding



**Figuur 11:**  $CZV_{deeltjes}$  verwijdering als functie van de  $pe-CZV_{inluent}$ -verhouding

Figuur 12 laat de absolute verwijdering van zowel CZV<sub>deeltjes</sub> als CZV<sub>opgelost</sub> zien. Uit de grafiek blijkt dat de verwijdering van CZV<sub>deeltjes</sub> afhankelijk is van de pe-CZV<sub>influent</sub>-verhouding. De verwijdering van CZV<sub>opgelost</sub> is onafhankelijk van de dosering en bedraagt tussen de 10 - 35 mg/l (gemiddeld 24 mg/l).



Figuur 12: Verwijdering (absoluut) van CZV<sub>deeltjes</sub> en CZV<sub>opgelost</sub>, uitgezet tegen de pe-CZV<sub>influent</sub>-verhouding

Uit de troebelheids- en CZV-metingen kunnen twee belangrijke conclusies getrokken worden:

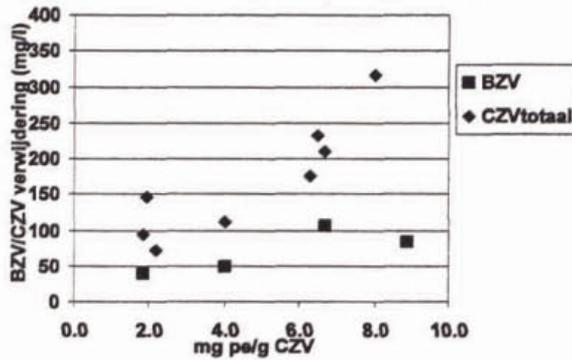
- de combinatie polymerdosering en flotatie verwijdert voornamelijk deeltjes; CZV<sub>opgelost</sub> wordt slechts in geringe mate verwijderd;
- de verwijdering van CZV<sub>deeltjes</sub> is afhankelijk van de pe-CZV<sub>influent</sub>-verhouding. Dit betekent dat om een constante en voorspelbare verwijdering te realiseren de pe-dosering (continu) afgestemd dient te worden op de influentconcentratie.

In de grafieken 6 tot en met 11 is de troebelheids- en CZV-verwijdering uitgezet tegen de pe-CZV<sub>influent</sub>-verhouding. In de volgende paragraaf zal een aanzet gegeven worden tot een andere manier van uitzetten waarbij de dosering wordt gerelateerd aan de troebelheid van het influent.

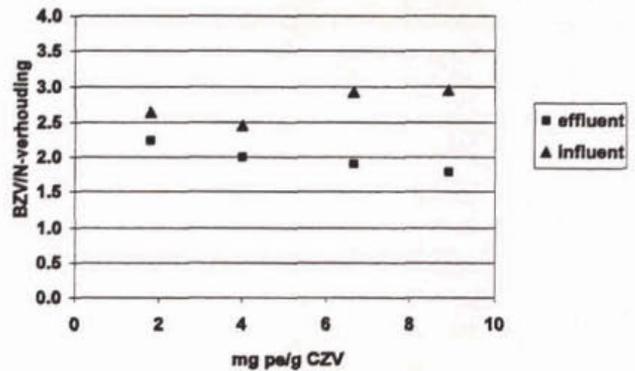
### BZV-verwijdering

Tijdens het continu-experiment zijn een aantal malen BZV-bepalingen van zowel influent als effluent gedaan. Figuur 13 laat hiervan het resultaat zien. Hierbij is zowel de absolute BZV-verwijdering als de absolute CZV-verwijdering uitgezet tegen de pe-CZV<sub>influent</sub>-verhouding. In figuur 14 is de BZV/N-verhouding van zowel influent als effluent gegeven.

De procentuele BZV-verwijdering bedraagt 17% bij een dosering van 1,8 mg pe/g CZV en 40% bij 6,7 mg pe/g CZV. Uit figuur 12 blijkt dat de BZV/N-verhouding voor alle doseringen < 2,5 is. Hierbij dient vermeld te worden dat de N<sub>Kjeldahl</sub>-concentratie in de meetperiode zeer hoog was.



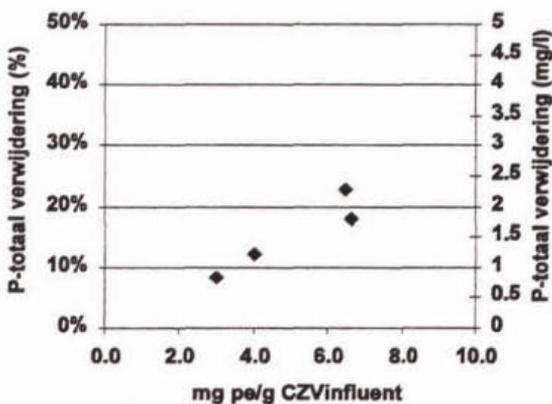
Figuur 12: BZV- en CZV-verwijdering uitgezet tegen de pe-CZV<sub>influent</sub>-verhouding



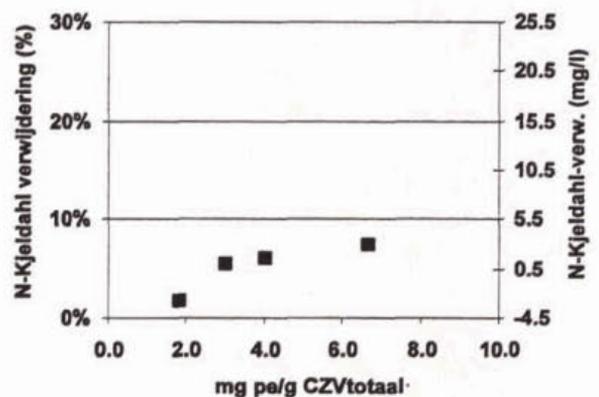
Figuur 13: De BZV/N-verhouding van influent en effluent uitgezet tegen de pe-CZV<sub>influent</sub>-verhouding

### Nutriëntenverwijdering

Figuur 15 en 16 geven de procentuele en absolute verwijdering van P<sub>totaal</sub> en N<sub>Kjeldahl</sub> uitgezet tegen de pe-CZV<sub>influent</sub>-verhouding. De verwijdering van P<sub>totaal</sub> loopt op van 8% bij een dosering van 3 mg pe/g CZV tot 23% bij een dosering van 6,5 mg pe/g CZV. De verwijdering van N<sub>Kjeldahl</sub> bedraagt 6 - 8% bij doseringen van 3 tot 6,7 mg pe/g CZV. Er is geen verwijdering van P<sub>ortho</sub> en NH<sub>4</sub> gemeten.



Figuur 15: Procentuele en absolute verwijdering van P<sub>totaal</sub> uitgezet tegen de pe-CZV<sub>influent</sub>-verhouding



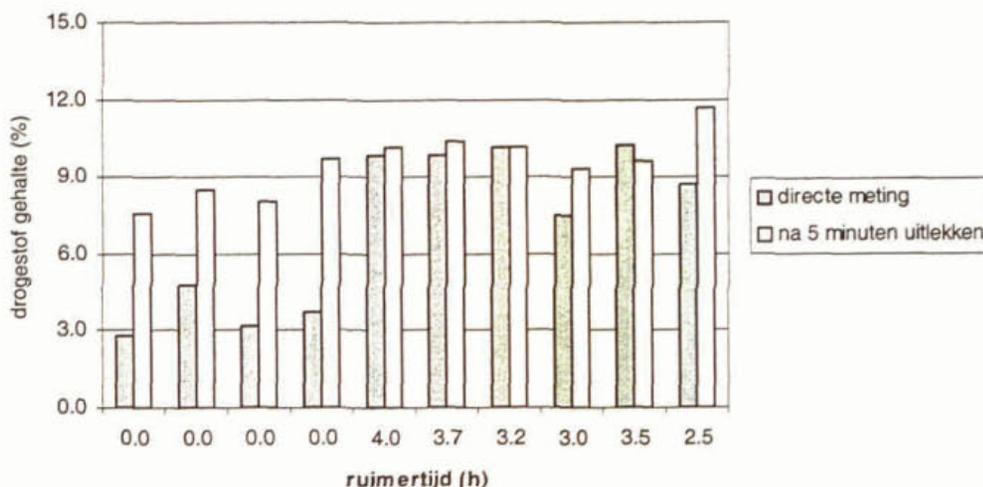
Figuur 16: Procentuele en absolute verwijdering van N<sub>Kjeldahl</sub> uitgezet tegen de pe-CZV<sub>influent</sub>-verhouding

### 2.4.3 Kwaliteit van het geproduceerde slib

Een interessante eigenschap van flotatie is, dat een slib met een relatief hoge drogestofconcentratie geproduceerd wordt in vergelijking met bijvoorbeeld vlokafscheiding door bezinking. Door Krofta wordt bijvoorbeeld een drogestofgehalte van (2 - 4%) gerapporteerd [Krofta (1997)] bij de toepassing van flotatie als voorzuiveringsstap voor stedelijk afvalwater. Voor het slib afkomstig van een voorbezinktank bedraagt de drogestofconcentratie in het algemeen 0,5 - 1% (in sommige gevallen kan slib met hogere drogestofconcentraties afgetapt worden). Het hogere drogestofgehalte van flotatie is interessant met het oog op de verdere verwerking van het slib, omdat hierdoor processtappen in de sliblijn kleiner gedimensioneerd kunnen worden.

Het door de ruimer afgeschraapte slib is regelmatig voor analyse uit de slibopvangbak genomen. Een sterke slib-water-scheiding bleef in stand (waarschijnlijk door de inkapseling van bellen in de slibvlokken).

Naast directe meting van de drogestof-concentratie is ook de drogestof-concentratie na 5 minuten uitlekken in een zeef gemeten. De gemeten drogestofconcentraties van het opgevangen slib worden gegeven in figuur 17. Op de horizontale as worden de ruimertijden gegeven.



**Figuur 17:** Drogestofconcentratie van de drijfslag bij directe meting en na 5 minuten uitlekken

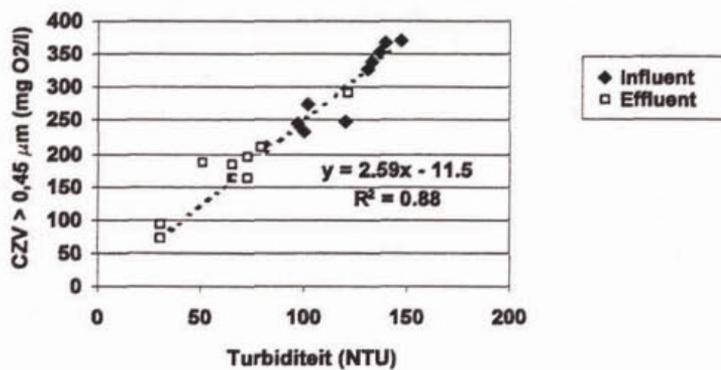
In de eerste periode van het onderzoek is een continue ruiming van de sliblaag ingesteld (ruimertijd 0 h). Bij continue ruiming is er nauwelijks sprake van drijfslagvorming, maar worden individuele vlokken direct afgeroomd. De bereikte drogestofconcentratie bij continue ruiming was gemiddeld 3,6%. In latere experimenten is discontinu geruimd (na 3,5 - 4 h) waardoor een drijfslag opgebouwd kon worden, waarin gedeeltelijke ontwatering onder invloed van de zwaartekracht kon plaatsvinden (de drijfslag stak gemiddeld 50% boven het wateroppervlak uit). Het slibgehalte bereikte hierbij waarden van 7,5 tot 10,2% (gemiddeld 9,4). De drogestof-concentratie na 5 minuten uitlekken in een zeef varieerde van 7,6 tot 11,6% (gemiddeld 9,5%).

#### 2.4.4 Bepaling van de effectiviteit van vlokmiddelen met troebelheidsmetingen

Na afloop van de experimenten is een data-analyse op de influentkarakteristieken uitgevoerd. Hierbij is onder andere onderzocht of er een correlatie te vinden is tussen de troebelheid en  $CZV_{\text{gesuspendeerd}}$ ,  $CZV_{\text{colloidaal}}$  en/of  $CZV_{\text{deeltjes}}$ . Uit de analyse blijkt dat er een goede, voor het meetgebied lineaire, correlatie bestaat tussen de troebelheid en  $CZV_{\text{deeltjes}}$ . Het resultaat hiervan is gegeven in figuur 18.

Op grond van deze grafiek kan op een eenvoudige wijze door troebelheidsmetingen de concentratie  $CZV_{\text{deeltjes}}$  ( $CZV > 0,45 \mu m$ ) gemeten worden. Dit is normaal gesproken een tijdsintensieve, relatief dure bepaling. De relatie is geldig voor het Bennekoms' afvalwater in de experimentele periode. Het is tot dusver onbekend of de relatie ook geldig is voor andere afvalwaters en tijdsperioden.

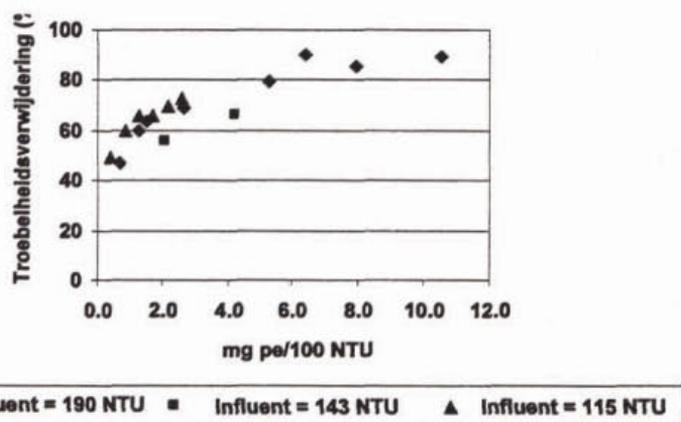
Uit figuur 12 kon geconcludeerd worden dat door de combinatie van polymeedosering en flotatie nauwelijks  $CZV_{\text{opgelost}}$  verwijderd wordt en dat datgene wat verwijderd wordt niet gecorreleerd is met de polymeedosering. De verwijdering van  $CZV_{\text{deeltjes}}$  daarentegen is sterk - bijna lineair - gecorreleerd aan de pe- $CZV_{\text{totaal}}$ -verhouding.



**Figuur 18:** Correlatie tussen CZV<sub>deeltjes</sub> en troebelheid

Tot dusver is voor de relatie tussen de influentconcentratie en de polymerdosering de pe-CZV<sub>totaal</sub>-verhouding aangehouden. Strikt genomen kan voor het CZV<sub>totaal</sub> beter CZV<sub>deeltjes</sub> genomen worden omdat (bijna) alleen CZV<sub>deeltjes</sub> met het polymeer reageert. Hiermee wordt de deeltjesverwijdering uitgedrukt in CZV<sub>deeltjes</sub> uitgezet tegen pe-CZV<sub>deeltjes</sub>-verhouding. Op grond van de lineaire relatie tussen CZV<sub>deeltjes</sub> en de troebelheid betekent dit dat hiermee de troebelheidsverwijdering tegen de pe-troebelheid<sub>influent</sub>-verhouding uitgezet kan worden.

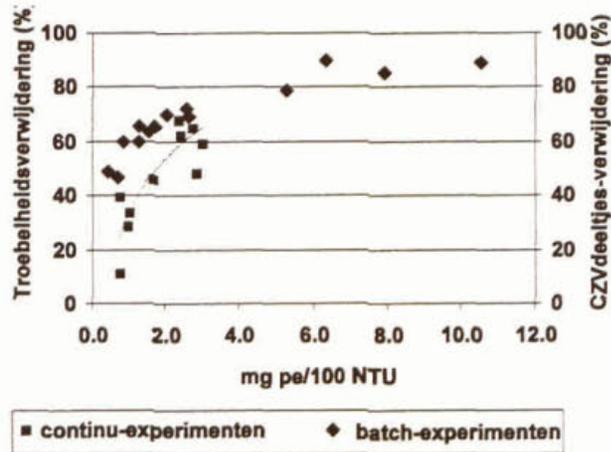
Op grond van deze redenering kan de effectiviteit van flocculanten kwantitatief bepaald worden door het bepalen van de troebelheidsverwijdering bij verschillende doseringen polymeer en deze uit te zetten tegen de pe-troebelheid<sub>influent</sub>-verhouding. Een voorbeeld hiervan wordt gegeven in figuur 19 waarin verschillende batch-flotatie-experimenten met het hoogmoleculair kationisch flocculant in één grafiek uitgezet zijn. Iets wat eerder niet mogelijk was, omdat de metingen verricht waren aan influenten met verschillende samenstelling.



**Figuur 19:** Vergelijking van de troebelheidsverwijdering in drie batch-flotatie-experimenten op basis van de pe-troebelheid<sub>influent</sub>-verhouding

### 2.4.5 Vergelijking van de batch- en continu-experimenten

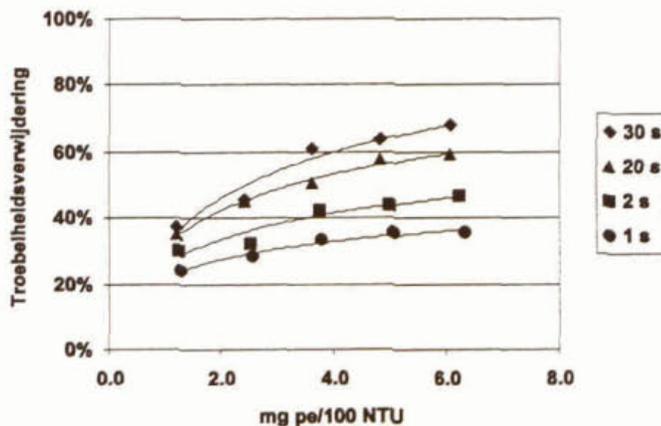
Op basis van de  $pe$ -troebelheid<sub>influent</sub>-verhouding kan nu ook een vergelijking gemaakt worden tussen de batch- en de continu-experimenten. Figuur 20 geeft hiervan het resultaat.



**Figuur 20:** Vergelijking van de batch- en continu-experimenten

Uit de vergelijking blijkt dat in het continu-experiment verhoudingsgewijs minder troebelheid verwijderd wordt bij de lagere  $pe$ -troebelheid<sub>influent</sub>-verhoudingen. Bij vergelijking van de procescondities van de batch- en de flotatie-experimenten viel vooral het verschil in mengtijd van de flocculant met het influent op: 0,6 s in de continu-experimenten tegen 20 s in de batch-experimenten. Hierbij dient vermeld te worden dat effectiviteit van de menging in een statische menger groter is omdat relatief kleine volumes afvalwater en flocculant gemengd worden.

In een vervolg-experiment is een vergelijking gemaakt van de troebelheidsverwijdering bij verschillende mengtijden bij overigens gelijkblijvende omstandigheden (mengintensiteit  $800 \text{ s}^{-1}$ , flocculatie-intensiteit en -tijd 180 s, respectievelijk  $50 \text{ s}^{-1}$ ). In dit experiment is in plaats van flotatie bezinking toegepast (bezinktijd 900 s).



**Figuur 21:** Troebelheidsverwijdering bij verschillende mengtijden in een bezinkingsproef

Figuur 21 laat zien dat de hypothese dat de mengtijd de oorzaak is voor het lagere rendement van de continu-experimenten waarschijnlijk de juiste is. De troebelheidsverwijdering wordt aanzienlijk lager wanneer kortere mengtijden worden toegepast.

#### 2.4.6 Discussie - procescondities voor flotatie

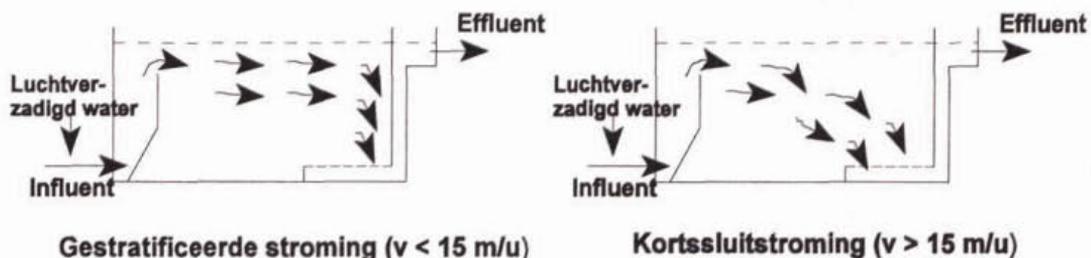
Zoals eerder vermeld is bij de continu-experimenten de hydraulische belasting gebaseerd op 1,2 m/h (ca. 10 m/h gebaseerd op bovenoppervlak), een retourdebiet van 20% en een druk van 5 bar. De procesinstellingen van het systeem kunnen waarschijnlijk geoptimaliseerd worden. In deze paragraaf zal op basis van literatuur en bevindingen tijdens het onderzoek een discussie worden gevoerd over de toe te passen procescondities voor flotatie als eerste stap bij de zuivering van stedelijk afvalwater.

##### **Hydraulische belasting**

Bij toepassing van flotatie is het belangrijk dat voldoende flotatietijd in de installatie gecreëerd wordt om deeltjes met aangehechte bellen rustig naar het oppervlak te laten stijgen. Is er onvoldoende tijd dan zal uitspoeling van bel-deeltje-complexen plaatsvinden en ontstaat een verlaagd rendement. Een bepalende parameter voor een voldoende flotatietijd is het stromingspatroon in de installatie.

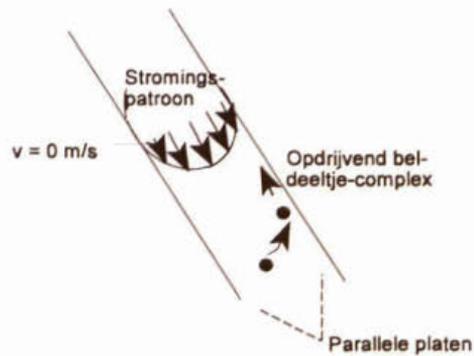
Tijdens een studiereis naar Zweden en Noorwegen is een bezoek gebracht aan het Departement voor Water- en Milieutechnologie van de Technische Hogeschool te Lund, Zweden. Door Måns Lundh wordt momenteel onderzoek gedaan aan stromingspatronen in flotatie-installaties. In een pilot plant (type: open flotatietank; 1,7 m lang, 1,3 m hoog) is het stromingspatroon bij verschillende hydraulische belastingen onderzocht [Lundh et al. (2000)]. Hierbij is met verschillende meetmethoden het stromingspatroon van het influent en de meegevoerde belletjes bij verschillende hydraulische belastingen bepaald. De proeven zijn uitgevoerd met schoon water waaraan luchtverzadigd water werd toegevoegd om de gewenste belvorming te krijgen.

Een interessant resultaat van het tot dusver verrichte onderzoek is de ontdekking dat bij hydraulische belastingen tot 15 m/h een gestratificeerde (laminaire) stroming optreedt waarbij een goede belafschieding plaats kan blijven vinden. Boven 15 m/h treedt een turbulente stroming op waarbij kortsluitstroming ontstaat en flotatiebellen zonder afgescheiden te worden direct in het effluentkanaal (in de pilot-opstelling op de bodem van de tank) verdwijnen (zie figuur 22). 15 m/h lijkt hierdoor de maximale belasting te zijn voor dit type flotatie. Hierbij wordt overigens aangetekend dat het onderzoek is gedaan zonder dat deeltjes aanwezig waren. Door Haarhof & Van Vuuren [1993] wordt een hydraulische belasting tussen 5 en 11 m/h aangeraden.



**Figuur 22:** Stromingspatroon bij verschillende oppervlaktebelastingen in een open flotatie-installatie

Door het gebruik van een lamellenpakket kunnen flotatie-installaties zeer compact uitgevoerd worden; aan het oppervlak van de lamellen heerst constant een stroomsnelheid van 0 m/s waar bellen en bel-deeltjescomplexen kunnen opstijgen en afgescheiden worden uit het water. Dit is het type flotatie dat gebruikt is in het experimenteel onderzoek. Een belangrijke randvoorwaarde van lamellenafschieding is dat het stromingspatroon tussen de lamellen laminair is (zie figuur 25), omdat anders de vloeistofsnelheid aan het oppervlak van de lamellen niet nul kan zijn.



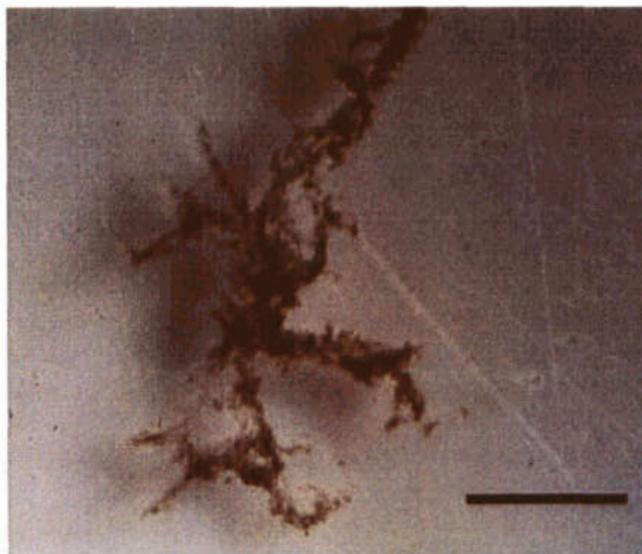
**Figuur 23:** Stromingspatroon tussen twee lamellen

Aan de hand van de berekening van het Reynolds-getal kan beredeneerd en berekend worden dat de afstand tussen lamellen het stromingspatroon en daarmee de maximale stroomsnelheid door het pakket bepaalt. Voor laminaire stroming moet het Reynolds-getal  $< 2.300$  zijn.

#### **Druk en retourdebiet**

De druk is van invloed op de grootte van de bellen die gevormd worden tijdens het flotatieproces. Uit figuur 1 (hoofdstuk 2.2) blijkt dat bij de ontspanning van oververzadigd water (temperatuur van  $20^{\circ}\text{C}$ ) bij een drukverschil van 3,5 bar bellen met een (minimale) belldiameter van circa  $80\ \mu\text{m}$  gevormd worden. Bij een drukverschil van 5,0 bar is deze belldiameter circa  $50\ \mu\text{m}$ .

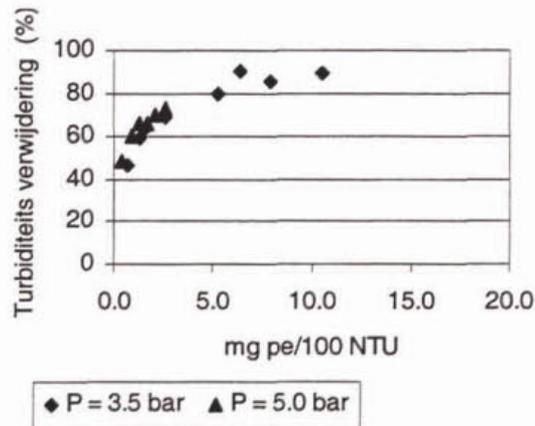
Om inzicht te krijgen in de relatieve grootte van de vlokken die gevormd worden bij dosering van een hoogmoleculair kationisch polymeer is door middel van *photo image analysis* een oriënterende vloggrootte-analyse gedaan. Figuur 24 laat een polymeervlok bij een dosering van  $4,4\ \text{mg pe}/100\ \text{NTU}$  zien.



**Figuur 24:** Polymeervlok bij dosering  $4,4\ \text{mg pe}/100\ \text{NTU}$  (lijn is  $2\ \text{mm}$ )

De vlok in figuur 24 is circa 6 mm lang en 1 mm breed. Hierbij vergeleken zijn de genoemde belgrootteverschillen van 80  $\mu\text{m}$ , respectievelijk 50  $\mu\text{m}$  verwaarloosbaar klein. Hieruit kan geconcludeerd worden dat in plaats van 5 bar een druk van 3,5 bar geschikt is.

Deze theoretische conclusie is geverifieerd in een batch-flotatie-experiment. Figuur 25 laat een experiment zien waarbij geflooteerd is bij drukken van 3,5 en 5,0 bar. De flotatiewaterdosering in dit experiment was 13%. De grafiek laat zien dat er geen verschil in troebelheidsverwijdering optreedt.



**Figuur 25:** Effect van druk op de troebelheidsverwijdering in een batchflotatie-experiment

Het retourdebiet dat in het continu-experiment is toegepast is aan de hoge kant. Door Haarhof en Van Vuuren (1993) wordt voor industrieel afvalwater de aanbeveling gedaan om een recirculatie-debiet van 5 tot 10% toe te passen. De druk en het retourdebiet bepalen samen de hoeveelheid lucht (in mg) die totaal wordt toegevoegd.

## 2.5 Conclusies en aanbevelingen

### 2.5.1 Conclusies

Uit het onderzoek blijkt dat DAF in combinatie met dosering van een hoogmoleculair kationisch flocculant een toepasbare en interessante techniek is voor de voorbehandeling van stedelijk afvalwater. Bij flocculantdoseringen van circa 4 mg/l (3 mg pe/100 NTU) kunnen deeltjesverwijderingen ( $> 0,45 \mu\text{m}$ ) van meer dan 70 % bereikt worden; de zwevendestofverwijdering bedraagt bij deze dosering ongeveer 90 %.

De drogestofconcentratie van het geproduceerde slib bereikte bij de toegepaste ruimertijden van 2,5 - 4 uur waarden van 7,5 tot 10,2% (gemiddeld 9,4%). Dit is significant hoger dan de in de literatuur gevonden waarden (2 - 4%).

### Verwijdering van de verschillende componenten

In het continu-experiment werden bij doseringen van 4 mg/l (3 mg pe/100 NTU of 7,5 mg pe/g CZV<sub>influent</sub>) verwijderingen voor CZV<sub>totaal</sub> en CZV<sub>deeltjes</sub> van 50%, respectievelijk 63% gevonden. Uit de vergelijking van de continu- met de batch-experimenten blijkt dat door het optimaliseren van de mengomstandigheden de verwijdering van CZV<sub>deeltjes</sub> bij dezelfde dosering kan oplopen tot meer dan 70%. Uit deze vergelijking blijkt het belang van een goede menging van polymeren met het

inkomende afvalwater. Bij hogere doseringen (> 6 mg pe /100 NTU) werden CZV<sub>deeltjes</sub>-verwijderingen van 80 tot 90 % gevonden.

De verwijdering van fosfaat en stikstof in het continu-experiment bedroeg bij doseringen van 6,5 mg pe/g CZV<sub>influent</sub> 23% respectievelijk 8%. De lage stikstofverwijdering is te wijten aan de hoge NH<sub>4</sub>-N-concentratie in de experimentele periode. De procentuele BZV-verwijdering bedroeg in het continu-experiment 17% bij een dosering van 1,8 mg pe/g CZV<sub>influent</sub> en 40% bij 6,7 mg pe/g CZV<sub>influent</sub>.

### Drogestofconcentratie van het geruimde slib

De drogestofconcentratie van het geruimde slib is afhankelijk van de ruimerfrequentie. Bij continue ruiming is er nauwelijks sprake van drijfslagvorming, maar worden individuele vlokken direct afgeroomd. De bereikte drogestofconcentratie was gemiddeld 3,6%. Bij discontinue ruiming (om de 2,5 tot 4 h) ontstaat een drijfslag, waarin gedeeltelijke ontwatering onder invloed van de zwaartekracht kan plaatsvinden. Het slibgehalte bereikte hierbij waarden van gemiddeld 9,4 %. Dit is significant hoger dan de in de literatuur vermelde waarden (2 - 4%).

### Aanbevelingen voor procescondities

In tabel 9 wordt een aantal aanbevelingen gedaan voor procescondities bij toepassing van flotatie als voorzuivering voor stedelijk afvalwater:

**Tabel 9:** Aanbevolen procescondities voor flotatie als voorzuivering voor stedelijk afvalwater

Procesconditie	Invloed op het flotatieproces
Hydraulische belasting (gebaseerd op bovenoppervlak)	<ul style="list-style-type: none"> <li>• voor open flotatie: 5 -11 m/h [Haarhof &amp; Van Vuuren (1993)]</li> <li>• voor lamellenflotatie: ca. 20 m/h*</li> </ul>
Toe te passen druk	<ul style="list-style-type: none"> <li>• (minimaal) 3,5 bar</li> </ul>
Omvang retourstroom	<ul style="list-style-type: none"> <li>• in dit onderzoek 13 - 20 %; kan mogelijk verlaagd worden tot 5 - 10 % [Haarhof &amp; Van Vuuren (1993)]</li> </ul>
Vlokmiddel	<ul style="list-style-type: none"> <li>• hoogmoleculair kationisch flocculant; dosering 2 - 4 mg/l</li> </ul>
Ruimertijd flotatielaag	<ul style="list-style-type: none"> <li>• 3 - 4 uur</li> </ul>

\* informatie van Nijhuis Water Technologie

### 2.5.2 Aanbevelingen voor verder onderzoek

#### Onderzoek naar procescondities

Aanbevolen wordt om een aantal aspecten die belangrijk zijn voor het vaststellen, c.q. optimaliseren van de procescondities nader te onderzoeken:

- de menging van polymeer en afvalwater;
- de hydraulische belasting;
- de omvang van de retourstroom;
- de dosering van polymeer aan de hand van continue troebelheidsmetingen.

#### Inpassing van flotatie in een volledige zuiveringsroute

Flotatie lijkt een interessante voorzuiveringsstap bij de zuivering van stedelijk afvalwater. Voor een volledige zuivering zal vanzelfsprekend een nabehandeling nodig zijn. Hierbij kan met name gedacht worden aan biologische nazuivering. Onderzoek zal zich moeten richten op de mogelijkheden van nabehandeling van het effluent. Hierbij is met name nutriëntenverwijdering een belangrijk aandachtspunt.

## 3 DIRECTE GROVE-MEDIAFILTRATIE VAN RUW AFVALWATER

### 3.1 Inleiding

Dit hoofdstuk gaat in op het experimenteel verkennend onderzoek naar de toepassing van zowel continue als discontinue directe grove-mediafiltratie als mogelijke voorzuiveringsstap bij de zuivering van stedelijk afvalwater. Het onderzoek heeft als aandachtspunten de zuiveringsprestaties en de bedrijfsvoering van deze technieken.

Het doel van directe filtratie van influent door grove filtermedia is de snelle, compacte en vergaande verwijdering van zwevendestof (gesuspendeerd of/en colloïdaal materiaal) en de daaraan/in geadsorbeerde en geïncorporeerde verontreinigingen (zoals CZV, fosfaat- en stikstofcomponenten, zware metalen en organische micro-verontreinigingen). Door de verwijdering van deze verontreinigingen kunnen de daaropvolgende zuiveringsstappen compacter en energiezuiniger worden uitgevoerd, waardoor het gehele zuiveringsproces efficiënter kan worden bedreven [STOWA (1998-29)].

### 3.2 Literatuuroverzicht

#### 3.2.1 Inleiding

In dit hoofdstuk wordt de beschikbare kennis uit literatuur en praktijk omtrent directe grove-mediafiltratie beschreven. Als eerste wordt ingegaan op de beschrijving van de filtratietechniek, waarna onderzoeksresultaten worden toegelicht.

#### 3.2.2 Beschrijving van de filtratietechniek

Bij het filtratieproces spelen verschillende mechanismen een rol. Het belangrijkste mechanisme is invang van deeltjes in het filterbed. Daarnaast spelen sedimentatie en adsorptie een rol. Tevens kan (geringe) biochemisch omzetting plaatsvinden in een filter.

Door het verstopping van de poriën neemt de drukval over het filterbed (lineair) toe met de looptijd bij een constante filtratiesnelheid. Als de drukval te hoog wordt of het filterbed geen verontreiniging meer afvangt (doorslag), moet het filterbed gereinigd worden. Dit gebeurt door terugspoelen van het bed. Hiervoor wordt een combinatie van lucht en water gebruikt.

Directe influentfiltratie is een relatief onbekende en nauwelijks toegepaste techniek in de afvalwaterbehandeling. In Noorwegen, Australië en Japan zijn of worden onderzoeksprojecten naar opwaartse en neerwaartse directe filtratietechnieken met grove media verricht [Bigot *et al.* (1999), Booker *et al.* (1996), EPA (1976), Liao (1998 en 1999), Mouri en Niwa (1993), Ødegaard *et al.* (1998 en 1999), Tanaka *et al.* (1995)]. Filtratietechnieken voor de behandeling van primair effluent worden in de USA en het UK in verschillende (opwaarts en neerwaarts, discontinu en continu) uitvoeringen toegepast [o.a. Brown en Wilson (1999)]. Directe filtratie is als toepassing wel bekend uit de bereiding van drinkwater uit (troebel) oppervlaktewater [o.a. Van Dijk - Huisman (1996), Gray (1991)].

De uitgevoerde pilot-plantonderzoeken naar directe filtratie van stedelijk afvalwater [Mouri and Niwa (1993), Ødegaard (1997), Tanaka *et al.* (1995)] zijn beperkt en nauwelijks vertaalbaar naar de Nederlandse situatie. De onderzoeken gaan met name in op filtratie over een kolom die half gevuld is met grof-poreuze filtermedia. Als filtermedia worden plastic ringen of plastic buisjes met een diameter variërend van 2,5 - 8 mm gebruikt. De kolomhoogte bedraagt 3 tot 4 meter.

Verwijdering van deeltjes vindt plaats door een combinatie van bezinking, adsorptie aan het filtermateriaal en adsorptie aan bacteriemateriaal op het filtermateriaal. De resultaten van de onderzoeken zijn opvallend goed. Er zijn hoge oppervlaktebelastingen toepasbaar (5 - 40 m/h) bij een zwevendestofverwijdering van 80-90%.

Directe influentfiltratie kan zowel opwaarts doorstroomd als neerwaarts doorstroomd worden toegepast. In twee van de drie pilot-plantonderzoeken werd coagulantdosering toegepast.

De terugspoelfrequentie is afhankelijk van de toegepaste oppervlaktebelastingen en varieert van om de 5 tot 10 uur bij hoge belastingen tot elke 55 tot 65 uur bij lage belastingen. Een waarde voor de drogestofconcentratie van het slib wordt in de gevonden literatuur niet gegeven. Tabel 10 geeft enkele experimenteel verkregen zuiveringsrendementen van directe influentfiltratie.

**Tabel 10:** Zuiveringsrendementen van directe influentfiltratie

Parameter	Zuiveringsrendement
Zwevendestof	80 - 90%
BZV	40 - 50%

bron: [Mouri en Niwa (1993), Tanaka et al. (1995), Ødegaard (1997)]

### 3.3 Methoden en technieken

#### 3.3.1 Inleiding

De experimenten binnen dit onderzoek betroffen discontinue en continue directe influentfiltratie met grove filtermedia op rwzi Leiden-Noord en werden uitgevoerd tussen oktober 1998 en juli 1999 met pilot-plantinstallaties.

De discontinue filterinstallatie werd in de eerste proefperiode (oktober 1998 tot januari 1999) als opwaarts doorstroomd grof-medium-filter bedreven en tussen januari 1999 en juli 1999 als neerwaarts filter getest.

Gedurende de experimenten werden verschillende filterbedconfiguraties getest. Elke configuratie bestond uit een tien centimeter dikke steunlaag van grind (met een korrel diameter van 10 tot 20 mm) waarboven verschillende filtermaterialen alleen of in combinatie zijn gebruikt. Het filtratieproces werd zowel met als zonder vlokmiddel of polymeerdosering voor coagulatie/flocculatie bedreven.

Naast het opwaarts en neerwaarts bedreven discontinue filter werd een continu gespoeld filter (ASTRASAND AS-070) met een relatief grof medium van de firma *ASTRACO Water Engineering* (onderdeel van *Paques B.V. te Balk*) getest op de mogelijkheden voor de toepassing voor directe filtratie van ruw influent.

Het experimentele onderzoek omvatte metingen naar zuiveringsprestaties en de bedrijfsvoering van directe (grofmedia)filtratie van ruw influent. Binnen het onderzoek werden de zuiveringsprincipes bestudeerd zoals de verwijdering van deeltjes en vlokken en de daaraan gerelateerde verontreinigingen. In het onderzoek werden de verwijderingsprestaties van de filters bepaald. Naast de filtraatkwaliteit werden de bedrijfsmatige procesparameters onderzocht, zoals de invloed van de influentbelasting (voor zowel debiet als vervuilingsgraad) op de looptijd en de haalbare looptijd in relatie tot de filtratiesnelheid.

#### 3.3.2 Opstelling en materiaal voor de discontinue directe filtratie

De metingen hadden een verkennend experimenteel karakter om het gedrag en de prestaties van verschillende filterbedconfiguraties (voor materialen zie tabel 11) in een influentfilter te bestuderen. Naast de zuiveringsprestaties van het filter werd aandacht besteed aan de procesvoering.

**Tabel 11: Karakteristieken van de toegepaste filtermedia**

Materiaal	Plaats in het filter	Toepassing	Korrelgrootte (mm)	Dichtheid (1.000 kg/m <sup>3</sup> )	Gemiddelde porositeit (%)
Grind	onderste steunlaag	neer / op	10 - 20	2,65	> 65
Kwarts zand, fijn	onderste filterlaag	neer	3 - 6	2,65	40
Kwartszand, grof	onderste of enkele laag	op	5 - 8	2,65	45
Hydro-antraciet	enkele of bovenste laag	neer / op	5 - 10	1,38	50
Aqua-volcano	bovenste toplaag	neer	8 - 15	1,12	>50

Alle producten van Aquatechniek BV te Rockanje

Een indicatie van de samenstelling van het influent van de rwzi Leiden-Noord wordt in tabel 12 gegeven.

**Tabel 12: Indicatieve influentsamenstelling rwzi Leiden-Noord (oktober 1998 tot mei 1999)**

	Indicatie		Variatie
CZV	375	mg O <sub>2</sub> /l	200 - 650 mg O <sub>2</sub> /l
P <sub>totaal</sub>	6	mg P/l	2,7 - 7,9 mg P/l
N <sub> Kjeldahl</sub>	42	mg N/l	35 - 55 mg N/l
Zwevendestof	150	mg SS/l	50 - 250 mg SS/l
Troebelheid	125	NTU	75 - 250 NTU

#### Opwaartse filtratie

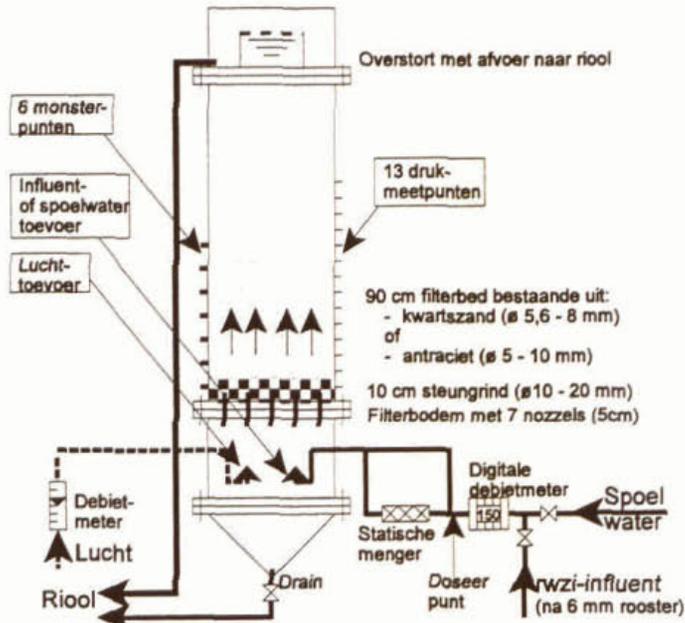
De filtratieopstelling - met een kolomdiameter van 44 centimeter (filteroppervlak = 0,152 m<sup>2</sup>) - was in het roostergoedgebouw geplaatst, vanwaar het influent met een pomp uit de influentgoot achter de grofveelroosters (spleetwijdte = 6 mm) werd onttrokken. Via een digitale debietmeter en een statische menger, voor eventuele vlokmiddeldosering, stroomde het influent opwaarts door zeven nozzels (diameter van nozzelgaten ≈ 5 mm) het filterbed in. De nozzels werden beschermd door een 10 cm dikke steunlaag van grof grind. Na de passage door het 90 centimeter hoge grofkorrelige filterbed verliet het filtraat het filter via een overstort op ruim anderhalve meter boven het filterbedoppervlak. Een schematische weergave van de filteropstelling voor opwaartse filtratie wordt in figuur 26 gegeven.

De pilot-plantinstallatie voor het filtratieonderzoek werd ontwikkeld en gebouwd door het Laboratorium voor Gezondheidstechniek van de TU Delft, dat ook het technisch onderhoud ter plaatse uitvoerde.

In het filterbed worden deeltjes en vlokken afgevangen, waardoor de poriën in het filterbed verstopt raken en de filterbedweerstand toeneemt. Door de afname van de poriëndiameter als gevolg van de ophoping van deeltjes neemt de zuiveringsprestatie van het filterbed in de tijd toe. Onder optimale omstandigheden wordt het gehele filterbed gebruikt om deeltjes uit het water te verwijderen (diepbedwerking).

Bij de proeven met opwaartse filtratie werd een bed van grof kwartszand en een filterbedconfiguratie van hydro-antraciet getest. Opwaartse filtratie werd in alle gevallen uitgevoerd zonder een vlokmiddeldosering.

Na beëindiging van de filterlooptijd (doorslag van vuil of het bereiken van de maximaal toelaatbare filterweerstand) werd het filterbed gedraineerd en vervolgens opwaarts gespoeld met lucht, water of een lucht/water-combinatie. Het spoelwater werd opgevangen en apart behandeld.



Figuur 26: Schematische weergave van de pilot-plant voor opwaartse filtratie

#### Neerwaartse filtratie

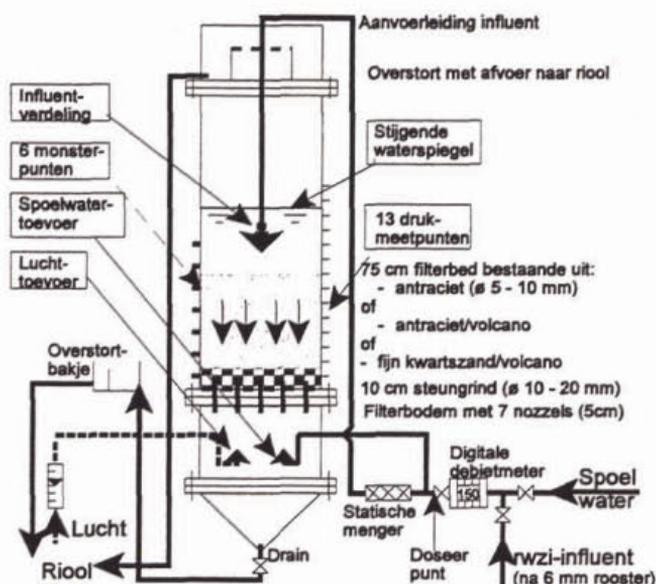
Na verloop van de introducerende proeven naar opwaarts doorstroomde filtratie, werd het filter omgebouwd tot een neerwaarts doorstroomde opstelling om de mogelijkheden tot spoeling te verbeteren en de beperkte maximaal toelaatbare drukval van opwaartse filtratie met antraciet (door opstijgen van het filterbed) te omzeilen. In tegenstelling tot opwaartse filtratie is bij neerwaartse filtratie de maximaal toelaatbare drukval onafhankelijk van het filtermateriaal en de filterbedhoogte. De maximaal toelaatbare druk wordt bepaald door de maximale stijghoogte boven het filterbed (hoogte van de filterkolom tot overstort).

Voor het neerwaarts doorstroomd filter werd de hoogte van het filterbed teruggebracht van 90 naar 80 cm om een zo groot mogelijke stijghoogte tot overstort in de filterinstallatie te verkrijgen. Door de plaatsing van een, van bovenaf met influent gevoede, aanvoerleiding midden in het filter werd het ruwe influent circa twintig centimeter boven het filterbed via een kegelvormig verdeelstuk verspreid (zie figuur 27). Het afvalwater stroomde daarna onder zwaartekracht door het filterbed.

Door de verstopping van de poriën in het filterbed zal de druk over het filter toenemen in de tijd. Dit leidt tot stijging van de waterspiegel in de filterkolom. De maximaal toelaatbare drukval over het neerwaarts doorstroomde filterbed wordt bepaald door het maximale waterpeil boven de top van het filterbed tot de overstort die circa twee meter bedraagt.

De proefopstelling is verder identiek aan het opwaarts doorstroomd filter zoals eerder beschreven. Gedurende de proeven met neerwaartse filtratie zijn zes filterconfiguraties getest zoals weergegeven in tabel 13.

Tijdens de proeven met neerwaartse filtratie werd een drietal filterbedden getest: hydro-antraciet (80 cm) alleen, hydro-antraciet (55 cm) met een toplaag van 25 cm aqua-volcano (geëxpandeerde kleikorrels) en een bed bestaande uit 45 cm zand met een toplaag van 25 cm aqua-volcano.



Figuur 27: Schematische weergave van de pilot-plant voor neerwaartse filtratie

Tabel 13: Toegepaste filterconfiguraties bij neerwaartse filtratie

Naam	Filterbed	Dosering
Antraciet	Enkellaags 80 cm antraciet	geen
Antraciet+volcano	Toplaag: 20 cm volcano + onderlaag: 55 cm antraciet	geen
Antraciet+volcano+Fe <sup>3+</sup>	Toplaag: 20 cm volcano + onderlaag: 55 cm antraciet	10 mg Fe <sup>3+</sup> per liter influent
Zand+volcano	Toplaag: 25 cm volcano + onderlaag: 45 cm fijn zand	geen
Zand+volcano+Fe <sup>3+</sup>	Toplaag: 25 cm volcano + onderlaag: 45 cm fijn zand	10 mg Fe <sup>3+</sup> per liter influent
Zand+volcano+PE	Toplaag: 25 cm volcano + onderlaag: 45 cm fijn zand	1 à 2 mg C492 per liter influent

Het merendeel van de proeven werd uitgevoerd zonder vlokmiddeldosering, maar de configuraties met volcano zijn herhaaldelijk getest met een dosering van 10 mg Fe<sup>3+</sup> per liter influent. Uiteindelijk werden aanvullende proeven uitgevoerd waarbij 1 à 2 mg/l hoogmoleculair kationisch polymerefflocculant (moleculairgewicht: 8·10<sup>6</sup> g/mol en ladingsgraad: +24) in plaats van ijzertzout werd gedoseerd.

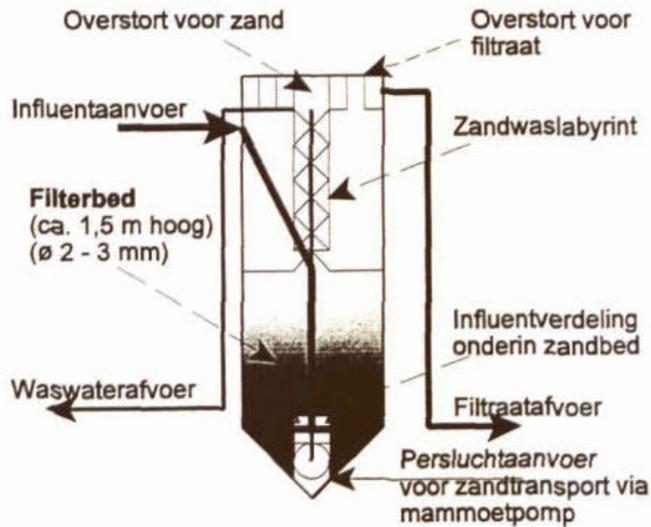
### 3.3.3 Opstelling en materiaal voor de continue directe filtratie

In de loop van maart 1999 is een continu gespoeld filter naast het discontinu gravitatiefilter in het roostergoedgebouw geplaatst. In de periode april tot juli 1999 werd het filter getest.

Het filter van het type *ASTRASAND AS-070* bestaat uit een filterkolom met een hoogte van circa 4 m en een diameter van 0,95 m met daarin een zandpakket (zie figuur 28). Het filterbed heeft een hoogte van 1,5 m en een effectief filteroppervlak van 0,70 m<sup>2</sup>.

Het filtertype *ASTRASAND* is tot nu toe hoofdzakelijk gebruikt voor filtratie van minder vervuilde wateren, zoals voor effluentbehandeling of in de drinkwaterbereiding.

Het filterbed bestond uit kwartzand met een korreldiameter van 2 tot 3 mm en werd opwaarts doorstroomd. In het algemeen worden in het continu gespoeld filter zandfracties gebruikt met een korreldiameter van 0,8 - 1,25 mm en 1,4 - 2,0 mm. De toegepaste korrelfractie in het influentfilter had voor gebruik in een continu gespoeld filter een relatief grote korreldiameter.



**Figuur 28:** Schema van het ASTRASAND AS-070 continu zandfilter (van ASTRACO BV)

Het filterbed werd continu gespoeld. Het onderste (vervuilde) filtermateriaal wordt daarbij onttrokken aan het filterbed en via een mammoetpompsysteem (met perslucht [0,7 - 1,4 Nm<sup>3</sup>/h, 5 bar]) naar de zandwasser boven in de filterkolom getransporteerd. De zandwasser bestaat uit een labyrint waar het zand in tegenstroom met filtraat wordt gespoeld. Het geconcentreerde waswater wordt afgevoerd naar een verdere verwerkingsstap. Het gereinigde zand valt terug op het filterbed en het filtraat stort boven in het filter over in de filtraatafvoer.

Het waswaterverbruik is in principe constant met een debiet van 0,7 m<sup>3</sup>/h. De zandcirculatiesnelheid is regelbaar met het toegepaste luchtdebiet en behoort, volgens het voorschrift, tussen 6 en 10 mm per minuut te liggen. Volgens een mondelinge mededeling van ASTRACO B.V. mag de zandcirculatiesnelheid, afhankelijk van de toepassing, variëren tussen 2 en 15 mm per minuut. De enige variabele parameters aan het continu gespoeld filter waren het aanvoerdebiet en de zandcirculatiesnelheid.

In de proefperiode werd met snelheden van 4, 7, 10 en 12,5 m/h ruw afvalwater opwaarts gefiltreerd. Aandachtspunten bij deze metingen waren de mogelijkheden van het continu gespoeld filter voor directe afvalwaterfiltratie, de verhouding tussen vereiste zandcirculatiesnelheid en aanvoerdebiet, en de verwijderingsprestaties van het filter.

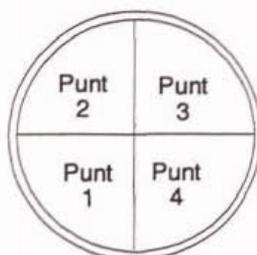
### 3.3.4 Technieken en analyses

Het debiet van de discontinue filteropstelling werd met een digitale debietmeter gecontroleerd en bijgesteld.

Het debiet van de continue filterinstallatie werd gemeten met een provisorische opstelling, waarbij het debiet van het filtraat en het waswater apart of gezamenlijk via een vat met stijgbuis kon worden bepaald.

Met een manometerbord dat in verbinding stond met 13 drukmeetpunten (op de onderste 40 cm van het filterbed op een onderlinge afstand van 5 cm; resterende meetpunten op een onderlinge afstand van 10 cm) werd de drukval over het discontinue filterbed afgelezen. Monsters voor waterkwaliteitsmetingen konden op meerdere plaatsen worden genomen, zowel onder en boven het filterbed als in het filterbed zelf.

De drukval over het continu gespoelde filterbed werd afgelezen van een stijgbuis naast de filterkolom. De zandcirculatiesnelheid werd bepaald door een PVC-buis met maatstrepen in het zandbed te steken en de neerwaartse snelheid van de buis in mm per minuut te meten. De buis wordt daarbij met het zand mee naar beneden getrokken, zodat de daling van de buis een indicatie geeft van de werkelijke zandcirculatiesnelheid. Om een nauwkeurige waarde te bepalen, werd deze meting op vier plaatsen in het filterbed uitgevoerd (zie figuur 29).



**Figuur 29:** Meetpunten voor zandcirculatiesnelheid

De troebelheid van het influent en het filtraat werd discontinu en on-line gemeten met respectievelijk een Hach-troebelheidsmeter en twee Surface Turbidity Scanners van Hach (ter beschikking gesteld door het KIWA). De data werden via een smartlink opgeslagen op een PC, waarna data-analyses werden uitgevoerd.

Van de steekmonsters van influent en filtraat werd met een eenvoudige Hach-Turbidimeter de troebelheid bepaald. CZV, stikstof en fosfaat werden geanalyseerd met de cuvettestest van Merck (Photometer SQ200). Zwevendestof werd volgens NEN-normen bepaald door filtratie over een  $4,4 \mu\text{m}$  papierfilter. Enkele keren werd het filtraat van de zwevendestofbepaling geanalyseerd op CZV. Voor een verdere CZV-fractionering werd een  $0,45 \mu\text{m}$  glasvezelmembraan gebruikt als filtermedium.

### 3.4 Resultaten van de experimenten

#### 3.4.1 Inleiding

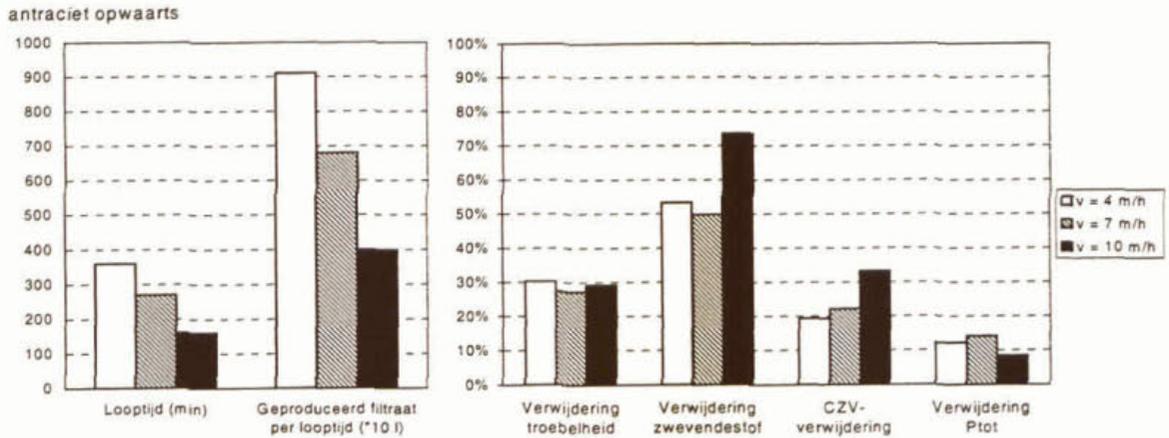
In deze paragraaf worden de resultaten van de experimenten van de verschillende filtratietechnieken beschreven. Als eerste wordt een algemeen overzicht gegeven van de resultaten van de discontinue grove-mediafiltratie. Daarbij wordt per opwaarts en neerwaarts doorstroomd filter ingegaan op specifieke resultaten. Vervolgens wordt apart aandacht besteed aan de resultaten van het continu gespoelde grove-mediafilter.

#### 3.4.2 Resultaten van de discontinue directe grove-mediafiltratie

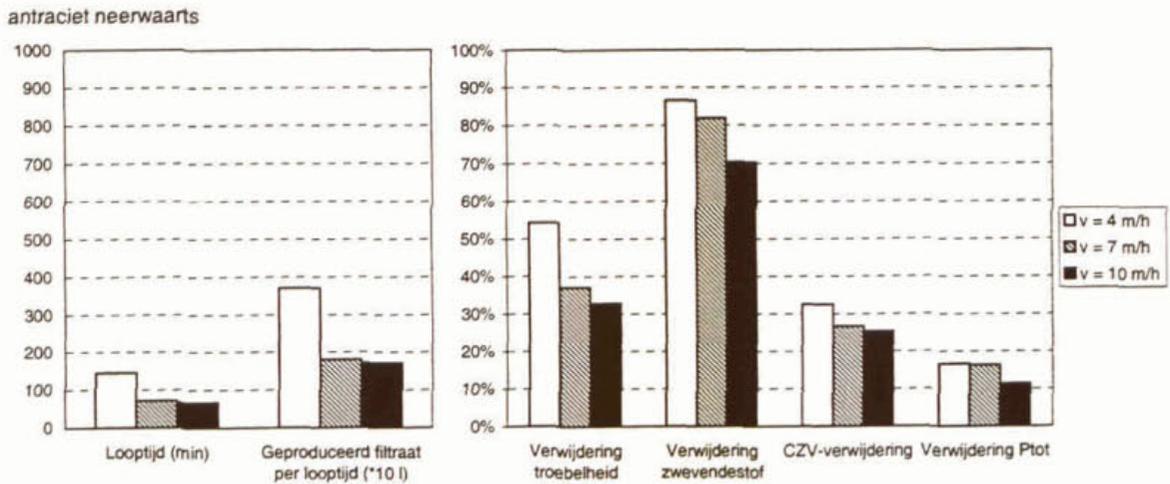
De gemiddelde resultaten van de experimenten van de verschillende filterbedconfiguraties van opwaartse en neerwaartse filtratie worden in zeven staafdiagrammen weergegeven. Per filterbedconfiguratie worden per filtratiesnelheid (4 [wit], 7 [gearceerd] en 10 m/h [zwart]) achtereenvolgens de looptijd (in minuten), de hoeveelheid geproduceerd filtraat per looptijd ( $\times 10 \text{ l}$ ) gepresenteerd. Daarnaast worden de verwijderingsrendementen weergegeven voor troebelheid, zwevendestof,  $\text{CZV}_{\text{totaal}}$  en  $\text{P}_{\text{totaal}}$  per filterbedconfiguratie en filtratiesnelheid.

Opwaartse filtratie door het antracietbed resulteerde in langere looptijden dan bij neerwaartse filtratie door hetzelfde filterbed doordat in het neerwaartse enkellaags antracietbed een koek gevormd werd boven het filterbed. De verwijderingsrendementen voor troebelheid en zwevendestof waren bij neerwaartse filtratie hoger dan bij opwaartse filtratie (vergelijk figuren 30

en 31). De verwijdering van CZV en fosfaat was voor beide systemen ongeveer even efficiënt. Terwijl de verwijderingsrendementen bij toenemende filtratiesnelheid van het opwaartse filter een grillig verloop vertonen, dalen de verwijderingsprestaties van het neerwaartse filter bij toenemende filtratiesnelheid.



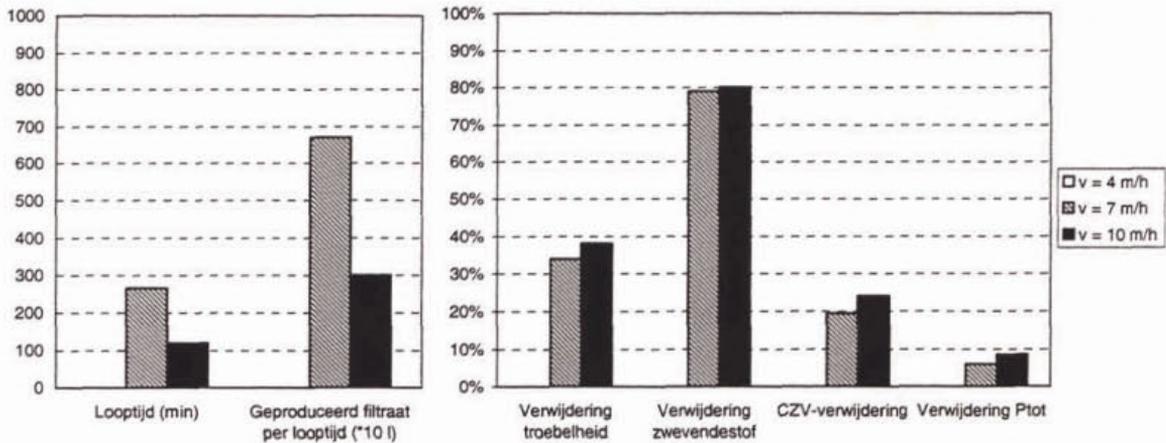
**Figuur 30:** Gemiddelde resultaten van opwaartse filtratie door een antracietbed



**Figuur 31:** Gemiddelde resultaten van neerwaartse filtratie door een antracietbed

Door toepassing van de grove volcanolaag boven op het antracietbed steeg de lengte van de looptijden van het neerwaartse filter omdat de koekvorming boven het antraciet werd voorkomen. Bij hoge filtratiesnelheden presteerde het neerwaartse volcano-antracietfilter qua haalbare looptijden vergelijkbaar met het opwaartse antracietfilter. De verwijderingsprestaties voor troebelheid en zwevendestof van het volcano-antracietfilter waren vergelijkbaar met het antracietfilter, terwijl de verwijdering van CZV en fosfaat lager uitviel (zie figuren 31 en 32).

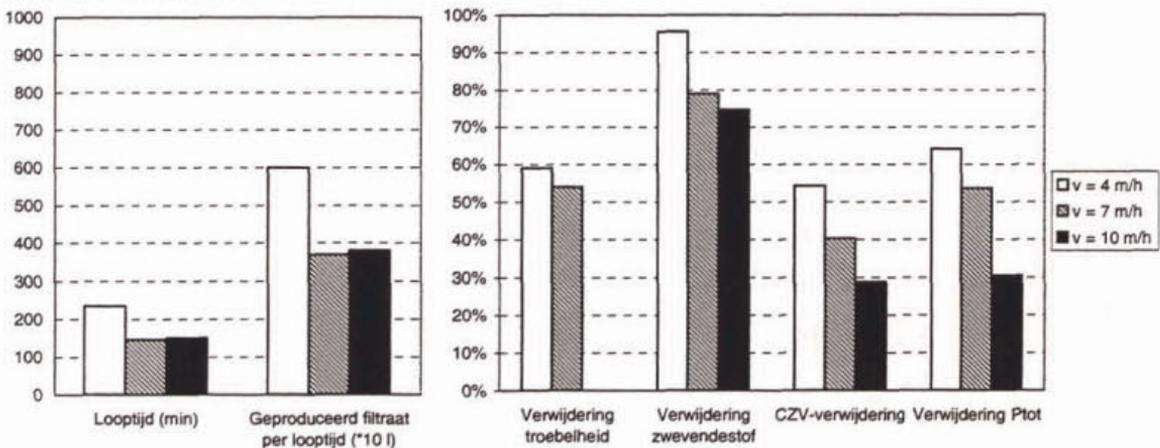
antraciet + volcano



**Figuur 32:** Gemiddelde resultaten van neerwaartse filtratie door een antraciet/volcanobed

Door vlokmiddeldosering (10 mg Fe<sup>3+</sup>/l) daalde de looptijd van het volcano-antracietfilter. De verwijderingsrendementen namen aanzienlijk toe door de ijzerdosering. Met name CZV en fosfaat (fosfaatprecipitatie) werden beter verwijderd (vergelijk figuur 32 met figuur 33).

antraciet + volcano + Fe<sup>3+</sup>



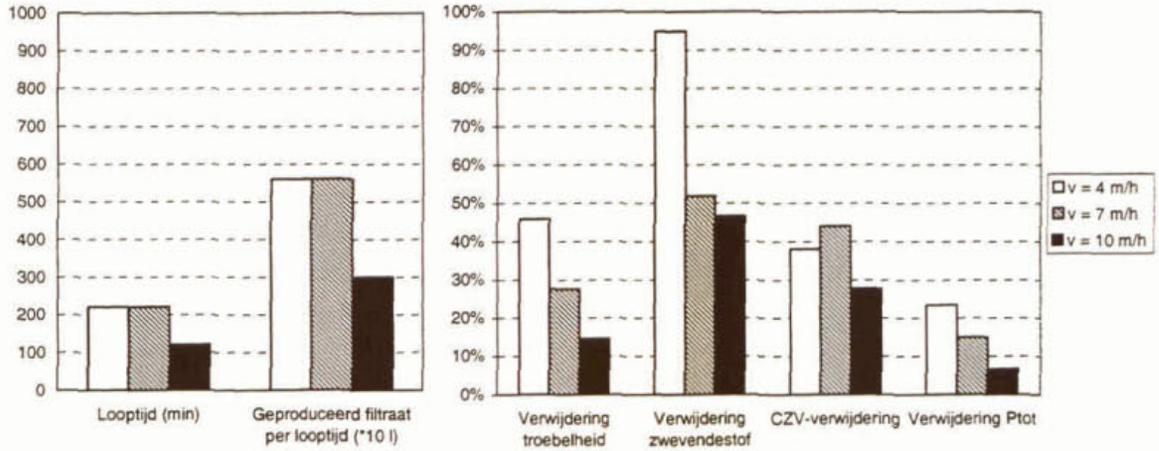
**Figuur 33:** Gemiddelde resultaten van neerwaartse filtratie door een antraciet/volcanobed met vlokmiddeldosering

De haalbare looptijden van het volcano-zandfilter zijn vergelijkbaar met het volcano-antracietfilter (zowel met als zonder dosering). Ook de verwijdering in de beide filterconfiguraties verschilt niet noemenswaardig (vergelijk figuur 32 met figuur 34 en figuur 33 met figuur 35). De gewenste toegevoegde verwijdering van verontreinigingen door de toepassing van een fijnere onderlaag wordt niet bereikt.

Vergelijkbaar met het volcano-antracietfilter resulteert een vlokmiddeldosering ook bij het volcano-zandbed in verdergaande verwijdering van CZV en fosfaat (zie figuren 34 en 35).

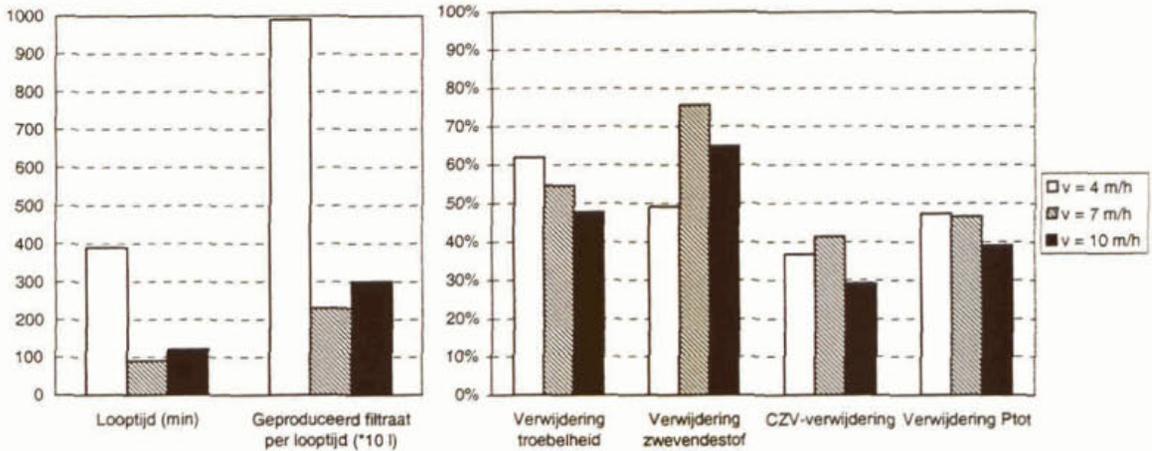
De dosering van hoogmoleculair kationisch polymeer leidde tot looptijden korter dan twee uur. De verwijderingsprestaties voor troebelheid, zwevendestof en fosfaat waren niet veel beter dan door de dosering van ijzer; alleen de CZV-verwijdering nam toe ten opzichte van de metaalzoutdosering. Voor details wordt verwezen naar figuur 36.

zand + volcano



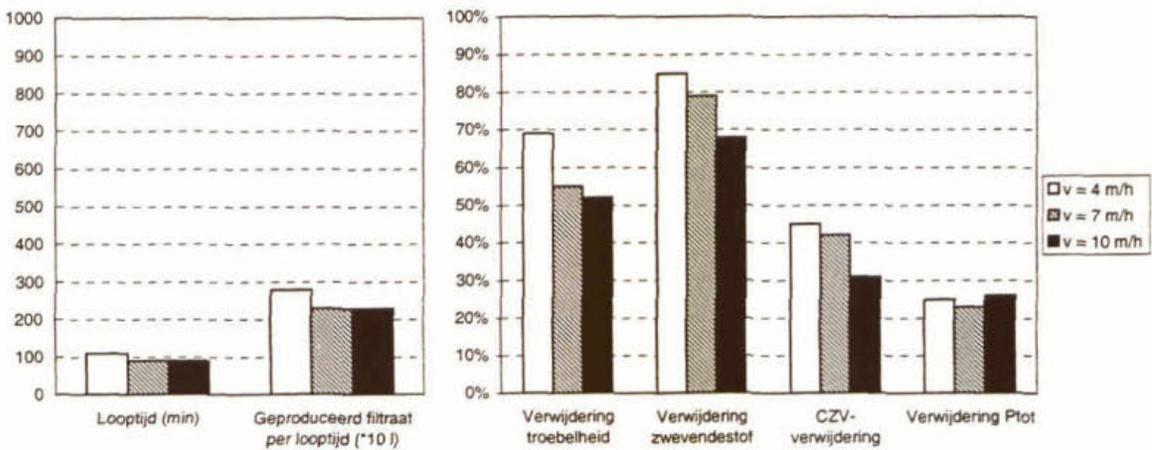
**Figuur 34:** Gemiddelde resultaten van neerwaartse filtratie door een zand/volcanobed

zand + volcano + Fe<sup>3+</sup>



**Figuur 35:** Gemiddelde resultaten van neerwaartse filtratie door zand/volcanobed met vlokmiddeldosering

zand + volcano + PE



**Figuur 36:** Gemiddelde resultaten van neerwaartse filtratie door zand/volcanobed met polymeerdosering (hoog molecuulair kationisch flocculant)

### 3.4.3 Discontinue looptijd tot verstopping of doorslag

De looptijd van het opwaarts doorstroomde filter werd in alle gevallen bepaald door het bereiken van de maximaal toelaatbare drukval. De verstopping van het filterbed vond hoofdzakelijk plaats in de eerste tien centimeter van de zand- of de antracietlaag (zie de lindquist-diagrammen A en B in bijlage 1). Het bereiken van de maximaal toelaatbare drukval was een spectaculaire waarneming omdat het gehele filterbed in dit geval werd opgetild door de waterdruk onder het filter. Het filterbed brak tussen de steunlaag van grind en de zand- of antracietlaag en werd in het geheel omhoog gestuwd.

Doorslag van deeltjes door het opwaartse filterbed werd niet waargenomen en stootbelastingen van vuil in het influent werden in het filterbed afgevangen en verwerkt. Alleen aan het begin van de looptijd, wanneer het filter nog moest rijpen<sup>2</sup>, werden hogere waarden in het filtraat gemeten dan in het influent. Dit was waarschijnlijk, behalve aan beperkte doorslag, te wijten aan een onvoldoende gespoeld filterbed.

De geteste neerwaarts doorstroomde filterconfiguraties verschilden in haalbare looptijden. Het in eerste instantie beproefde enkellaags antracietbed leverde relatief korte looptijden (35 tot 300 minuten) op doordat bovenop het filterbed een bezinklaag (koeklaag) ontstond die verstopping boven het filter veroorzaakte. De ruimtecapaciteit van het antracietbed werd in dit geval nauwelijks gebruikt (zie lindquist-diagram C in bijlage 1). De dubbellaagse filters maakten meer gebruik van de dieptewerking van het filter, waardoor ook langere looptijden behaald werden. Met name de vulcanolaag werd over het algemeen geheel beladen. Door de grovere structuur van het vulcanobed werd de koekvorming boven het filterbed voorkomen (zie weerstandsdiagram D in bijlage 1).

In aanvullende proeven waarbij 1 à 2 mg/l kationisch polymeer aan het influent werd gedoseerd, ontstond boven het filteroppervlak een koeklaag (> 5 cm) van boven het bed gevormde vlokken. Deze koeklaag leidde tot snelle verstopping van het filter waardoor de looptijden kort (< 120 minuten) waren.

Doorslag werd bij neerwaartse filtratie niet aangetoond, behalve bij het gebruik van vlokmiddelen. In het geval van de dosering van ijzerzout bleek dat de troebelheidsverwijdering na enkele uren structureel verminderde. De troebelheid in het filtraat steeg zonder dat de influenttroebeling toenam. Uit de analyses voor zwevendestof, CZV en fosfaat was deze trend niet te bepalen. Waarschijnlijk werd het ijzer niet geheel in het filter verbruikt en vlokte na passage door het filterbed alsnog uit in de meetcuvet of de aanvoerleiding.

### 3.4.4 Dieptewerking van de discontinue filters

De dieptewerking van zowel het opwaartse kwartzandfilter als het opwaartse antracietfilter was onvoldoende. Slechts over de onderste tien centimeter van het filterbed werden deeltjes en vlokken afgevangen. Dit werd onderstreept door de drukopbouw over het filterbed (zie lindquist-diagrammen A en B in bijlage 1). Om efficiënt grove-mediafiltratie toe te passen is een vergaande diepte- en ruimtewerking van het filter noodzakelijk.

Om een betere dieptewerking te verkrijgen, zijn proeven uitgevoerd met een pulsmatige tussenspoeling van het filterbed tijdens de looptijd. Hierbij werd tijdens het filtratieproces gedurende enkele seconden met hoge snelheid spoelwater opwaarts door het bed gespoeld. Het gevolg was de verplaatsing van het vuilfront dieper het filterbed in. De dieptewerking werd door de pulsspoeling geforceerd, waardoor de (opname)capaciteit van het filter toenam en de looptijden konden worden verlengd.

---

<sup>2</sup> Rijpen van het filter houdt in, dat de poriën van het filterbed gedurende de looptijd meer en meer verstopt raken. Vanwege de afnemende poriëndiameters nemen de verwijderingsprestaties van het filter toe, maar stijgt ook de drukval over het filterbed

Bij neerwaartse filtratie bleef de dieptewerking van het enkellaags antracietbed beperkt tot 15 à 20 cm boven in de filterbedlaag (zie figuur C in bijlage 1). Boven het antracietbed werd een koeklaag gevormd die snel tot verstopping leidde.

In het geval van het volcano-antraciet- of het volcano-zandfilter werd de ruimtecapaciteit van de volcanolaag (laagdikte = 25 cm) geheel benut. De vorming van de koeklaag werd grotendeels voorkomen en het vuilfront verplaatste zich binnen de volcanolaag. Van de onderliggende laag (zand of antraciet) werd 10 à 20 cm efficiënt gebruikt (zie als voorbeeld figuur D in bijlage 1).

Door de dosering van vlokmiddelen werd de gehele volcanolaag en het overgrote deel van de onderliggende laag efficiënter benut voor deeltjes- en vlokverwijdering.

Door de dosering van een kationisch polymeer aan het filterinluent, ontstond boven het filteroppervlak een koeklaag waardoor het functioneren van het filter werd beëindigd zonder dat een vergaande dieptewerking kon optreden.

### 3.4.5 Reiniging van de discontinue filters

De terugspoelprocedure (zie tabel 14) gaf tijdens de experimenten met opwaartse filtratie problemen. Het filterbed expandeerde onvoldoende en het filtermateriaal werd niet voldoende losgespoeld. Tevens koekte het filtermateriaal in de onderste laag van het filterbed samen en bewoog als één geheel door de filterkolom. Om het bed voldoende te reinigen werd (te) lang gespoeld, waardoor grote hoeveelheden spoelwater werden verspild. In sommige gevallen lag de verhouding tussen de filtraatproductie en het spoelwaterverbruik bij een factor twee (zie voorbeeldberekening), terwijl een spoelwaterverbruik van circa 20% ten opzichte van het geproduceerde filtraat gewenst is voor een efficiënte toepassing van een filter. De problemen met de spoeling werden mede veroorzaakt door de beperkte omvang van het filterbed.

**Tabel 14:** Toegepaste en gewenste spoelprocedure bij opwaartse filtratie

Spoelhandeling	Toegepaste spoeltijd	Toegepast debiet	Gewenste spoeltijd	Gewenst debiet
Draineren	variabel	n.v.t.	variabel	n.v.t.
Lucht	2 - 3 min.	3 en 5 bar	1 - 2 min.	3 - 5 bar
Lucht + waterspoeling	1 - 4 min.	3 bar lucht + 90 m/h water	1 - 2 min.	3 bar lucht + 100 m/h water
Water	> 5 min	90 m/h water	3 min	≤ 100 m/h
Draineren	variabel	n.v.t.	variabel	n.v.t.
Totaal	> 8 - 12 min. + draintijd		5 - 7 min. + draintijd	

#### Voorbeeldberekening spoelwaterverbruik

##### Filtraatproductie:

Tijdens een meting voor het filterbed van grof kwartszand met een filtratiesnelheid van 4 m/h (608 l/h) is een looptijd gehaald van 5 uur. De gemiddelde **filtraatproductie** bedraagt in dit geval **3.040 liter**.

Tijdens de spoelprocedure is in totaal voor de lucht+waterspoeling en waterspoeling gedurende 8½ minuten met een snelheid van 65 m/h (9.800 l/h) gespoeld. Het **spoelwaterverbruik** voor deze spoeling bedraagt ca. **1.390 liter** filtraat.

Het resulterende **spoelwaterpercentage** bedraagt  $1.390 / 3.040 \cdot 100\% = 46\%$

De eerste waarnemingen van de spoelprocedure met het hoge waterverbruik zijn gedaan met het (zwaardere) kwartszandbed. In eerste instantie werd beredeneerd dat het gewicht van het *bovenliggende zand te groot was om het bed voldoende te laten expanderen en te spoelen*. Hierna werd het kwartszand vervangen door het (lichtere) antraciet, maar ook hierbij was het spoelprogramma niet in staat om het bed voldoende efficiënt te spoelen. Door de toepassing van

antraciet als filtermateriaal expandeerde het bed gemakkelijker, maar de onderste tien centimeter van het filterbed werd niet gemakkelijk losgespoeld. Pas na hevige lucht- en waterspoelingen brak de onderste compacte laag en werd een bevredigende filterreiniging bereikt. Met het antracietbed en een hevige luchtspoeling zijn in latere metingen spoelwaterpercentages lager dan 20% (efficiëntieminimum) bereikt.

Het spoelprogramma voor het opwaarts bedreven filter is meerdere malen aangepast en op verschillende punten gevarieerd, maar een definitieve oplossing werd niet gevonden.

Om het effect van de spoeling te verbeteren, werd in de tweede onderzoeksfase het filter in plaats van opwaarts, neerwaarts doorstroomd uitgevoerd. Het reinigen van de neerwaartse filterbedden verliep efficiënter ten opzichte van het opwaartse filter. Voor de spoeling van de neerwaartse filters was een korte luchtspoeling (30 sec. bij 3 - 5 bar) met een beperkte waterspoeling voldoende om het geaccumuleerde vuil uit het bovenste gedeelte van het filterbed los te spoelen en te verwijderen. Desondanks vergde het uitspoelen van het slib uit de kolom onevenredig veel water, waardoor het berekende spoelwaterverbruik nog relatief hoog uitviel. In totaal werden spoelwaterverhoudingen gehaald tussen 10% en 40% ten opzichte van het geproduceerde filtraat. Civiel- en procestechnische maatregelen ter optimalisering van de spoelwateroverstort en de spoelprocedure kunnen tot een lager spoelwaterverbruik (< 10%) leiden.

Het discontinue spoelen van het filter heeft het voordeel dat het spoelwater boven het filterbed (voor)ingedikt kan worden. Tijdens de uitvoering van de spoelprocedure bleek herhaaldelijk dat als na de korte luchtspoeling het filter niet direct met water gespoeld werd, het slib in de kolom uitvlokte en met hoge snelheid bezonk. Boven het filterbed werd binnen enkele minuten een geconcentreerde slibdeken (> 1.000 NTU) gevormd met een scherpe slibspiegel en redelijk helder (< 50 NTU) supernatant. Volgens visuele waarnemingen leek in het slib een vlokstructuur te ontstaan. Dit werd mogelijk veroorzaakt door de beluchting of door de hevige turbulentie tijdens de beluchting.

### 3.4.6 Gedetailleerde influent- en filtraatanalyse

Van het influent en het filtraat van het neerwaartse volcano-zandfilter werden vier monsters op BZV<sub>5</sub> en N<sub>kjeldahl</sub> geanalyseerd. De monsters werden op twee verschillende tijdstippen (30 minuten na start en bij beëindiging van de looptijd) genomen van het influent en het filtraat van het volcano-zandfilter met dosering, bij een snelheid van 10 m/h. De resultaten van deze analyses worden in tabel 15 weergegeven.

**Tabel 15:** Resultaten van analyses op CZV, BZV<sub>5</sub> en N<sub>kjeldahl</sub>

Meting	CZV (mg O <sub>2</sub> /l)	BZV <sub>5</sub> (mg O <sub>2</sub> /l)	N <sub>kjeldahl</sub> (mg N/l)	BZV/N-ratio
Influent op t = 30 min. (9.00 uur)	420	155	48	3,2
Filtraat op t = 30 min. (9.00 uur)	310	125	47	2,7
Influent op t = 180 min. (11.30 uur)	440	160	49	3,3
Filtraat op t = 180 min. (11.30 uur)	320	120	50	2,4

Volcano-zandfilter met vlokmiddel (10 mg Fe<sup>3+</sup>/l) bij 10 m/h

Vervolgens werd in een specifiekere meetreeks van het neerwaartse volcano-zandfilter naast de troebelheid, zwevendestof, BZV, fosfaat en kjeldahl-stikstof, het CZV gekarakteriseerd in verschillende grootteklassen. Het resultaat van deze analyse wordt gepresenteerd in tabel 16.

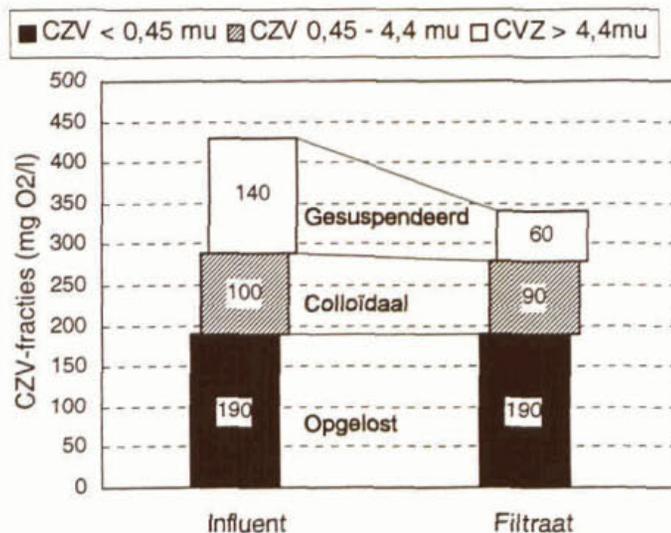
**Tabel 16:** Fractie-analyse op influent en filtraat zonder vlokmiddel

Meting	Influent	Filtraat	Rendement
Troebelheid (NTU)	117	58	50%
Zwevendestof (mg/l)	103	43	58%
CZV <sub>totaal</sub> (mg O <sub>2</sub> /l)	430	340	21%
CZV <sub>&lt;4,4 μm</sub> (papierfilter, mg O <sub>2</sub> /l)	290	280	3%
CZV <sub>&lt;0,45 μm</sub> (glasvezelmembraan, mg O <sub>2</sub> /l)	190	190	0%
BZV <sub>5</sub> (mg O <sub>2</sub> /l)	145	140	3%
N <sub>Kjeldahl</sub> (mg N/l)	44	44	0%
P <sub>totaal</sub> (mg P/l)	6,8	6,2	9%

Volcano-zandfilter vlokmiddel bij 7 m/h, pH = 7, T = 18,5 °C, 11.30 uur

Zoals in de, uit tabel 16 afgeleide, figuur 37 wordt weergegeven, was van het CZV<sub>totaal</sub> 140 mg O<sub>2</sub>/l in gesuspendeerde vorm (CZV<sub>> 4,4 μm</sub>) aanwezig in het influent. De colloïdale CZV-fractie tussen 0,45 μm en 4,4 μm werd uit deze metingen berekend op 100 mg O<sub>2</sub>/l. De opgeloste CZV-fractie (< 0,45 μm) kwam overeen met 44% van het CZV<sub>totaal</sub>. 56% van het CZV was in deeltjesvorm in het influent aanwezig.

Door filtratie werd in dit geval 23% van het CZV<sub>totaal</sub> verwijderd. In het filtraat werd 60 mg O<sub>2</sub>/l in gesuspendeerde vorm (> 4,4 μm) gemeten. Hieruit werd berekend dat in het filter 57% gesuspendeerd CZV werd verwijderd. De colloïdale CZV-fractie in het filtraat bedroeg 90 mg O<sub>2</sub>/l (10% verwijdering colloïdaal CZV).



**Figuur 37:** CZV-fractionering van influent en filtraat van volcano-zand filter zonder dosering

Door dosering van anorganisch vlokmiddel (10 mg Fe<sup>3+</sup>/l) nam de verwijdering in het filterbed toe (zie tabel 17).

Het CZV in het influent bestond in deze meting voor 46% uit opgelost CZV en voor 54% uit CZV gerelateerd aan deeltjes (zie ook figuur 38). Het influent bevatte 160 mg O<sub>2</sub>/l CZV in gesuspendeerde vorm en 90 mg O<sub>2</sub>/l als colloïdaal CZV.

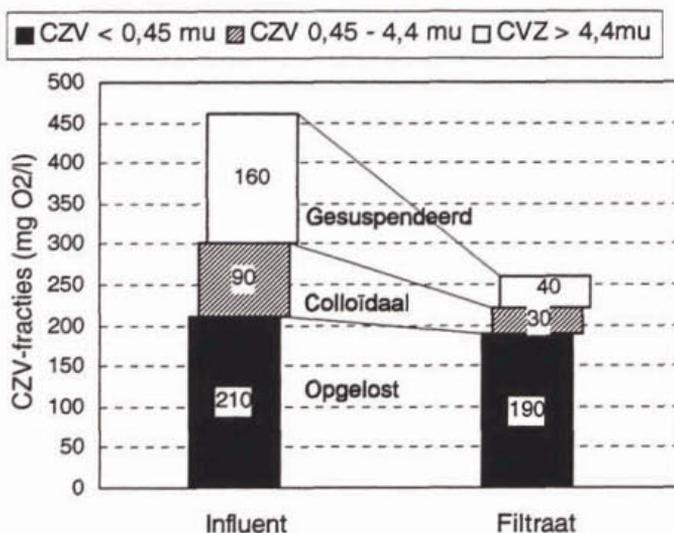
**Tabel 17: Resultaten van analyses op influent en filtraat met vlokmiddel**

Meting	Influent	Filtraat	Rendement
Troebelheid (NTU)	123	53	57%
Zwevendestof (mg/l)	115	39	66%
CZV <sub>totaal</sub> (mg O <sub>2</sub> /l)	460	260	43%
CZV <sub>&lt;4,4 μm</sub> (papierfilter, mg O <sub>2</sub> /l)	300	220	27%
CZV <sub>&lt;0,45 μm</sub> (glasvezelmembraan, mg O <sub>2</sub> /l)	210	190	9%
BZV <sub>5</sub> (mg O <sub>2</sub> /l)	160	140	13%
N <sub>kjeldahl</sub> (mg N/l)	48	46	4%
P <sub>totaal</sub> (mg P/l)	7,2	3,4	53%

Volcano-zandfilter met vlokmiddel (10 mg Fe<sup>3+</sup>/l) bij 7 m/h, pH=7, T = 18 °C, 10.00 uur

In het filter werd 43% CZV<sub>totaal</sub> verwijderd. In het filtraat werd nog slechts 40 mg O<sub>2</sub>/l gesuspendeerd CZV aangetoond (75% verwijdering) en 30 mg O<sub>2</sub>/l in colloïdale vorm (67% verwijdering). Opgelost CZV werd met circa 9% verwijderd.

Ten opzichte van de verwijderingsprestaties zonder dosering bleek een aanzienlijk deel van het colloïdale materiaal te worden verwijderd. Tevens nam de verwijdering van opgeloste verontreinigingen (CZV<sub><0,45 μm</sub>, BZV, N en P) toe.



**Figuur 38:** CZV-fractionering van influent en filtraat van volcano-zand filter met 10 mg Fe<sup>3+</sup>/l

### 3.4.7 Resultaten van continue directe grove-mediafiltratie

Het continu gespoelde filter kon continu bedreven worden, waarbij het spoelwaterverbruik tot circa 7% werd teruggebracht bij een filtratiesnelheid van 12,5 m/h.

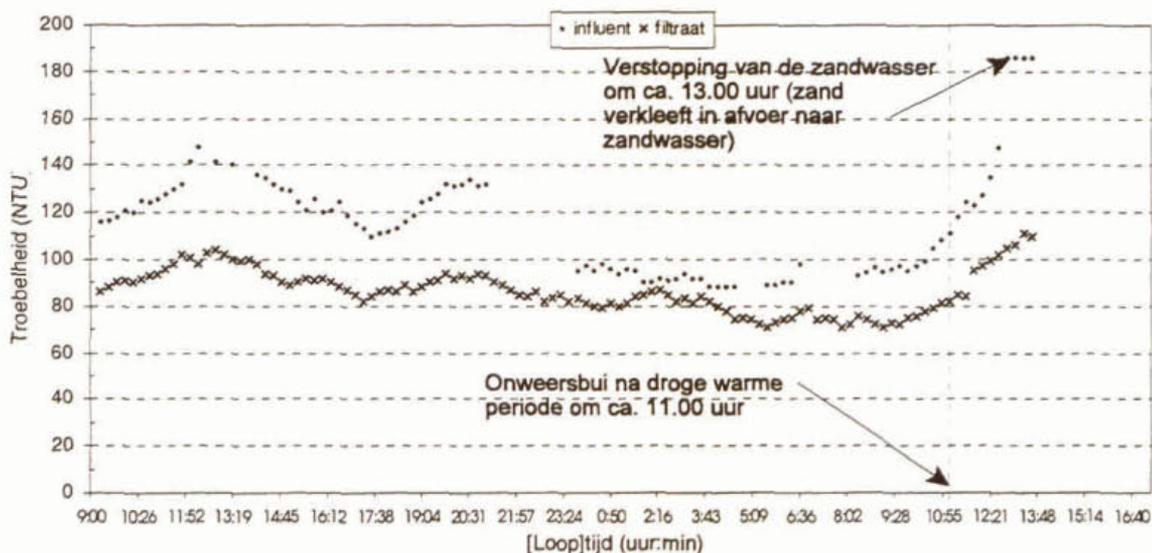
De verwijderingsprestaties van het continue filter waren redelijk tot goed. Ondanks de voor directe filtratie relatief fijne zandfractie werden troebelheid, zwevendestof, CZV en fosfaat minder vergaand verwijderd dan in het neerwaartse discontinue filter. Bij toenemende filtratiesnelheid namen in het algemeen de verwijderingsprestaties van het filter af. De invloed van de zandcirculatiesnelheid was niet duidelijk aan te geven.

### 3.4.8 Looptijd van het continue filter

In principe kan het filterbed van het ASTRASAND-filter niet verstoppem omdat het continu gespoeld wordt. Wel kan het toegepaste type zandwasser in het filtersysteem overbelast raken door (te) hoge vuil- en zandbelastingen of door verkleaving van het zand in het labrynt. Tijdens

de metingen trad dit herhaaldelijk op, waardoor het filter geen influent meer filtreerde, maar overstortte via de noodoverstort. Na gewone tot hevige regenval in een natte periode werd geen verstopping van de zandwasser geconstateerd. Verstopping trad gedurende de meetperiode van 8 weken vijf keer op meestal na hevige regenval.

Als voorbeeld van een verstoppingsverschijnsel wordt het verloop van de troebelheid gedurende een proefloop gepresenteerd in figuur 39.



**Figuur 39:** Verloop van de troebelheid (in NTU) in het influent en het filtraat van het ASTRASAND-filter ( $v = 10 \text{ m/h}$ , 10% spoelwaterverbruik, on-line-meting (1 meting per 15 min.) van 1 op 2 juni 1999, NB: gaten in de meetreeks zijn veroorzaakt door verstopping van de troebelheidsmeter)

De continue meetreeks is niet volledig door tijdelijke verstopping van de meetcuvetten, maar geeft desondanks een goed beeld van het verloop van de troebelheid in het influent en het filtraat. Pieken in het influent werden redelijk afgevlakt in het filter. Bij hogere troebelheid in het influent steeg de troebelheid in het filtraat minder sterk en nam het verwijderingsrendement toe. Tijdens de nachtelijke aanvoer met lage vuillasten verwijderde het filter nauwelijks troebelheid. Bij toenemende vuilbelasting aan het eind van de ochtend steeg de troebelheid van het filtraat pas met enige vertraging.

In dit geval werd de looptijd beëindigd doordat om circa 13.00 uur de zandwasser verstopt raakte na een onweersbui (om 11.00 uur) en de daarmee gepaard gaande aanvoer van hoge concentraties aan zwevendestof (en troebelheid).

### 3.4.9 Drukval over het continu gespoelde filterbed

De drukval over het filterbed varieerde met de filterinstellingen. De filtratiesnelheid en de zandcirculatiesnelheid hadden invloed op de drukval over het filterbed. In tabel 18 worden de waargenomen drukverliezen over het filterbed per filterinstelling weergegeven.

De waargenomen bedweerstand was beperkt. Dit duidt aan dat de filtratiesnelheid verder verhoogd zou kunnen worden of dat de zandcirculatiesnelheid verder verlaagd zou kunnen worden. De bedweerstand mag zover stijgen totdat het filterbed net niet opgetild wordt. In deze proefopstelling was de maximaal mogelijke drukval over het filterbed 150 cm. Uit veiligheidsoverwegingen werd de maximaal toelaatbare drukval echter beperkt tot circa 100 cm. In geen van de metingen werd de maximaal toelaatbare drukval over het filterbed benaderd.

De dieptewerking van het continu gespoeld filter was niet meetbaar omdat de opstelling niet beschikte over drukmeetpunten over de filterbedhoogte.

**Tabel 18:** Drukval over het ASTRASAND AS-070 filter bij verschillende instellingen

Filterinstelling (filtratiesnelheid en zandcirculatiesnelheid)	Waargenomen drukverlies tijdens filtratie
7 m/h en 4-5 mm/min 7 m/h en 5-6 mm/min	< 5 cm niet waarneembaar
10 m/h en 4-5 mm/min 10 m/h en 5-6 mm/min 10 m/h en 6-7 mm/min 10 m/h en 8-9 mm/min	20 cm 15 cm 12 cm 10 cm
12,5 m/h en 8-9 mm/min	25 cm

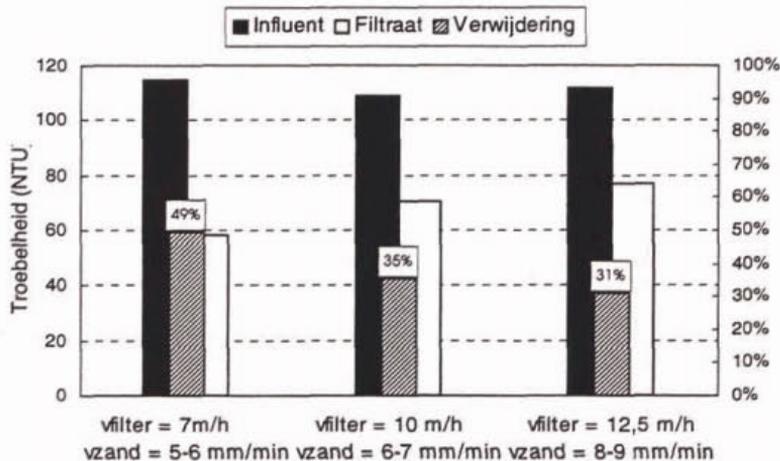
### 3.4.10 Verwijderingsprestaties van het continu gespoeld filter

De verwijderingsprestaties van het continu gespoeld filter varieerden gedurende de proefperiode. Bij regenweersituaties was de verwijdering van troebelheid, zwevendestof en CZV duidelijk lager dan bij droogweerafvoer. Dit werd veroorzaakt door de lagere concentraties aan vervuiling in het influent bij regen en door de slechtere werking van het filter door uitspoeling of verstopping na de eerste vuilpiek bij een eerste regenbui. Om een duidelijk en vergelijkbaar beeld te geven van de verwijderingsprestaties van het filter worden alleen de resultaten bij droogweerafvoer gepresenteerd.

De verwijderingsprestaties worden beïnvloed door de toegepaste filtratiesnelheid en de zandcirculatiesnelheid. Deze twee variabelen worden in de onderstaande paragrafen behandeld. In het algemeen kan gesteld worden dat door een optimalisatie van de filterinstellingen de verwijderingsprestaties van het geteste filter kunnen worden verbeterd.

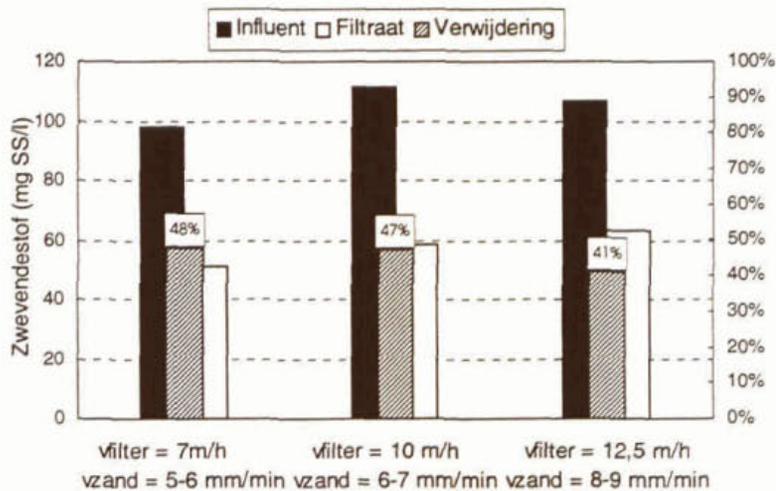
#### *Verwijderingsrendementen bij toenemende filtratiesnelheid*

Uit de metingen bleek dat de prestaties voor troebelheidsverwijdering afhankelijk zijn van de toegepaste filtratiesnelheid. Ook al zijn de omstandigheden niet geheel vergelijkbaar en niet geoptimaliseerd, bij hogere snelheden neemt het rendement af (zie figuur 40).



**Figuur 40:** Gemiddelde troebelheidsverwijdering bij filtratiesnelheden van 7, 10 en 12,5 m/h

Bij een filtratiesnelheid van 7 m/h bedroeg het gemiddelde verwijderingsrendement voor troebelheid nagenoeg 50%. Bij een snelheid van 10 m/h was het behaalde rendement 35% en bij 12,5 m/h 31%. Om een geheel passend beeld van de invloed van de filtratiesnelheid op de prestaties te verkrijgen moeten de filters met geoptimaliseerde omstandigheden per filtratiesnelheid met elkaar vergeleken worden.



**Figuur 41:** Verwijdering van zwevendestof bij filtratiesnelheden van 7, 10 en 12,5 m/h

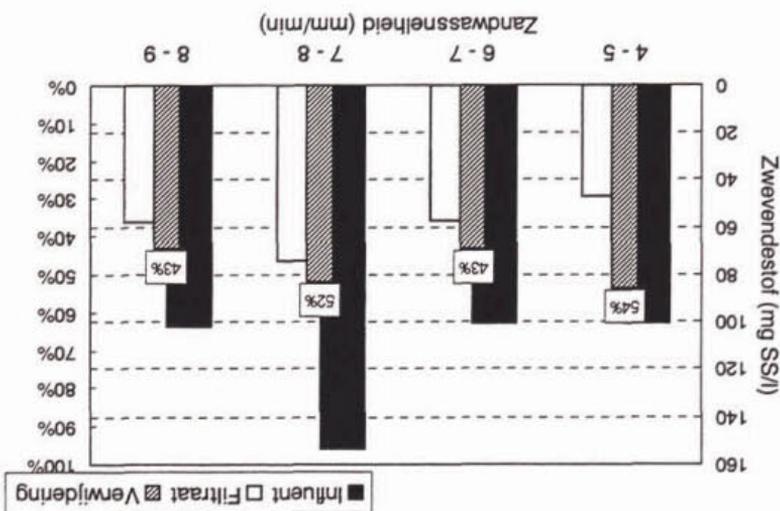
De verwijderingsrendementen voor zwevendestof waren in het algemeen hoger dan voor troebelheid (zie figuur 41). Ook werden de verwijderingsprestaties voor zwevendestof in mindere mate bepaald door de filtratiesnelheid. Bij de hoogst toegepaste filtratiesnelheid van 12,5 m/h werd zwevendestof redelijk verwijderd en de dalende tendens van de troebelheidverwijdering werd bij de verwijdering van zwevendestof niet teruggevonden.

Het verschil in zuiveringsprestaties voor troebelheid en zwevendestof wordt waarschijnlijk veroorzaakt doordat bij de bepaling van de troebelheid de fracties van kleinere, met name colloïdale, deeltjes een grote invloed hebben. De zwevendestofmeting wordt bepaald door grotere gesuspendeerde deeltjes ( $> 4,4 \mu\text{m}$ ) die minder invloed hebben op de troebelheidsbepaling. Kleine deeltjes bepalen de troebelheid, zodoende neemt bij een toenemende filtratiesnelheid de verwijdering van kleine deeltjes af en blijft de verwijdering van grotere deeltjes relatief constant. De lagere verwijderingsrendementen voor kleine deeltjes bij toenemende filtratiesnelheid kan verschillende oorzaken hebben: het filterbed heeft een beperkte minimale afscheidingsdiameter. Door de hogere filtratiesnelheid kan het filterbed verder expanderen waardoor de poriëndiameter afneemt en de gemiddelde afscheidingsdiameter van het filterbed toeneemt. Hierdoor zal het verwijderingsrendement voor bepaalde deeltjesfracties dalen. Tevens kan bij een hogere filtratiesnelheid eerder doorslag van reeds afgevangen deeltjes optreden.

De verwijderingsprestaties voor CZV worden in figuur 42 gepresenteerd. Bij toenemende filtratiesnelheid nam de gemiddelde verwijdering af van 22% bij een snelheid van 7 m/h tot circa 15% bij een belasting van 10 m/h en 12,5 m/h. Aannemende dat alleen gesuspendeerd CZV wordt verwijderd tijdens het filtratieproces kan de verwijdering van zwevendestof redelijk vergeleken worden met de CZV-verwijdering.

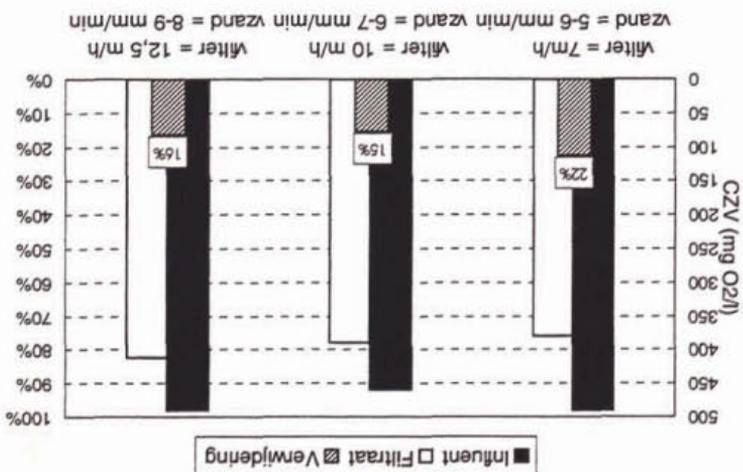
De invloed van de zandcirculatiesnelheid op de verwijderingsrendementen voor CZV (figuur 44) kwam redelijk overeen met het verloop van de troebelheidsverwijdering. Bij een snelheid van 4-5 mm/min werd ruim 20% CZV verwijderd, terwijl bij hogere zandcirculatiesnelheden het verwijderingsrendement tussen 10% (bij 7-8 en 8-9 mm/min) en 15% (bij 6-7 mm/min) lag.

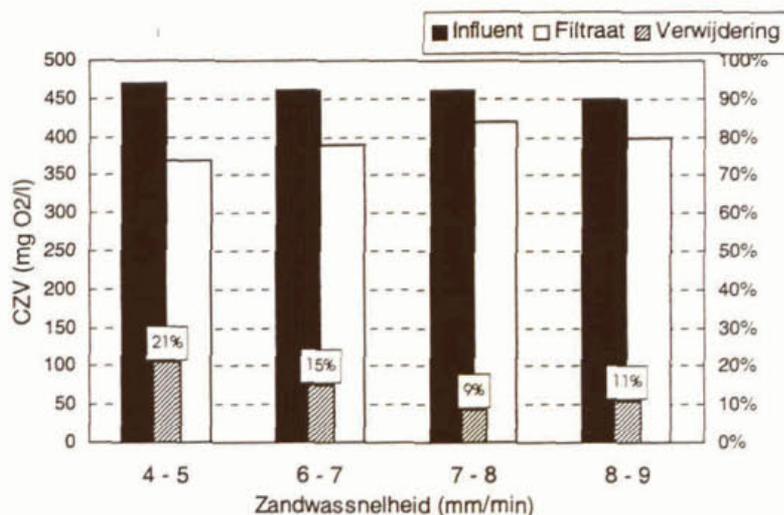
**Figuur 43:** Verwijdering van zwevendestof bij toenemende zandcirculatiesnelheid; filtratiesnelheid = 10 m/h



Inflow van de zandcirculatiesnelheid op de verwijderingsprestaties  
 De invloed van de zandcirculatiesnelheid op de filterprestaties is niet duidelijk aan te geven. Normaliter zou de verwijderingsprestatie van het filter bij toenemende zandcirculatiesnelheid afnemen doordat het filterbed sneller ververst wordt en het bed minder kan rijpen. Als voorbeeld voor de invloed van de zandcirculatiesnelheid worden de resultaten van metingen bij een filtratiesnelheid van 10 m/h gepresenteerd (zie figuren 43 en 44).

**Figuur 42:** CZV-verwijdering in het continu gespoeld filter bij filtratiesnelheden van 7, 10 en 12,5 m/h





**Figuur 44:** CZV-verwijdering bij toenemende zandcirculatiesnelheid; filtratiesnelheid = 10 m/h

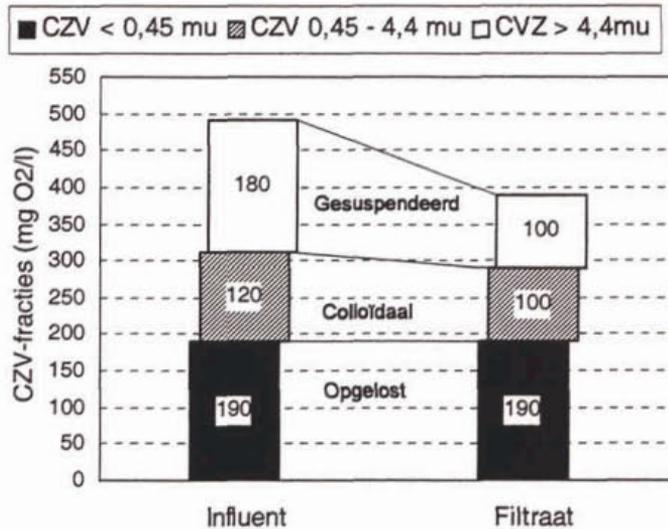
Voor het behalen van betere verwijderingsprestaties van het continu gespoeld filter kan een lagere zandcirculatiesnelheid een oplossing zijn, maar daardoor neemt wel de drukval over het filterbed toe (zie ook tabel 18). Bij de toepassing van een (te) lage zandcirculatiesnelheid stijgt het risico van onvoldoende reiniging en van verstopping van het filterbed. Zowel de verbetering van de verwijderingsprestaties als de kans op verstopping moeten bij een optimalisatieprocedure tegen elkaar worden afgewogen.

Om de kans op verstopping te voorkomen is door ASTRACO B.V. een besturingssysteem ontwikkeld dat de luchttoevoer naar de mammoetpomp zodanig regelt dat de bedweerstand wordt gecorrigeerd tot een bepaald set-point. Als bij een (te) lage zandcirculatiesnelheid een (te) hoog gehalte aan zwevendestof in het influent wordt aangevoerd, wordt door een verhoogde luchttoevoer de zandcirculatiesnelheid verhoogd totdat de bedweerstand een vooraf bepaalde kritische waarde nadert.

#### 3.4.11 CZV-fractionering van influent en filtraat van het continue filter

Om een beeld te verkrijgen van de verdeling van de verontreinigingen over de deeltjesgrootte werden enkele CZV-fractioneringen uitgevoerd. Hierbij werd het CZV van drie fracties bepaald voor zowel het influent als het filtraat. Ten eerste werd  $CZV_{\text{totaal}}$  van het influent en het filtraat met een Merck-cuvettentest geanalyseerd. Vervolgens werden het influent en het filtraat over een papierfilter met een poriëndiameter van  $4,4 \mu\text{m}$  gefiltreerd en geanalyseerd op  $CZV_{<4,4 \mu\text{m}}$ . Tenslotte werden het voorbehandelde influent en filtraat gefiltreerd over een glasvezelmembraan met een poriëndiameter van  $0,45 \mu\text{m}$ , waarvan het CZV als  $CZV_{<0,45 \mu\text{m}}$  werd bepaald.

Door  $CZV_{<4,4 \mu\text{m}}$  van  $CZV_{\text{totaal}}$  af te trekken, werd het gesuspenderde deel van het CZV ( $CZV_{>4,4 \mu\text{m}}$ ) berekend. De colloïdale CZV-fractie ( $CZV_{0,45-4,4 \mu\text{m}}$ ) werd berekend door het verschil te bepalen tussen  $CZV_{<4,4 \mu\text{m}}$  en  $CZV_{<0,45 \mu\text{m}}$ . De resultaten van deze bepaling voor het influent en het filtraat van het continu gespoeld filter worden weergegeven in figuur 45.



**Figuur 45:** Fractionering van influent en filtraat van het continue filter ( $v_{\text{filter}}=7\text{ m/h}$ ;  $v_{\text{zand}}=5-6\text{ mm/min}$ )

In het continu gespoeld filter werden de verschillende CZV-fracties verschillend verwijderd. In deze meetreeks werd troebelheid voor 41% en zwevendestof met een rendement van 46% verwijderd. Voor CZV<sub>totaal</sub> werd een verwijderingsrendement van 20% bepaald.

De verwijdering van totaal-CZV werd onderverdeeld in een verwijderingspercentage van 44% voor gesuspendeerd CZV (180 naar 100 mg O<sub>2</sub>/l), 17% colloïdaal CZV (van 120 naar 100 mg O<sub>2</sub>/l). De verwijderingsprestatie voor gesuspendeerd CZV kwam overeen met het verwijderingsrendement van zwevendestof. Verwijdering van opgelost CZV (CZV<sub><0,45 µm</sub>) werd niet waargenomen.

### 3.4.12 Reiniging van het continu gespoeld filter

Het continu gespoeld filter werd continu gespoeld met een constant waswaterdebiet van 0,7 m<sup>3</sup> filtraat per uur. Vanwege het constante spoelwaterdebiet was het spoelpercentage afhankelijk van de toegepaste filtratiesnelheid (7 m/h: 15%, 10 m/h: 10%, 12,5 m/h: 7%). Voor de verwerking van het spoelwater moet bij een praktijktoepassing rekening gehouden worden met de constante (relatief dunne) slibstroom uit het filter.

## 3.5 Conclusies en aanbevelingen

### Algemeen

Algemeen kan uit het uitgevoerde onderzoek naar directe influentfiltratie door grove media worden geconcludeerd dat deze techniek gesuspendeerd materiaal vergaand kan verwijderen. Colloïdaal materiaal wordt nauwelijks verwijderd door een filter zonder vlokmiddeldosering. Met een dosering van metaalzout wordt wel colloïdaal en een fractie opgelost materiaal verwijderd. Het filtraat van de grove-mediafiltratie heeft een constante kwaliteit met lage gehalten aan zwevendestof. Pieken in de aanvoer van zwevendestof in het influent worden door directe influentfiltratie afgevangen. De filtraatkwaliteit neemt niet noemenswaardig af door hogere vuillasten in het influent. Wel wordt de looptijd van het filter (sterk) verkort door de aanvoer van hoge zwevendestofconcentraties in het influent.

Voor directe influentfiltratie kan zowel een discontinu als een continu gespoeld filter worden toegepast. Procestechnisch zijn met name de snelle verstopping van het filterbed (korte looptijden) en de spoelprocedure aandachtspunten. De toepassing van filtratietechnieken als voorzuiveringsstap in de praktijk hangt in grote mate af van de robuustheid en de bedrijfsvriendelijkheid van de filtratie-installatie. Hierover kan nog geen duidelijkheid worden gegeven.

De toegepaste filtratiesnelheden blijven beperkt tot maximaal 12 m/h om een minimale looptijd van enkele uren te garanderen. Het vereiste oppervlak van een mogelijk influentfilter kan daardoor slechts beperkt worden tot de helft van het oppervlak van een compacte voorbezinktank met coagulant- en polymeedosering (6 m/h). *Vergeleken met conventionele voorbezinking, zonder dosering en met een oppervlaktebelasting van 3 m/h wordt de ruimtebesparing substantiëler.*

Uitspraken over een optimale filterconfiguratie kunnen momenteel niet gedaan worden, hoewel het neerwaarts doorstroomde zand-volcano- of antraciet-volcanofilter met vlokmiddeldosering tijdens de uitgevoerde experimenten het beste werkte. De vraag of het systeem continu of discontinu gespoeld dient te worden en of de stromingsrichting opwaarts of neerwaarts moet zijn, is na het verkennende onderzoek nog moeilijk te beantwoorden.

### **Discontinue grove-mediafiltratie**

Algemeen kan uit de experimentele onderzoeksfase met het opwaarts doorstroomd influentfilter op de rwzi Leiden-Noord geconcludeerd worden dat de filterwerking redelijk is, maar dat de dieptewerking van het filter, de behaalde looptijden per filtratiesnelheid en met name de reiniging van het filter door terugspoelen onvoldoende zijn.

Naar aanleiding van de proeven met neerwaartse filtratie kan geconcludeerd worden dat door deze techniek een verdergaande deeltjesverwijdering in de voorzuivering kan plaatsvinden. Neerwaartse grove-mediafiltratie verwijdert zwevendestof en troebelheid beter dan een opwaarts filter. De looptijden bij neerwaartse filtratie zijn korter dan bij opwaartse filtratie doordat op het filter (bezinklaag) of in het bovenste gedeelte van het filterbed *verstopping plaatsvindt. De spoeling van het neerwaartse filter is goed uitvoerbaar met een korte lucht- en waterspoeling.*

#### *Drukopbouw over het filterbed*

De looptijden van het opwaartse kwartzandfilter worden bepaald door verstopping van het filter. De gemeten tijdstippen van verstopping en de bijbehorende drukval komen overeen met de berekende theoretische maximaal toelaatbare drukval over het filterbed. In het geval van het *lichtere opwaartse antracietfilter* wordt het verstoppingpunt sneller bereikt. De gemeten verstoppingspunten met de bijbehorende drukval komen overeen met de berekende theoretische maximale toelaatbare drukval over het antracietbed. Door hoge vuillasten in het influent of pieklozingen (ook straatvuil na regen) wordt in het algemeen de looptijd tot verstopping van het opwaartse filter verkort.

De looptijd tot verstopping bij de neerwaartse filters wordt hoofdzakelijk bepaald door de aanvoer van hoge zwevendestofgehalten in het influent of door pieklozingen (straatvuil). Ook leidt een toename van de filtratiesnelheid tot een afname van de filterlooptijd. Dosering van 10 mg Fe<sup>3+</sup> per liter influent veroorzaakt over de gehele hoogte van het filterbed drukopbouw, door vlokvorming in het filterbed (dieptewerking van het filter). De dosering van polymeer heeft een negatief effect op de looptijd. De gevormde polymeervlokken verstopten het filterbed bovenin, waardoor *koekfiltratie optreedt.*

#### *Verwijderingsprestaties*

De verwijdering van troebelheid bij opwaartse filtratie bedraagt voor zandfilter en antracietfilter met een volcano-toplaag 15% tot 55%. Ook bij een variatie van de troebelheid in het influent (50 - 200 NTU) is de troebelheid van het filtraat constant laag met waarden tussen 20 en 90 NTU.

Zwevendestof wordt voor meer dan 85% verwijderd tot gehalten beneden 25 mg/l. Voor CZV werden verwijderingsrendementen tussen 20% en 45% gemeten voor het antracietbed. In het filtraat werden CZV-concentraties gemeten rond 300 mg/l. Fosfaat wordt zonder vlokmiddeldosering nauwelijks verwijderd (circa 5 à 6 mg/l in het filtraat). Het geproduceerde filtraat vertoont redelijk lage en constante waarden voor troebelheid en CZV. Hogere vuilbelastingen in het influent leiden tot hogere verwijderingsprestaties van het filter.

De gemiddelde verwijderingsprestaties van de diverse neerwaartse filters lopen niet veel uiteen. Het rendement voor troebelheidsverwijdering ligt tussen 40% en 70%. Zwevendestof wordt gemiddeld voor meer dan 85% verwijderd, de CZV-verwijdering zonder dosering is ongeveer 35%.

Fosfaat wordt slechts marginaal verwijderd (ca. 10%). Met dosering van 10 mg Fe<sup>3+</sup> per liter influent wordt CZV voor 40% tot 60% verwijderd, het rendement voor de fosfaatverwijdering bedraagt ongeveer 60%. De dosering van polymeer verhoogt de verwijdering van troebelheid en CZV.

### *Spoeling*

Een antracietbed in plaats van een filterbed van kwartszand geeft een verbeterde expansie en spoeling van het bed. Voor het opwaarts bedreven filter met een zandbed moet ongeveer 40% van het geproduceerde filtraat worden gebruikt als spoelwater. Voor het antracietbed kan de spoelwaterverhouding worden teruggebracht tot circa 30%.

Voor de spoeling van de neerwaartse filters is een korte luchtspoeling (30 sec. 3 - 5 bar) met een beperkte waterspoeling voldoende om het geaccumuleerde vuil uit het bovenste gedeelte van het filterbed los te spoelen en te verwijderen. Spoelwaterverhoudingen tussen 10% en 40% ten opzichte van het geproduceerde filtraat blijken mogelijk.

### **Continue directe filtratie**

Het ASTRASAND-filter kan continu bedreven worden met een spoelwaterverbruik van 7% bij een filtratiesnelheid van 12,5 m/h.

Tijdens of na aanvoer van hoge vuillasten in het influent trad verstopping op. Een regel- en besturingssysteem en/of een grotere uitvoering kan mogelijk verstoppen voorkomen.

Het continu gespoeld filter is tot de volgende verwijderingsprestaties in staat:

- troebelheid wordt gemiddeld met 30% bij 10 en 12,5 m/h tot 50% bij 7 m/h verwijderd;
- het gemiddelde verwijderingsrendement voor zwevendestof bedraagt 40% bij 12,5 m/h en ongeveer 50% bij filtratiesnelheden van 10 m/h en 7 m/h;
- de verwijdering van CZV is 15% bij snelheden van 10 m/h en 12 m/h. CZV wordt voor ruim 20% verwijderd bij een snelheid van 7 m/h.

Bij filtratiesnelheden van 10 m/h en 12,5 m/h is de verwijdering van troebelheid en CZV beperkt. Dit duidt mogelijk op doorslag of afspoeling van fijn, CZV-houdend materiaal.

De invloed van de zandcirculatiesnelheid op de verwijderingsprestaties was moeilijk interpreteerbaar; maar een verlaging van de zandcirculatiesnelheid leidt wel tot betere prestaties van het filter.

### **Aanbevelingen**

Na verloop van de experimentele verkennende studie lijkt directe filtratie van ruw afvalwater door een filterbed van grove media mogelijk. Gezien enkele succesvolle toepassingen in het buitenland zou directe grove-mediafiltratie ook in Nederland in specifieke gevallen nuttig toepasbaar kunnen zijn. Het uitgevoerde onderzoek laat echter nog te veel vragen open om een definitieve uitspraak te kunnen doen. Aanvullend onderzoek zou kunnen uitwijzen of directe filtratie van ruw afvalwater op praktijkschaal daadwerkelijk mogelijk en efficiënt is.

In het algemeen zijn de looptijden van een filtratierun kort doordat het filterbed binnen enkele uren verstopt raakt. Om dit te voorkomen zou specifiekere aandacht besteed moeten worden aan het filtermateriaal en een mogelijke voorbehandeling van het influent. Filtratie van primair influent na een compacte, snelle flotatie- of bezinkstap kan mogelijk een efficiënter toepassing zijn omdat daarbij reeds bezinkbare of floteerbare deeltjes verwijderd zijn.

*Aanbevelingen bij de directe discontinue grove-mediafiltratie*

Momenteel ontbreekt nog voldoende accurate informatie om directe grove-mediafiltratie aan te bevelen voor toepassing als voorzuiveringstechniek. De korte looptijden en de relatief lage filtratiesnelheden, gecombineerd met beperkte verwijderingsprestaties voor met name colloïdale deeltjes, maken de beproefde uitvoering van directe grove-mediafiltratie niet aantrekkelijk.

*Aanbevelingen bij de directe continue grove-mediafiltratie*

Voor mogelijk verder onderzoek met een continu gespoeld filter voor directe filtratie van ruw afvalwaterinluent wordt aanbevolen om de relatief kleinschalige proefopstelling van het ASTRASAND AS-070-filter met een filteroppervlak van 0,7 m<sup>2</sup> door een grotere versie te vervangen. Dit om bedrijfsproblemen in verband met de schaalgrootte te voorkomen. Dit grotere filtertype zou voorzien moeten zijn van een regel- en besturingssysteem met automatische debietmeters terwijl de proefopstelling zou moeten beschikken over on-line meetapparatuur voor troebelheid en overige gewenste waterkwaliteitsparameters (bij voorkeur CZV en zwevendestof).

Om het zuiveringsrendement van het filter te verbeteren wordt voorgesteld om ook bij hogere filtratiesnelheden de zandcirculatiesnelheid laag (4 - 5 mm/min.) te houden en het filter aan te sturen met een sturingsprogramma op vuilaanvoer en debiet. Aanbevolen wordt om de zandcirculatiesnelheid niet lager dan 4 mm/min. in te stellen. Voor een verdere verbetering van de verwijderingsprestaties van het filter kan ook een fijnere zandfractie worden toegepast. Gezien de lage waargenomen bedweerstand is dit mogelijk zonder dat het filterbed verstopt raakt.

## 4 DIRECTE MEMBRAANFILTRATIE VAN RUW AFVALWATER

### 4.1 Inleiding

Dit hoofdstuk gaat in op het experimenteel onderzoek naar de toepassing van directe membraanfiltratie als mogelijke voorzuiveringsstap bij de zuivering van stedelijk afvalwater. Het onderzoek richt zich met name op de verkenning van directe membraanfiltratie en heeft als aandachtspunten de zuiveringsprestaties en de bedrijfsvoering van deze techniek.

Het doel van directe filtratie van influent door membranen is de snelle, compacte en volledige verwijdering van gesuspendeerde en colloïdale deeltjes en de daaraan/in geadsorbeerde en geïncorporeerde verontreinigingen (CZV-, fosfaat- en stikstofcomponenten, zware metalen en organische micro-verontreinigingen).

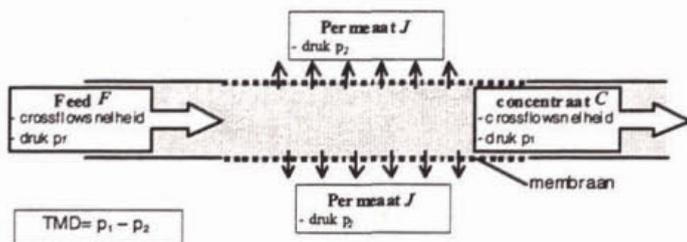
### 4.2 Achtergrond

#### 4.2.1 Inleiding

In dit hoofdstuk wordt de meest relevante kennis uit literatuur en praktijk van directe membraanfiltratie beschreven. Als eerste wordt ingegaan op de beschrijving van membraanfiltratie in het algemeen, waarna onderzoeksresultaten uit de literatuur worden toegelicht.

#### 4.2.2 Beschrijving van membraanfiltratie

Membraanfiltratie wordt gedefinieerd als het filteren van een vloeistof of gas door een membraan. Een membraan is een microfilter van een semi-permeabel materiaal. Met behulp van membranen kunnen (afvalwater)stromen gesplitst worden in een geconcentreerde stroom (het concentraat) en een gezuiverde component (het permeaat), zie figuur 46.



**Figuur 46:** Parameters bij membraanfiltratie met crossflow-systeem

De voedingsstroom, aangeduid met de  $F$  van feed (zie lijst van afkortingen in bijlage 2), is in dit geval het ruwe afvalwater dat in contact wordt gebracht met het membraan onder een gemiddelde druk ( $p_1$ ) en met de bepaalde crossflowsnelheid. Doordat aan de andere kant van het membraan een druk  $p_2$  ( $< p_1$ ) heerst, wordt een gedeelte van de voeding door het membraan geperst, waarbij verontreinigingen die een grotere afmeting hebben dan de poriëngrootte van het membraan achterblijven op het membraanoppervlak. Het debiet van de geproduceerde gezuiverde stroom, het permeaat, wordt aangeduid als de permeaatflux ( $J$ ), en wordt weergegeven in liters per  $m^2$  membraanoppervlak per tijdseenheid:  $[l/m^2 \cdot h]$ .

De drijvende kracht achter het membraanfiltratieproces is het drukverschil over het membraan, de transmembraandruk ( $TMD = p_1 - p_2$ ) met de eenheid in bar. Door de flux te delen door de

TMD wordt de zogenaamde permeabiliteit (P) van het membraan berekend, aangeduid in:  $[l/m^2 \cdot h \cdot bar]$ . Voor zowel de flux als de permeabiliteit geldt dat ze afhankelijk zijn van de temperatuur van het medium waarmee het membraan gevoed wordt. Door de temperatuursafhankelijkheid van de flux, de druk en de resulterende permeabiliteit worden deze waarden omgerekend naar een standaardtemperatuur. In het vervolg wordt hier nog nader op ingegaan.

Een deel van de voeding ter grootte van de flux wordt door het membraan gezuiverd, terwijl de rest verder stroomt met dezelfde snelheid als de crossflowsnelheid. Het doorstromende medium heeft nu een verhoogde concentratie aan verontreinigingen en wordt aangeduid met als het concentraat (C).

De scheidende werking en effectiviteit van een membraan zijn vooral afhankelijk van de poriëngrootte. Op grond van de membraankarakteristiek kan een indeling gemaakt worden naar membraantype in oplopende poriëngrootte: hyperfiltratie, nanofiltratie, ultrafiltratie, microfiltratie, deeltjesfiltratie (zie figuur 47). In het hier beschreven onderzoek werd gebruik gemaakt van ultrafiltratiemembranen met een gemiddelde poriëngrootte van 30 nm.

poriëngrootte:	nm	0,1	1	10	100	1000				
	$\mu m$					1	10	100	1000	
deeltjesgrootte:		ionen/ moleculen		macro- moleculen		microdeeltjes		fijne deeltjes		
stoffen:		suiker opgeloste zouten		virussen colloïden		bacteriën		stuifmeel	zand	
proces:		hyperfiltratie		nanofiltratie		ultrafiltratie		microfiltratie		deeltjesfiltratie

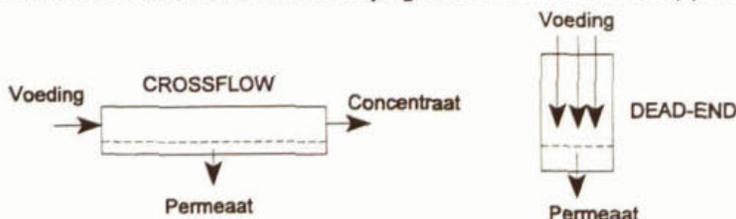
**Figuur 47:** Indeling membraanprocessen

De hoogte van de vereiste TMD is afhankelijk van:

- de poriëngrootte van het membraan;
- de concentratie aan zouten in het water;
- de mate van vervuiling van het membraan.

Membraanfiltratie kan zowel volgens het crossflowprincipe als volgens het dead-endprincipe worden toegepast (figuur 48). Bij de crossflowconfiguratie stroomt de voeding langs het membraanoppervlak en wordt het permeaat loodrecht op de stromingsrichting van de voeding onttrokken. Door de (turbulente) stroming evenwijdig aan het membraanoppervlak wordt de opbouwende vuillaag continu van het membraan afgespoeld en wordt een vergaande vervuiling van het membraan voorkomen.

In het geval van dead-end-filtratie wordt de gehele voeding door het membraan gedrukt of getrokken, zonder dat het membraan evenwijdig aan het membraanoppervlak wordt gereinigd.



**Figuur 48:** Crossflow- en dead-end-filtratie

De laatste jaren is een snelle ontwikkeling gaande op het gebied van de toepassing van membranen in de reiniging van (afval)water. Door de komst van nieuwe materialen is het proces breder en tegen lagere kosten inzetbaar. Momenteel worden de kosten van de toepassing van membraanfiltratie van rwzi-effluent geschat tussen 30 en 60 cent per m<sup>3</sup> behandeld permeaat voor zowel micro- als ultrafiltratie bij toepassing van dead-end-filtratie. De verwachting is dat de prijs van membranen en de gebruikskosten van membraanfiltratie in de toekomst nog substantieel zullen dalen.

Een belangrijke beperking van het gebruik van membranen is de gevoeligheid voor vervuiling van het membraanoppervlak. Vervuiling wordt veroorzaakt door scaling - neerslag van zouten - en fouling - afzetting van organische verbindingen. De vervuilende stoffen vormen een grenslaag waardoor de vereiste TMD toeneemt bij een gelijkblijvende flux. In het geval van de aanwezigheid van zouten kan scaling versterkt worden door concentratiepolarisatie, waardoor tevens de osmotische tegendruk toeneemt. Vanwege het optreden van vervuiling van het membraanoppervlak moeten membranen regelmatig gespoeld worden. Dit spoelen gebeurt in tegenstroom (terugspoelen) met de permeaatflux.

#### **4.2.3 Ervaringen met membraanfiltratie op (afval)waterstromen.**

Membraanfiltratie van waterstromen wordt momenteel steeds vaker toegepast als scheidings- en concentratieproces in de drink- en proceswaterzuivering. Een meer recente ontwikkeling is de toepassing van membranen voor vergaande reiniging van rwzi-effluent [Van der Graaf *et al.* (1998)]. Een belangrijke membraantoeepassing binnen de afvalwaterzuivering is het gebruik in membraanbioreactoren. Hierbij worden membranen in plaats van nabezinktanks toegepast in of na actief-slibinstallaties om biomassa te scheiden van de waterstroom en de slibleeftijd te verhogen.

In hoeverre membraanmicro- of ultrafiltratie toepasbaar is als voorzuiveringsstap is niet of nauwelijks bekend. Het enige enigszins gerelateerde onderzoek naar de toepassing op onbehandeld afvalwater is een Koreaans onderzoek [Kyu Hong Ahn *et al.* (1998) ] waarbij afvalwater van een hotel, echter zonder toiletspoeling wordt gebruikt als voeding voor membranen. Deze voeding had een dusdanig laag zwevendestofgehalte, dat het nauwelijks gegevens oplevert voor onderzoek naar de toepassing van stedelijk afvalwaterzuivering.

Membraanfiltratie is een betrouwbaar proces, waarbij een volledige afscheiding van de gesuspendeerde en colloïdale deeltjes alsmede geïncorporeerde en geadsorbeerde verontreinigingen mogelijk is. Het is hierbij belangrijk om de integriteit van het membraan te monitoren op beschadiging.

### **4.3 Methoden en technieken**

#### **4.3.1 Inleiding**

In dit deelonderzoek werden de mogelijkheden van directe membraanfiltratie van influent onderzocht met een membraanfiltratie-installatie op laboratoriumschaal. De experimenten werden uitgevoerd met drie membraantypen: PVDF-materiaal: FX4382, FX4385, en polyacrylonitril-materiaal: AX4125. Het betreft hierbij holle buisvormige membranen met een interne buisdiameter van 5,2 mm en een poriëndiameter variërend van 10 nm tot 30 nm. Het experimentele onderzoek naar deze filtratietechniek vond plaats in periode maart tot en met september 1999. Het onderzoek naar directe membraanfiltratie werd uitgevoerd in de proefhal Bennekom van de Wageningen Universiteit waarbij voorbezonden en ruw influent van de rwzi Bennekom als voeding werd gebruikt.

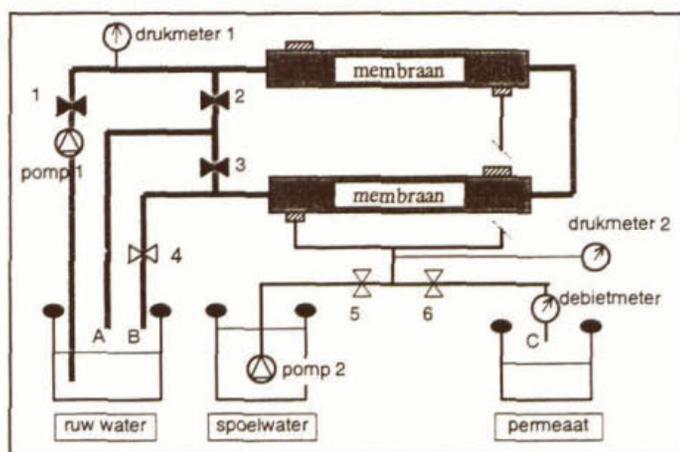
Aandacht in dit onderzoek ging uit naar een constante bedrijfsvoering bij relatief lage drukken en naar de kwaliteit van het geproduceerde permeaat. Met name de maximaal haalbare flux bij constante lage TMD, de vervuiling van het membraan en de spoelprocedure waren van belang. Daarnaast werden de verwijderingsprestaties bepaald voor troebelheid, zwevendestof en CZV en incidenteel fosfaat en stikstof.

#### 4.3.2 Installatie en materiaal voor directe membraanfiltratie

Voor het experimentele onderzoek naar directe membraanfiltratie werd gebruik gemaakt van een semi-pilot-plant membraaninstallatie, de Quick Scan Membrane Test Unit (QMT-unit, zie figuur 49), geleverd door TRIQUA Process- and Watertechnology B.V..

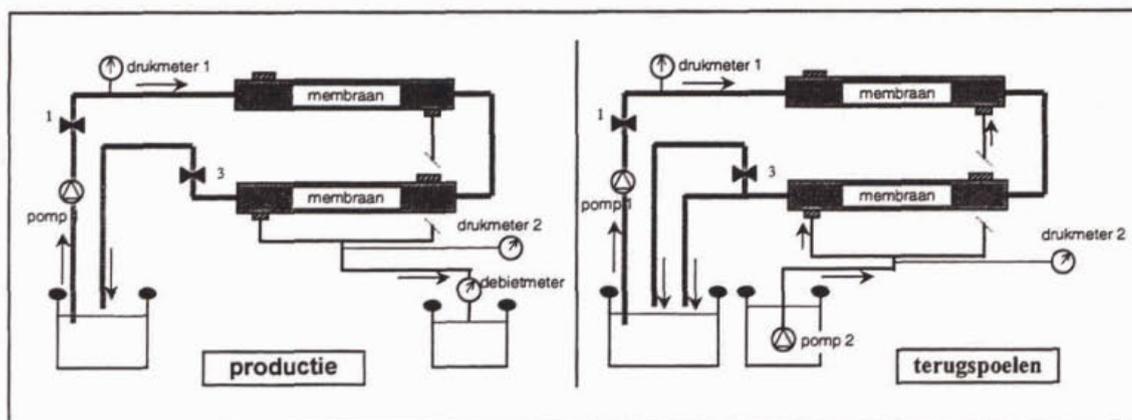
De QMT-unit werd voor het onderzoek aangepast en uitgebreid met nieuwe meetpunten, drukmeters en leidingen. Tevens werden nieuwe membraanmodules gebruikt die ter beschikking gesteld werden door STORK Friesland B.V.. De QMT-unit bestaat uit:

- een productiepomp die het influent onder een bepaalde druk en met een bepaalde crossflowsnelheid door de membraanmodules (2 stuks, in serie) pompt;
- een terugspoelpomp voor de periodieke backflush tegenstreams aan de productieflex;
- twee variabele membraanmodules van 1 m lengte en een doorsnede van 1 inch, gevuld met twaalf membraanbuisjes elk met een diameter van 5,2 mm (oppervlak: 0,17 m<sup>2</sup>);
- handbediende kleppen (in figuur 49: 1, 2 en 3);
- een schakelkast voor de instelling van de productietijd en de terugspoeltijd en bediening van de automatische kleppen (in figuur 49: 4, 5 en 6);
- twee drukmeters voor de bepaling van de transmembraandruk (TMD) en de terugspoeldruk;
- één debietmeter voor het meten van de permeaatflux.



**Figuur 49:** Schematische weergave van de aangepaste QMT-unit in de proefhal Bennekom

De QMT-unit is geschikt om als "hybride flow filtratie (dead-end filtratie)" en als "crossflow filtratie" bedreven te worden. Bij de uitgevoerde experimenten werd de crossflowconfiguratie toegepast (figuur 50). In deze configuratie werden productie en backflush automatisch afgewisseld. Een periodieke chemische reiniging werd handmatig uitgevoerd. Voor de instelling van de crossflowconfiguratie werd klep 2 gesloten. Vervolgens werd klep 3 gedeeltelijk geopend en sloten de kleppen 4 en 5 automatisch. Bij het opstarten van de installatie werd pomp 1 ingeschakeld en kon met klep 1 de transmembraandruk geregeld worden. Door deze te wijzigen, veranderde ook het crossflowdebiet (de stroming langs membraanwand).



Figuur 50: Productie- en spoelschema van de QMT-unit

#### 4.3.3 Toegepaste membranenconfiguratie

In de installatie werden twee membraanmodules gebruikt, opgebouwd uit een PVC omhulsel ( $\varnothing = 2,54$  cm) met daarin 12 buisvormige membranen, elk met een diameter van 5,2 mm. Het effectief membraanoppervlak per module bedroeg  $0,17$  m<sup>2</sup>.

Tijdens de experimenten waren twee soorten membranen beschikbaar. De tests werden gestart met een verkenning van de mogelijkheden door gebruik te maken van een membraanmodule van het type AX4125. Dit membraan heeft volgens de specificaties een molecular weight cut off (MWCO, zie bijlage 2) van 200 kDa overeenkomend met een poriëngrootte van circa 10 nm. De schoonwaterflux zou volgens de productbeschrijving rond  $50$  l/m<sup>2</sup>h liggen.

Vervolgens werd gebruik gemaakt van het membraantype FX4382, een eerder gebruikt membraan dat in vervuilde toestand in het bezit was van de Wageningen Universiteit. Dit membraan had volgens de specificaties een gemiddelde poriëngrootte van 30 nm en zou in schone toestand een schoonwaterflux (SWF) van meer dan  $1.000$  l/m<sup>2</sup>h moeten leveren bij een druk van 1 bar en een (water)temperatuur van 25°C. Dit membraan werd na een aantal introducerende metingen vervangen door een nieuw identiek membraan van STORK van het type FX4385. Voor een gedetailleerde karakterisering van de membranen wordt verwezen naar bijlage 3: Membraanspecificaties.

Een theoretische onderbouwing voor de toepassing van juist deze membranen is moeilijk te geven. Vooral op grond van ervaring in toepassing op rwzi-effluent is geadviseerd om deze typen membranen te gebruiken. De keuze voor een ultrafiltratiemembraan werd wel bewust gemaakt. Vanuit de gedachte dat de vervuiling op het membraanoppervlak en niet in de membraanporiën moet achterblijven voor een gemakkelijke membraanreiniging, werd gestreefd naar de toepassing van kleine poriëndiameters.

#### 4.3.4 Instelling en temperatuursgevoeligheid van de TMD en de crossflowsnelheid

Bij het meten aan membranen is het gebruikelijk om bij een constante flux de verandering van de TMD in de tijd te meten. Of bij constante TMD wordt het fluxverloop gemeten. Hierbij moet rekening gehouden worden met het feit dat de TMD beïnvloed wordt door de temperatuur van de voeding. Dit wordt veroorzaakt door de temperatuursafhankelijkheid van de viscositeit van (afval)water. Door een temperatuurstijging daalt de viscositeit waardoor het water makkelijker het membraan passeert. Daarom is het noodzakelijk om na ieder experiment de TMD en de flux terug te rekenen naar de waarde bij een standaardtemperatuur (in dit onderzoek: 15°C).

Omdat in de beproefde opstelling het water met de crossflowstroom werd rondgepompt, passeerde het water meerdere malen pomp 1. Doordat deze pomp het stromende influent tevens gebruikte als koelwater werd het water opgewarmd met 0,1 à 0,2°C per minuut. Door deze opwarming veranderde ook (de naar de temperatuur gecorrigeerde) TMD. Om dit te voorkomen, werd tijdens het experiment de TMD gecorrigeerd zodat de naar de temperatuur gecorrigeerde TMD zoveel mogelijk constant bleef. Dit gebeurde handmatig met behulp van klep 1. Vervolgens konden de permeaatfluxen van het experiment eveneens naar T gecorrigeerd worden. De flux is via de kinematische viscositeit ( $\nu$ ) afhankelijk van de temperatuur volgens:

$$\nu = \frac{497 \cdot 10^{-6}}{(42,5 + T)^{1,5}} \quad \left[ \frac{\text{m}^2}{\text{s}} \right]$$

Met  $T$  = temperatuur in °C

Omdat de flux omgekeerd evenredig is met de kinematische viscositeit, wordt de flux gecorrigeerd voor de actuele temperatuur met de volgende formule:

$$J_{\text{gecorrigeerd}} = J_{\text{gemeten}} \cdot \frac{(42,5 + T_{\text{ref}})^{1,5}}{(42,5 + T_{\text{gemeten}})^{1,5}} \quad \left[ \frac{1}{\text{m}^2 \cdot \text{s}} \right]$$

Waarin:  $J_{\text{gecorrigeerd}}$  = de naar de referentietemperatuur  $T_{\text{ref}}$  gecorrigeerde flux  
 $J_{\text{gemeten}}$  = de uit metingen direct berekende flux  
 $T_{\text{ref}}$  = de referentietemperatuur ten opzichte waarvan gecorrigeerd wordt; hier: 15°C  
 $T_{\text{gemeten}}$  = de temperatuur van het influent

De TMD kan vergelijkbaar gecorrigeerd worden, alleen nu precies de andere kant op, omdat TMD recht evenredig is met  $\nu$ :

$$\text{TMD}_{\text{gecorrigeerd}} = \text{TMD}_{\text{gemeten}} \cdot \frac{(42,5 + T_{\text{gemeten}})^{1,5}}{(42,5 + T_{\text{ref}})^{1,5}} \quad [\text{bar}]$$

Met:  $\text{TMD}_{\text{gecorrigeerd}}$  = de naar de referentietemperatuur  $T_{\text{ref}}$  gecorrigeerde TMD  
 $\text{TMD}_{\text{gemeten}}$  = de uit metingen direct berekende TMD  
 $T_{\text{ref}}$  en  $T_{\text{gemeten}}$  zie boven

Om de temperatuur van het influent tijdens een experiment niet al te zeer te laten oplopen, werd het ruwwatervat continu doorstroomd met vers influent, dat via een overstort afgevoerd werd. Zodoende bleef de opwarming van de voeding gedurende een gehele test beperkt tot circa 5°C ten opzichte van de begintemperatuur. Alle in dit rapport gepresenteerde fluxen en TMD-waarden zijn teruggerekend naar de standaardtemperatuur van 15°C.

Zoals reeds beschreven, verandert de crossflowsnelheid tegelijk met het veranderen van de TMD. Hierdoor was het niet mogelijk om gedurende een heel experiment de crossflowsnelheid constant te handhaven. Omdat de TMD als gevolg van de stijgende temperatuur in de loop van een experiment naar beneden bijgesteld werd, daalde eveneens de crossflowsnelheid. Er werd met een zo hoog mogelijke crossflowsnelheid gewerkt door altijd klep 3 geheel te openen.

Voor een optimaal effect van de crossflowstroom wordt een turbulente stroming geprefereerd. Voor turbulente stroming in een membraanbuis moet het getal van Reynolds groter zijn dan 4.000. Voor stroming door een buis wordt het getal van Reynolds geschreven als:

$$\text{Re} = \frac{u \cdot D}{\nu}$$

waarin:  $u = Q / \frac{1}{4} \pi D^2$  = watersnelheid in m/s, omdat hier de gemiddelde snelheid genomen is, is de wandruwheid, c.q. wrijving, al verdisconteerd;  
 $D$  = diameter van de buis in m;  
 $\nu$  = kinematische viscositeit in  $m^2/s$

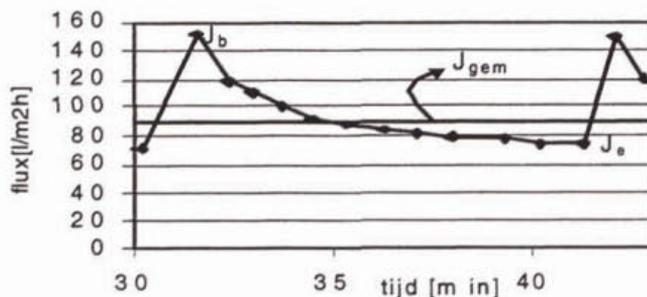
Voor een turbulente stroming in het membraanbuisje met een diameter van 5,2 mm en een watertemperatuur van 15°C (viscositeit  $\nu = 1,14 \cdot 10^{-6} m^2/s$ ), moet de crossflowsnelheid minimaal 0,88 m/s bedragen.

Naast de turbulente stromingseis ( $Re \geq 4.000$ ) speelt waarschijnlijk een bepaalde schuifspanning aan het membraanoppervlak een belangrijke rol bij de verwijdering van de vuillaag van het membraan. De grootte van deze schuifspanning is afhankelijk van de crossflowsnelheid. Elmaleh [Elmaleh (1998)] stelt dat een optimale schuifspanning tussen 20 en 30 Pa ligt. Voor dit onderzoek bedroeg de schuifspanning aan het oppervlak van het membraanbuisje 22 Pa bij een crossflowsnelheid van 2,5 m/s en lag daarmee binnen het optimale gebied.

### 4.3.5 Theoretisch fluxverloop

Figuur 51 geeft theoretisch weer hoe de flux als gevolg van membraanvervuiling afneemt in de tijd tijdens een productierun. De invloed van de backflush is te zien; na een backflush is de flux aanzienlijk hoger dan een het eind van de vorige productierun. In figuur 51 worden de volgende afkortingen gehanteerd:

- $J_b$  = beginflux;
- $J_e$  = eindflux;
- $J_{gem}$  = gemiddelde productieflex.



Figuur 51: Theoretisch fluxverloop

De fluxdaling is direct na de opstart gedurende de eerste minuten het sterkst. Tegen het eind van de run is de flux bijna constant. Een belangrijke parameter is het verschil tussen begin- en eindflux:  $\Delta J_p = J_b - J_e$ . Verder is van belang na te gaan hoe het verloop is van  $J_b$  en  $J_e$  tijdens een experiment. Door opbouwende vervuiling van het membraan zal de beginflux in de loop van het experiment dalen bij gelijkblijvende druk. Door een verkorting van de productietijd zal de neergaande fluxlijn eerder onderbroken worden met een backflush zodat de opbrengst per tijdseenheid groter wordt. Op deze manier is de opbrengst van het membraanproces op te voeren. Hierbij dient wel in gedachten gehouden te worden dat door het verkorten van de productietijd relatief meer permeaat gebruikt wordt voor terugspoelen. Voor een optimale procesvoering moet een evenwicht gezocht worden tussen de terugspoelfrequentie en de gemiddelde opbrengst ( $J_{gem}$ ).

### 4.3.6 Membraanreiniging via terugspoelen

Het terugspoelen verloopt automatisch en kan, behalve met de spoeltijd en het spoelmoment, niet gestuurd worden. Pomp 2 start automatisch op het moment dat de productietijd eindigt en veroorzaakt een (tegengestelde) transmembraandruk van -0,8 bar. Door na een aantal terugspoelprocedures de waterspiegeldaling in het terugspoelvat te meten, kan het spoeldebiet berekend worden. Gemiddeld genomen bedroeg dit debiet tijdens het onderzoek 200 l/m<sup>2</sup>h.

#### 4.3.7 Analyses en influentsamenstelling

De analyses van CZV, stikstof, fosfaat alsmede zwevendestofbepalingen werden uitgevoerd volgens NEN-normen. Voor wat betreft de troebelheidsmetingen moet vermeld worden dat aan het begin van het onderzoek gebruik gemaakt werd van een verouderde Hach-NTU-meter wat tot uiting kwam in onnauwkeurige metingen. Tijdens de tweede serie experimenten werd gebruik gemaakt van een nieuwe WTW-Turbidity 550 meter.

De membraaninstallatie werd gevoed met voorbezonden influent van de rwzi Bennekom. Van de rwzi wordt door de Wageningen Universiteit continu een debiet van 20 m<sup>3</sup>/h afgetapt voor gebruik in de Proefhal Bennekom. In de Proefhal kon voor de experimenten gekozen worden uit twee soorten influent:

- voorbezonden influent, verder in dit onderzoek aangeduid als VBI;
- ruw, niet voorbezonden influent, verder in dit onderzoek aangeduid met RI.

In eerste instantie werd bij de experimenten gebruik gemaakt van voorbezonden influent om mogelijke beschadiging van de membranen door scherp materiaal in het afvalwater te voorkomen. Uiteindelijk werd in de afsluitende experimenten ruw influent gebruikt om een eerste indruk te krijgen hoe het membraan hierop zou reageren. In tabel 19 wordt een beeld geschetst van de influentsamenstelling van de rwzi Bennekom gedurende de experimenten. Eén maal werd tegelijkertijd voorbezonden en ruw influent afgetapt en is van beide monsters de troebelheid gemeten: RI = 255 NTU; VBI = 140 NTU.

**Tabel 19:** Karakteristieken van het rwzi-influent in Bennekom tijdens membraanexperimenten

	voorbezonden influent			ruw influent		
	min.	max.	gem.	min.	max.	gem.
CZV [mg/l]	382	651	568	686	726	706
NTU	82	197	130	255	255	255
zwevendestof (na 1 h bij 105°C) [mg/l]	54	79	65	-	-	-

#### 4.3.8 Beschrijving van het verloop van de metingen

Voor een experiment werden eerst de productie- en terugspoeltijd ingesteld, waarna de installatie gestart werd. Vervolgens werd de druk voor de actuele temperatuur gecorrigeerd. Tijdens de productiefase werd continu de permeaatflux gemeten. Verder werd het geproduceerde permeaat opgevangen voor analyse van de waterkwaliteitsparameters. Indien nodig werd aan de hand van temperatuurmetingen van voeding en permeaat om de vijf minuten de TMD gecorrigeerd. In het algemeen verliep een meting als volgt:

1. Eerst werd de leidingwaterflux (LWF) gemeten. Hiermee kon aangegeven worden wat de toestand van het membraan was vóór een test met vuilwater.
2. Daarna werd vervuild water gefilterd, gedurende 3 tot 6 uur. Bij iedere fluxmeting werden de temperatuur van het ruwe water en de TMD gemeten. Verder werden monsters genomen ter bepaling van verschillende kwaliteitsparameters, zoals troebelheid, CZV, stikstof en fosfaat.
3. Aansluitend, na beëindiging van het filteren van vervuild water werd direct weer een LWF-meting gedaan.
4. Uiteindelijk werd het membraan chemisch gereinigd met chloorbleekloog (chlooroplossing van 350 p.p.m. Cl<sup>-</sup>). De invloed van deze reiniging werd met een volgende LWF bepaald.

## 4.4 Resultaten van de experimenten

### 4.4.1 Inleiding

In dit hoofdstuk worden de resultaten besproken van de uitgevoerde experimenten voor directe membraanfiltratie. De beschrijving van de resultaten vindt plaats van korte-termijn-effecten tot de presentatie van de resultaten over een langere periode.

### 4.4.2 Invloed van parameters op fluxverloop

In de eerste instantie werd een aantal parameters gelijktijdig veranderd, zodat een globaal beeld gekregen werd van de invloed van de productietijd, de spoeltijd, de crossflowsnelheid en de toegepaste TMD. Tabel 20 geeft de resultaten van deze experimenten weer. De gepresenteerde flux is het berekende gemiddelde van de gemeten flux.

**Tabel 20:** Invloed van parameters op de flux

experiment	exp. duur	productie-tijd	terugspoel-tijd	Crossflow-snelheid	TMD	flux tijdens productie	genormaliseerde flux
no.	[min]	[min]	[min]	[m/s]	[bar]	[l/m <sup>2</sup> h]	[l/m <sup>2</sup> ·h·bar]
1	173	10	1	1,6	0,20	-*	-*
2	156	10	0,5	2,1	0,22	102	468
3	145	10	0,5	2,3	0,30	130	436
4**	215	5	0,5	2,5	0,40	126	316
5	142	5	0,25	2,6	0,45	132	294
6	384	5	0,5	2,8	0,50	140	280

\* niet gemeten \*\* tijdens dit experiment werd de crossflowsnelheid opgehoogd van 1,0 naar 2,5 m/s

Opvallend was de daling van de genormaliseerde flux van 470 l/m<sup>2</sup>·h·bar naar 280 l/m<sup>2</sup>·h·bar. Als belangrijkste oorzaak hiervoor werd de voortschrijdende vervuiling van het membraan verondersteld. Blijkbaar trad een irreversibele vervuiling op in of op het membraan, waardoor de flux door het membraan kleiner werd.

Door de verhoging van de TMD werd meer water door het membraan geperst, maar werd ook de vuillast per m<sup>2</sup> membraanoppervlak per tijdseenheid verhoogd. Op grond hiervan werd verwacht dat het membraan sneller zouden vervuilen, resulterend in een grotere fluxdaling per productierun. Deze veronderstelling werd niet door de metingen bevestigd. Gedurende de experimenten werd geen hogere productieflex ( $\Delta J_p$ ) waargenomen. Wel werd een over meerdere productieperiodes dalende beginflux ( $J_b$ ) waargenomen. Hierbij moet bedacht worden dat in de gebruikte opstelling door het verhogen van de TMD ook de crossflowsnelheid groter werd, zodat de twee effecten elkaar beïnvloedden. In het algemeen werd waargenomen dat een verhoging van de TMD tot gevolg had dat:

- 1 de flux groter werd, waardoor de gemiddelde opbrengst  $J_{gem}$  toenam;
- 2  $\Delta J_p$  en  $J_b$  afnamen in de loop van het experiment, zodat de gemiddelde opbrengst daalde;
- 3  $J_e$  daalde, maar minder snel dan  $J_b$ .

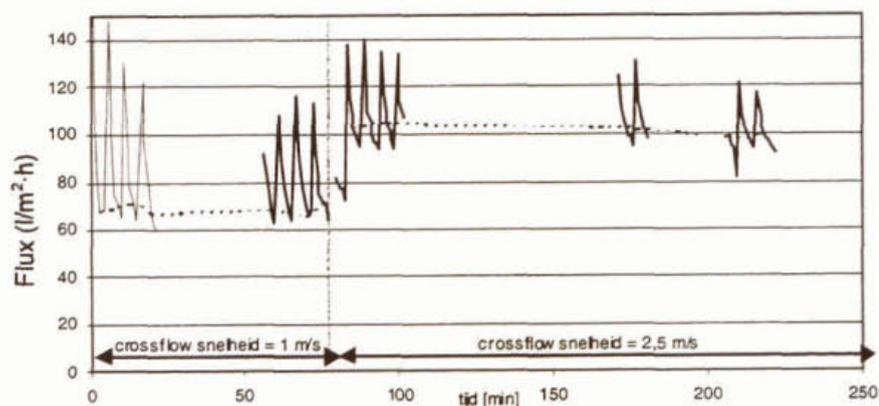
### 4.4.3 Invloed van de crossflowsnelheid op de flux

De crossflowstroming wordt gebruikt om vervuiling van het membraan meteen tijdens het filteren te verwijderen op basis van afschuren (shear) van vuildeeltjes.

Zoals uit figuur 52 blijkt, resulteerde een verhoging van de crossflowsnelheid bij gelijkblijvende TMD in een toename van de flux. Doordat de stromingssnelheid langs het membraan toenam, werd een mogelijke 'vuillaag' op het membraan minder snel opgebouwd.

Op grond van de verhoging van de flux steeg de vuillast per eenheid van tijd en oppervlak. Deze vervuiling werd continu en efficiënt afgespoeld. De crossflowsnelheid had een zodanig effect dat:

- 1 de gemiddelde productieflex ( $J_{gem}$ ) groter werd;
- 2 de fluxafname per productierun ( $\Delta J_p$ ) kleiner werd.

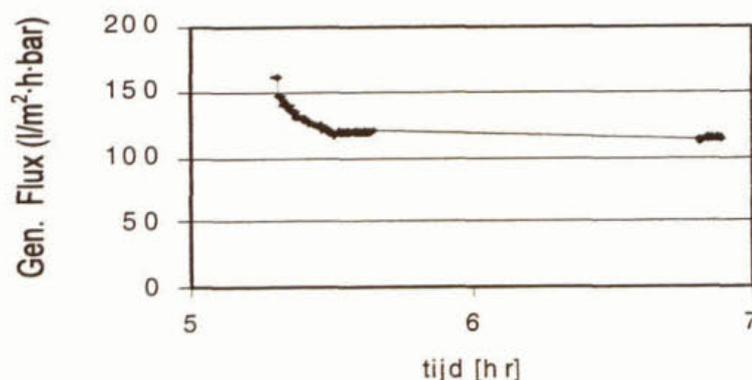


**Figuur 52:** Invloed van crossflowsnelheid op fluxverloop

Om de invloed enigszins te kunnen kwantificeren, werd per productierun in de derde minuut de flux genoteerd als meest nauwkeurige fluxmeting. De flux in de derde minuut steeg van 44 l/m²h naar 63 l/m²h. De flux steeg met een factor 1,4, terwijl de crossflowsnelheid met een factor 2,5 verhoogd werd. Omdat aan de vereiste turbulentie ( $Re \geq 4.000$ ) in dit geval reeds werd voldaan bij een crossflowsnelheid van 0,88 m/s wijst het verschil in de flux bij een crossflowsnelheid van 1 m/s en 2,5 m/s erop dat de schuifspanning een grote invloed had op de verwijdering van vervuiling op het membraan. Bij een crossflowsnelheid van 2,5 m/s voldeed de schuifspanning met 22 Pa aan de gestelde eis van Elmaleh (1998), terwijl bij een snelheid van 1 m/s de schuifspanning slechts 4,3 Pa bedroeg.

#### 4.4.4 Uitputtingsverloop

Tijdens de analyse van de eerste reeks experimenten rees de vraag wat de uiteindelijke flux zou zijn bij een bepaalde druk zonder dat het membraan gereinigd zou worden via terugspoelen. Om deze vraag te beantwoorden werd het zogenaamd 'uitputtingsverloop' van het membraan onderzocht. Hierbij werd de flux gedurende een langer tijd gemeten bij constante druk zonder dat het membraan werd teruggespoeld. Figuur 53 geeft het fluxverloop bij een productietijd van twee uur zonder dat het membraan werd teruggespoeld.



**Figuur 53:** Uitputtingsverloop

De flux daalde aan het begin van de productieperiode sterk, maar werd vervolgens relatief constant. De flux daalde waarschijnlijk tot die waarde waarbij de afspoeiing door de crossflowstroom een evenwicht bereikte met de aangroei van de vuillaag door de aanvoer van vuil door de permeaatflux. Volgens deze resultaten lijkt een constante permeaatproductie bij een vaste lage druk zonder terugspoelen mogelijk.

#### 4.4.5 Verloop van begin- en eindflux tijdens experimenten

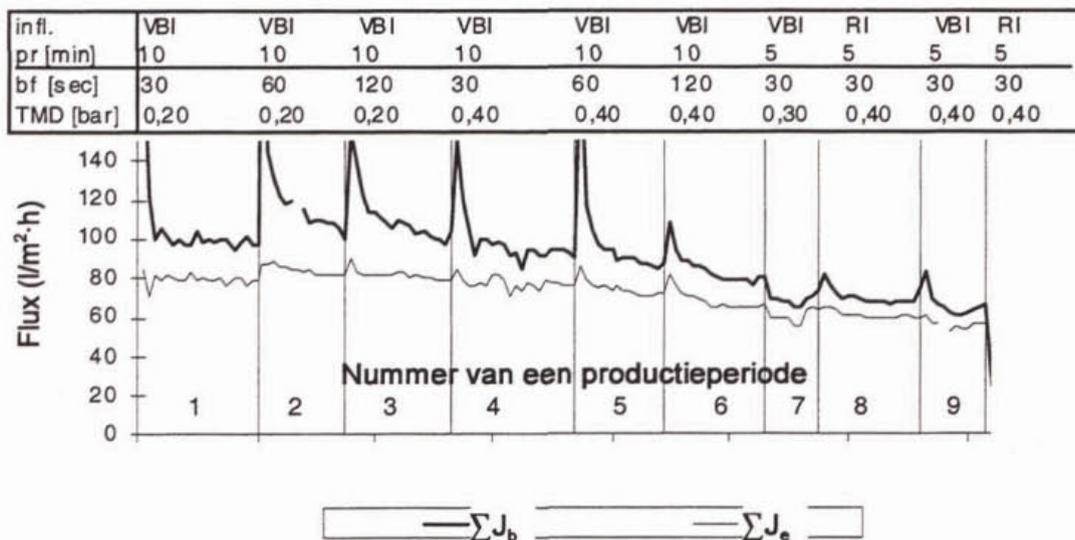
Eén experiment bestond uit een serie productieperiodes afgewisseld door een spoeling. Hieruit kon een zogenaamde 'zaagtandgrafiek' worden opgemaakt. Gedurende een experiment werd een aantal malen een dergelijke serie doorlopen: hoge beginflux ( $J_b$ ), gevolgd door een daling tot de eindflux, direct voor hte terugspoelen ( $J_e$ ); na terugspoelen volgde weer een hoge beginflux ( $J_b$ ), enzovoort (figuur 52).

Eén experiment met een productietijd van 10 minuten duurde ongeveer 4 uur waardoor een grafiek bestond uit ongeveer 23 'zaagtanden'. Van alle experimenten werd bij iedere 'zaagtand' de beginflux ( $J_b$ ) en de eindflux ( $J_e$ ) genoteerd.

In figuur 54 worden de verzamelde begin - ( $\sum J_b$ ) en eindfluxen ( $\sum J_e$ ) gedurende een tiental experimenten achterelkaar uitgezet.

In de eerste drie opeenvolgende experimenten stegen de beginfluxen ( $\sum J_b$ ). De eindfluxen tijdens de experimenten 2 en 3 stegen ook ten opzichte van experiment 1. Een verlenging van de backflushtijd van 30 naar 60 seconden (nr. 1 naar nr. 2) had een gunstig effect op de flux. Een verder verhoging naar 120 seconden spoeling (nr. 3) was niet effectief.

Waargenomen werd dat de genormaliseerde flux tijdens deze experimenten ongeveer gelijk bleef, evenals de leidingwaterflux.



Figuur 54: Verloop van begin ( $\sum J_b$ )- en eindfluxen ( $\sum J_e$ ) tijdens de experimenten

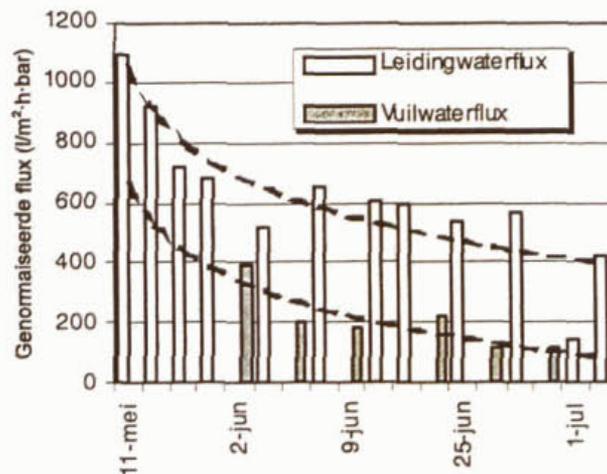
In experimentnummers 4, 5 en 6, zette een daling van  $\sum J_b$  en  $\sum J_e$  in ten opzichte van de flux in de voorgaande experimenten. De verlenging van de backflushtijd had geen effect meer en in de loop van experiment 6 begonnen zowel de beginfluxen als de eindfluxen sterker te dalen. Ook bleek in deze serie de gemiddelde productieflex te dalen.

De resultaten van experimentnummer 7 en 8, waarin achtereenvolgens voorbezonden en ruw influent werden gezuiverd, resulteerden in een tamelijk constante gemiddelde productieflex en vergelijkbare  $\sum J_b$  en  $\sum J_e$ . De productietijd ten opzichte van de vorige experimenten werd gehalveerd, waardoor het verschil tussen  $J_b$  en  $J_e$  kleiner werd.

#### 4.4.6 Fluxverloop gedurende de proefperiode

Duidelijk is dat de membranen tijdens de experimenten vervuild raken. Gedurende een experiment werd met behulp van spoelingen de achtergebleven vuillaag verwijderd, zodat de flux weer tot een aanvaardbaar niveau werd teruggebracht. De backflush was echter niet voldoende om de gemiddelde flux in de tijd constant te houden. Langzamerhand schreed de vervuiling van het membraan voort. Om de vervuilingsgraad van het membraan te bepalen, zowel vóór als ná een experiment met influent, werd de leidingwaterflux (LWF) bepaald. Met metingen kon de genormaliseerde leidingwaterflux worden berekend.

Figuur 55 toont aan dat de LWF al daalt wanneer de membranen alleen met 'schoon' leidingwater worden gevoed. Dit is onder andere te wijten aan het zogenaamde 'inwerken' van het membraan. Na verloop van tijd zal ieder membraan een lagere LWF hebben dan in de productspecificaties wordt aangegeven. Doordat deeltjes zich aan het membraanoppervlak hechten worden de poriën geblokkeerd. Niet onderzocht is tot welk niveau de flux bij de geteste membraantypen bij een voeding met enkel leidingwater zou zijn teruggelopen.



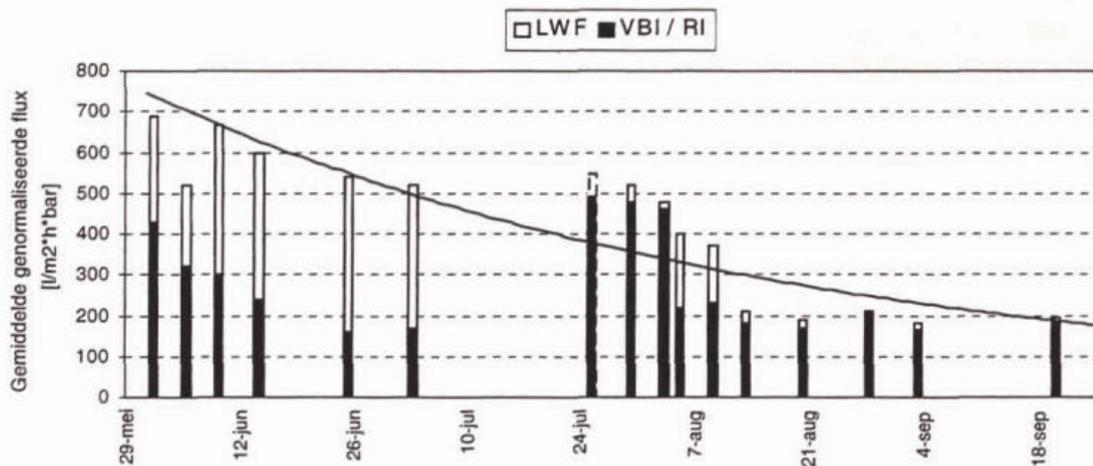
**Figuur 55:** Verloop van LWF en vuil-waterflux gedurende de eerste serie experimenten

Verder daalde in de loop van de experimenten de LWF, evenals de vuilwaterflux. Op of in de membranen ontstond een resistente vuillaag die niet effectief door de toegepaste chemische reiniging verwijderbaar was. De irreversibele vervuiling moet geminimaliseerd worden door specifiek chemisch te spoelen of door andersoortige reinigingstechnieken [Roorda en Van der Graaf (1999), Worm et al (2000)] toe te passen.

In figuur 56 wordt het verloop van de flux gedurende de gehele periode van de experimenten tussen eind mei en half september 1999 weergegeven.

De genormaliseerde productieflex bij het filtreren van influent en de LWF vertoonden beide een dalende trend. De gemiddelde genormaliseerde flux met influent aan het begin van de experimenten bedroeg ongeveer 450 l/m²·h. Deze daalde tot circa 200 l/m²·h drie maanden later.

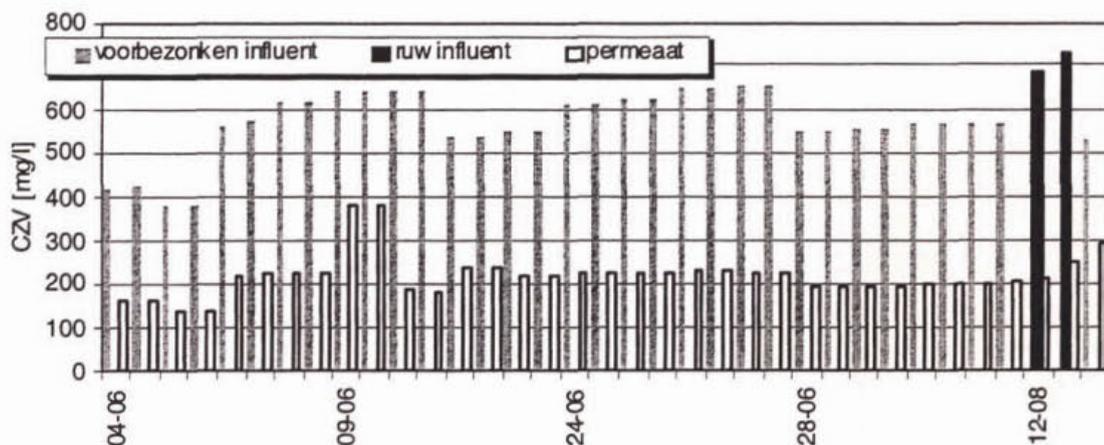
De gemeten leidingwaterflux daalde van 680 l/m²·h aan het begin tot 200 l/m²·h aan het einde van de proefperiode. Uiteindelijk werden de gemeten productieflexen met afvalwater vergelijkbaar hoog met de leidingwaterfluxen. De dalende productieflex en LWF tot een gelijk niveau zijn een indicatie voor een toenemende irreversibele vervuiling die zowel bij voeding met schoon leidingwater als vuil afvalwater de doorstroming van het membraan hindert.



**Figuur 56:** Ontwikkeling van de genormaliseerde productieflexen over de gehele proefperiode

#### 4.4.7 Verwijderingsprestaties

Tijdens de experimenten werd regelmatig het CZV bepaald van influent en permeaat. De resultaten deze analyses worden vermeld in figuur 57.

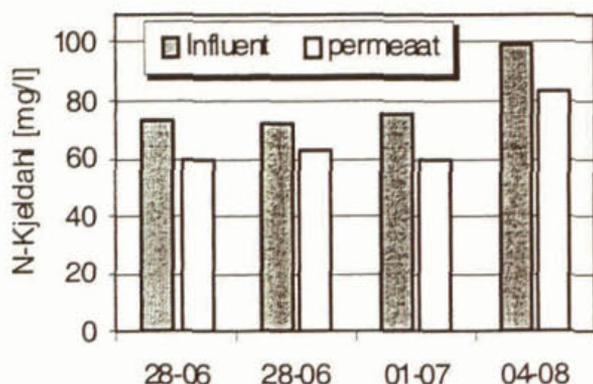


**Figuur 57:** CZV-concentraties in het influent en het permeaat

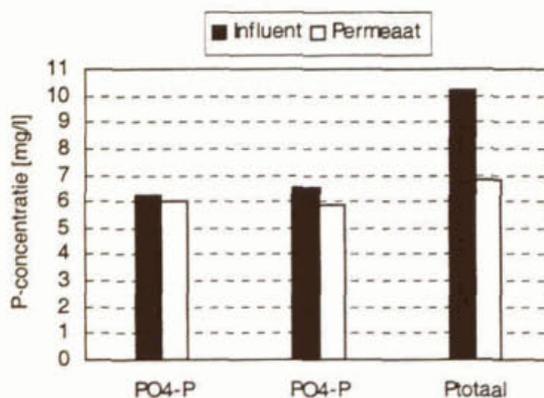
CZV werd bij de voeding met voorbezoken influent gemiddeld met 62% verwijderd. Bij het gebruik van ruw influent was het verwijderingsrendement 68%. Het CZV van het permeaat lag met een enkele uitschieter constant, rond 200 mg/l.

In figuur 58 worden de resultaten van de bepalingen van kjeldahl-stikstof weergegeven. Het gemiddelde verwijderingspercentage voor  $N_{kjeldahl}$  bedroeg 17%. Opvallend zijn de hoge stikstofconcentraties in het influent van de rwzi Bennekom van 70 tot 100 mg  $N_{kjeldahl}$  per liter influent.

Om een indruk te geven van de verwijdering van fosfaat werd een klein aantal fosfaatbepalingen uitgevoerd. De resultaten zijn weergegeven in figuur 59.



Figuur 58:  $N_{\text{Kjeldahl}}$ -concentraties in influent en permeaat



Figuur 59: P-concentraties in influent en permeaat

Het membraan verwijderde nauwelijks fosfaat. Totaal-P werd voor 33% tegengehouden door het membraan. Het gaat daarbij om aan deeltjes gebonden P.

Tabel 21 geeft een beeld van de troebelheidsmetingen van influent en permeaat.

Tabel 21: Resultaten troebelheidsmetingen [NTU], \* ruw influent en permeaat

datum	influent	permeaat	datum	influent	permeaat
02-06	138	1,1	09-06	130	2,7
04-06	140	0,8	24-06	110	4,3
04-06	82	1,0	24-06	112	4,2
04-06	152	1,3	28-06	104	0,1
09-06	179	0,9	28-06	100	0,2
09-06	188	1,0	01-07	107	70
09-06	130	2,2	01-07	107	70
03-08	160	0,20	09-08	97	0,12
04-08	197	0,15	12-08	101	0,36
06-08	117	0,14	13-08	143	20
09-08	97	0,13	13-08	255*	20

Het permeaat heeft een troebelheid kleiner dan 0,5 NTU, ongeacht de influenttroebelheid. Deze waarneming bleef constant tot en met het laatste experiment, waardoor gesteld kon worden dat de membranen intact bleven tijdens de experimenten. Aanwijsbare beschadigingen van het membraanoppervlak werden niet geconstateerd.

#### 4.4.8 Discussie

Om een uitspraak te doen over de vraag hoe membraanfiltratie als voorzuivering bij lage energiekosten, lage druk en hoge gemiddelde productieflex kan worden toegepast, volgt een aantal overwegingen:

- *Crossflowsnelheid.* De gemiddelde flux stijgt met een verhoging van de crossflowsnelheid. Het lijkt daarom zinvol te streven naar een zo hoog mogelijke crossflowsnelheid. Deze observatie werd reeds eerder gedaan door Ahn [Ahn *et al.* (1998)] en Van der Graaf [Van der Graaf *et al.* (1998)], waar een verhoging van 0,3 m/s naar 1,4 m/s een verdubbeling van de flux te zien gaf. Uiteraard geldt ook hier dat er gestreefd zal moeten worden naar een optimum tussen energieverbruik voor een hoge crossflowsnelheid en de winst in de vorm van fluxstijging. Hierbij

zijn de resultaten van Elmaleh [Elmaleh (1998)] en Bouhabila [Bouhabila *et al.*(1998)] interessant. Zij geven aan dat een turbulent stromingsprofiel een maximale fluxstijging geeft. Naast de vereiste turbulentie in het membraanbuisje blijkt een grote invloed van de afschurende schuifspanning die door de crossflowstroming wordt veroorzaakt [Elmaleh (1998)]. Bij een crossflowsnelheid van 2,5 m/s is de schuifspanning in het membraanbuisje 22 Pa, conform de door Elmaleh gestelde grenzen. Het omslagpunt van de crossflowstroomsnelheid voor een schuifspanning van minimaal 20 Pa lag bij 2,4 m/s. De invloed van de crossflowstroming op de membraanreiniging vereist verder onderzoek.

- *Uitputtingsverloop.* De flux daalt langzaam naar een evenwichtswaarde, waarbij geen permeaat en energie meer 'verspild' behoeven te worden voor terugspoelen. De flux blijft dan nagenoeg constant bij een constante druk. Vermoedelijk bouwt zich op het membraanoppervlak een vuillaag op die even snel weer door de crossflowstroming wordt afgevoerd. Dit zou betekenen dat overwogen kan worden om helemaal zonder terugspoelen te werken.
- *Het verloop van begin- en eindfluxen tijdens de experimenten.* Een lage TMD is bevorderlijk voor een constante flux, omdat een lage druk een gemakkelijker te verwijderen vervuiling veroorzaakt. Dit is verklaarbaar vanuit de veronderstelling dat een hogere TMD de vervuiling tegen of zelfs in het membraan perst en zodoende een compacte, moeilijk verwijderbare vuillaag vormt. Eerder uitgevoerd onderzoek vermeldt een zogenaamde "kritische TMD", waarboven zich resistente of moeilijker te verwijderen vervuiling vormt.
- *Membraanreiniging.* De toegepaste chloorspoeling is niet in staat gebleken een voortschrijdende irreversibele vervuiling efficiënt te bestrijden. Niet bekend is of dat veroorzaakt wordt doordat het membraan als gevolg van de inwerking van chloor van structuur verandert of dat de vervuiling eenvoudig weg niet met chloor te verwijderen is. Voor een efficiënte reiniging moet naar een ander oplosmiddel of geheel andere reinigingsmethoden gezocht worden.
- *Membraanvervuiling en adsorptie.* De permeabiliteit van de membranen loopt reeds terug met alleen leidingwater door een combinatie van het inwerken van het membraan, scaling en adsorptie.

#### 4.4.9 Procesoptimalisatie

Op grond van de in het voorgaande beschreven resultaten en discussies kan met betrekking tot de procesvoering van een voorzuivering met membranen gesteld worden dat:

1. Een grote crossflowsnelheid bevorderlijk is voor een lage vervuiling en een constante flux.
2. Een lage TMD en daardoor een relatief lage flux een beperkte membraanvervuiling veroorzaakt en mogelijkheden biedt om de flux langere tijd constant te houden.
3. De twee bovenstaande punten hebben consequenties voor de terugspoelfrequentie. Deze kan laag blijven, zodat een hoge gemiddelde productieflex gehaald kan worden.

## 4.5 Conclusies en aanbevelingen

### Algemeen

Op grond van de in dit onderzoek verrichte experimenten kan gesteld worden dat de voorzuivering van stedelijk afvalwater met behulp van membranen mogelijk is, maar dat alleen door aanvullend onderzoek op dit gebied uitsluitend gegeven kan worden of directe membraanfiltratie daadwerkelijk haalbaar is voor praktijktoepassing.

### Conclusies

De crossflowsnelheid speelt een belangrijke rol bij membraanfiltratie. Een hoge crossflowsnelheid, bij voorkeur in het turbulente gebied ( $Re > 4.000$ ) en met een schuifspanning tussen 20 en 30 Pa, geeft een minimale vervuiling. Daarbij is een evenwichtssituatie te bereiken met een in de tijd constante productie. De hoge crossflowsnelheid heeft een relatief hoog energieverbruik tot gevolg.

De keuze van de hoogte van de TMD, de daarmee samenhangende flux en de verhouding tussen ingestelde productie- en terugspoeltijd zijn van belang voor een optimale procesconfiguratie.

Troebelheid wordt voor meer dan 99% verwijderd. Op grond hiervan en uitgaande van de gemiddelde poriëngrootte van het membraan van 30 nm mag aangenomen worden dat het permeaat alleen opgeloste verontreinigingen zal bevatten (zie tevens tabel 22).

**Tabel 22:** Verwijderingspercentages van verschillende grootheden

		Verwijderingspercentage		
		gemiddeld	maximaal	minimaal
CZV	VBI:	62%	72%	40%
	RI:	68%	69%	66%
$N_{Kieldahl}$	VBI:	17%	19%	12%
$P_{ortho}$	VBI:	18%	-	-
$P_{totaal}$	VBI:	33%	-	-
Troebelheid	VBI (2 <sup>e</sup> serie)	99,9%	99,9%	99,6%

### Aanbevelingen

Uit het verrichte onderzoek kunnen voorlopige aanbevelingen gedaan worden voor de procesinstellingen van een opstelling voor directe membraanfiltratie van ruw afvalwater. De volgende instellingen worden aanbevolen bij de behandeling van ruw of voorbezonden afvalwater met een ultrafiltratiemembraan van het type FX4385 of identiek:

- de installatie moet worden bedreven bij een relatief lage transmembraandruk van 0,3 - 0,5 bar;
- de crossflowsnelheid moet zodanig worden ingesteld dat de stroming in het membraanbuisje turbulent is en de schuifspanning boven 20 Pa ligt;
- de relatie tussen productie- en terugspoeltijd moet geoptimaliseerd worden op de gemiddelde productieflex. Proeven omtrent het uitputtingsverloop impliceren een productietijd langer dan twee uur en een korte spoelperiode van een halve tot enkele minuten;
- het terugspoeldebiet moet circa 250 l/m<sup>2</sup>h bedragen, de toegepaste (onder)druk minimaal 0,8 bar;
- de chemische spoeling moet verder geoptimaliseerd worden om irreversibele restvervuiling te verwijderen;
- bij de bovenstaande instellingen zou een bij continue looptijd een gemiddelde genormaliseerde flux tussen 100 en 200 l/m<sup>2</sup>h, afhankelijk van de permeabiliteit van het membraan, mogelijk kunnen zijn;
- om energie te besparen zou dead-endfiltratie in plaats van crossflowfiltratie moeten worden toegepast.

## 5 DEELTJESVERWIJDERING IN DE DENITRIFICERENDE EN DE AËROBE A-TRAP

### 5.1 Inleiding

Dit hoofdstuk bevat de resultaten van een viermaands onderzoek naar deeltjesverwijdering in de aërobe A-trap en de denitrificerende A-trap.

De A-trap is oorspronkelijk ontwikkeld als onderdeel van het AB (Adsorption-Belebung)-systeem en is te omschrijven als een zeer hoogbelast actief-slibstelsel. In de aëratietank van de A-trap vindt vastlegging van organische vervuiling plaats door een combinatie van bacterievlokvorming, (bio)sorptie van materiaal aan de gevormde vlokken en diffusie van opgeloste stoffen in bacteriecellen. Na de contacttank vindt afscheiding van de gevormde vlokken in een bezinker plaats. Uit de eerste fase van het STOWA-onderzoek kwam naar voren dat de A-trap een effectieve deeltjesverwijderingsmethode is. Naast deeltjes wordt bovendien een groot deel van het opgelost organisch materiaal verwijderd.

Overigens moet bij de hoge verwijdering van opgelost organisch materiaal aangetekend worden dat deze een knelpunt vormt bij het ontwerpen van een nazuivering na de A-trap. Door deze hoge verwijdering resteert een lage BZV/N-verhouding die beperkend kan zijn voor stikstofverwijdering door denitrificatie in een biologische nabehandelingsstap.

In het eerste-fase-onderzoek zijn verschillende uitvoeringsvormen van de A-trap bestudeerd, te weten de 'gewone' A-trap, de A-trap met slibregeneratie, de A-trap met vlokmiddeldosering volgens het FAST-procédé en de denitrificerende A-trap. Uit het onderzoek bleek dat over bioflocculatie en de verschillende uitvoeringsvormen van de A-trap relatief weinig informatie beschikbaar was. In het onderzoek dat beschreven wordt in dit hoofdstuk worden de A-trap en de processen die plaatsvinden in de A-trap nader bestudeerd.

Dit hoofdstuk behandelt achtereenvolgens:

- een literatuurstudie naar achterliggende principes en toepassingen van de A-trap en de denitrificerende A-trap;
- experimenteel onderzoek met Sequencing Batch Reactoren. Hierbij zijn in vier verschillende vaten een beluchte en een denitrificerende A-trap, met en zonder vlokmiddel, gesimuleerd.

### 5.2 Literatuuroverzicht

#### 5.2.1 Bioflocculatie

In de eerste fase van het onderzoek fysisch/chemische voorzuivering is de term *bioflocculatie* geïntroduceerd als tegenhanger van chemische flocculatie na toevoeging van vlokmiddelen. De A-trap is gebaseerd op een combinatie van bacterievlokvorming en snelle biosorptie van colloïdaal/gesuspendeerd materiaal aan slibvlokken. Daarnaast vindt ook opname van opgelost materiaal in het slib plaats (diffusie). Bioflocculatie is in dit verband bedoeld als een verzamelnaam van de processen die plaatsvinden in de A-trap en die leiden tot de vastlegging van organische vervuiling in bezinkbare vlokken.

Onder zowel aërobe als anaërobe omstandigheden kunnen bacteriën aan elkaar of aan oppervlakken hechten. De hechtingseigenschappen van bacteriën worden veroorzaakt doordat zich rondom de cellen een slijm laag vormt. Deze slijm laag, ook wel aangeduid als glycocalyx,

bestaat uit extracellulaire polymeren. Extracellulaire polymeren zijn hoogmoleculaire verbindingen, die door micro-organismen worden geproduceerd en uitgescheiden [Steiner (1975), Horan en Eccles (1986), Rudd (1983)].

Onderlinge hechting van bacteriën leidt tot vlokvorming. Vlokvorming heeft voor bacteriën een aantal voordelen. De vlokvorming voorkomt uitspoeling uit het ecosysteem, leidt tot een efficiëntere manier van substraatopname en vormt een bescherming tegen predatoren (protozoën en ciliaten).

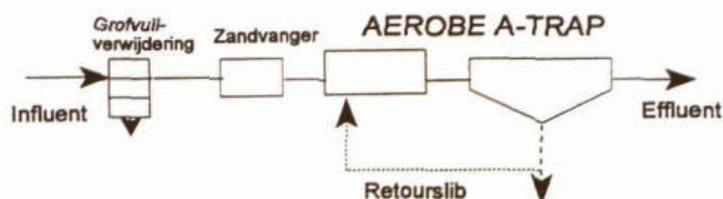
Zwevend organisch materiaal kan zich hechten aan de oppervlakken van bacteriën of bacterievlokken. Aëroob slib blijkt colloïdale en gesuspendeerde deeltjes zeer goed te kunnen ad- en absorberen. Deze sorptieprocessen vinden plaats binnen een tijdsbestek van enkele minuten [Sayed (1985)]. Van dit gegeven wordt gebruik gemaakt in de A-trap. Binding van zwevend materiaal aan bacteriële vlokken wordt wel aangeduid als biosorptie. In deze studie wordt onder bioflocculatie de combinatie van vlokvorming en biosorptie verstaan.

Uit onderzoek blijkt dat circa 30 % van het opgelost CZV in stedelijk afvalwater bij contact met biomassa direct verwijderd wordt door diffusie in de bacteriecel [Temminck et al (1999)]. Het betreft hier laagmoleculaire stoffen zoals acetaat en proprionaat. Boven een bepaalde molecuulgrootte is diffusie in de bacteriële cellen vanwege de grootte onmogelijk en zal eerst afbraak naar kleinere moleculen plaats moeten vinden. Afbraak van grotere moleculen vindt plaats door hydrolyse onder invloed van exo-enzymen die door bacteriën worden uitgescheiden. Na deze hydrolyse kan diffusie of actieve opname in de cellen plaatsvinden.

## 5.2.2 Toepassing van bioflocculatie in verschillende uitvoeringsvormen van de A-trap

### *De aërobe A-trap/de A-trap met slibregeneratie*

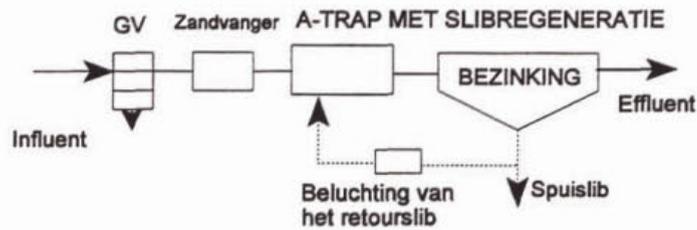
De aërobe A-trap is onderdeel van het AB-systeem. Het AB-Verfahren is in de zeventiger jaren ontwikkeld door Böhnke [oa. Böhnke, 1978, 1980]. Het systeem bestaat uit twee actief-slibgedeelten, een hoogbelaste A-trap en een laagbelaste B-trap. In de A-trap wordt ruw afvalwater gedurende korte tijd in contact gebracht met belucht slib en vervolgens verwijderd in een tussenbezinker. De slibbelasting bedraagt volgens de ontwerprichtlijnen 2 - 5 kg BZV/kg d.s [Böhnke (1978)]. In het AB-systeem wordt het afvalwater nabehandeld in de B-trap. In de B-trap wordt in het algemeen een lage belasting toegepast (0,15-0,30 kg BZV/kg d.s per dag) en vindt omzetting van resterend BZV en nitrificatie plaats. Voor denitrificatie is de B-trap in het algemeen niet geschikt omdat door de hoge BZV-verwijdering de BZV/N-verhouding ongunstig is. In figuur 60 is een schematische weergave van de A-trap van het AB- proces gegeven:



**Figuur 60:** Processchema van de aërobe A-trap

Uit onderzoek [Böhnke (1980), Sayed (1985)] blijkt dat bij hoge slibbelastingen (2 - 5 BZV/kg d.s. dag) in de A-trap door een snelle biosorptie aan en diffusie in de cel 60 tot 80 % van het totale BZV geassocieerd is met (bacterie)slib. Dit slib kan vervolgens worden verwijderd door bezinking. Door de korte verblijftijd is de biologische omzetting relatief gering.

Een variant op de A-trap is de A-trap met slibregeneratie. Hierbij wordt het retourslib dat teruggaat naar de A-trap voor korte tijd belucht. Deze configuratie is in 1985 onderzocht door Sayed [Sayed (1985)]. Uit zijn onderzoek bleek dat het rendement van de A-trap hierdoor significant kan verbeteren. Figuur 61 geeft een processchema:



**Figuur 61:** Processchema van de A-trap met slibregeneratie

Tabel 23 geeft een aantal procesparameters voor de aërobe A-trap en de A-trap met slibregeneratie:

**Tabel 23:** Ontwerpparameters van de A-trap van rwzi-Dokhaven en de A-trap met slibregeneratie

	A-trap van rwzi Dokhaven	A-trap met slibregeneratie (Proefinstallatie Bennekom)
hydraulische verblijftijd, rwa (u)	0,25	0,5 in contactruimte 0,25 - 0,5 in slibregeneratieruimte
slibleeftijd (d)	3	n.g.
slibbelasting	1,5 kg BZV/kg d.s.dag	4,0 - 8,5 kg CZV/kg d.s.dag *
slibvolume-index (ml/g)	73	40 - 120
	[Salomé (1990)]	[Sayed (1985)]

\* ~ 1,5 - 3,5 kg BZV/kg d.s.dag; bij het bepalen van de slibbelasting is de slibregeneratie buiten beschouwing gelaten.

Tabel 24 geeft de zuiveringsresultaten van de A-trap van rwzi Dokhaven te Rotterdam, de A-trap van rwzi Utrecht en de A-trap met slibregeneratie:

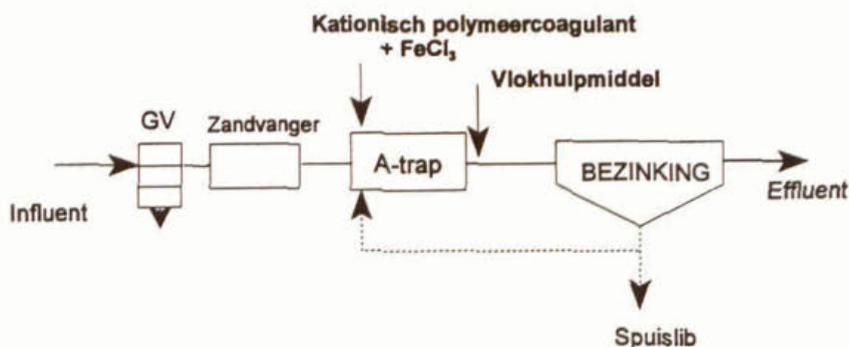
**Tabel 24:** Zuiveringsresultaten van de A-trap en de A-trap met slibregeneratie

	A-trap van rwzi Dokhaven	A-trap van rwzi Utrecht*	A-trap met slibregeneratie
CZV <sub>totaal</sub>	68 %	62 %	79 % (60 % bij rwa)
BZV	74 %	68 %	niet gemeten
N <sub>Kjeldahl</sub>	30 %	27 %	niet gemeten
P <sub>totaal</sub>	46 %	44 %	ca. 50 %
Zwevendestof	30 - 65 mg d.s./l	niet gemeten	30 - 45 mg d.s./l
Opmerking	Gemiddelde over '84 - '95	Gemiddelde over '99	Experimentele periode van 40 dagen
	[Schellen (1997), Mulder (1999)]	[Majoor (2000)]	[Sayed (1985)]

\* Gemiddelde slibbelasting 1999: 1,18 kg BZV/kg d.s. per dag

### De A-trap met vlokmiddeldosering

De A-trap kan ook toegepast worden in combinatie met vlokmiddeldosering. Hierbij wordt een coagulatiemiddel toegevoerd aan de beluchtingstank. Een flocculatiemiddel wordt toegevoegd tussen de beluchtingstank en de afvoer naar de bezinker. Figuur 62 geeft hiervan een processchema:



**Figuur 62:** Processchema van de A-trap met vlokmiddeldosering

Aan de A-trap van rwzi Dokhaven te Rotterdam worden sinds 1995 vlokmiddelen gedoseerd. Dit gebeurt om te voldoen aan de in dat jaar van kracht geworden lozingseis voor fosfaat. In eerste instantie werd aan de A-trap ijzerchloride ( $\text{FeCl}_3$ ) gedoseerd in een Fe/P molverhouding van circa 1,0 mol/mol. Door deze ijzerchloridedosering aan de A-trap steeg niet alleen het fosfaatverwijderingspercentage, maar ook het CZV- en BZV-verwijderingspercentage (zie tabel 25).

Eind 1995 is men overgegaan op coagulatie/flocculatie door middel van het FAST-procédé [Schellen (1997)]. FAST is het acroniem voor Försedimentierungs Ausklijning av Suspenderat materia med Trippeldos (= voorprecipitatie van zwevende bestanddelen met drievoudige dosering). In het FAST-procédé wordt een deel van het coagulatiemiddel ijzerchloride vervangen door een laagmoleculair kationisch polymeercoagulant. Hierdoor kan de ijzerchloridedosering aanzienlijk verminderd worden ( $\text{Fe/P} = 0,4$  mol/mol). Voor de vlokvorming wordt na de beluchtingstank een hoogmoleculair anionisch flocculant toegevoegd.

Behalve tot een vermindering van de ijzerchloridedosering leidt de tripeldosering ook tot een verlaging van de extra-(chemisch)slibproductie met circa 35 % (zie tabel 25). De combinatie van vermindering van de ijzerchloridedosering en vermindering van de slibproductie heeft geleid tot een aanzienlijke besparing op de operationele kosten [Schellen (1997)].

De ervaringen met de tripeldosering aan de A-trap zijn positief. Het kationisch polymeercoagulant zorgt voor sterke en compacte vlokken die goed bestand zijn tegen de hoge afschuifkrachten die optreden in de turbulente aëratietanks van de A-trap. Bij de overstortgoot van de afvoerleiding naar de tussenbezinktanks wordt bewerkstelligd dat grote vlokconglomeraten ontstaan die in de tussenbezinktanks zorgen voor een snelle bezinking en als een filterdeken het fijne gesuspendeerde materiaal invangen. Het FAST-procédé is niet eerder in een tweetrapszuiveringsstelsel toegepast.

Tabel 25 laat de zuiveringsresultaten van de A-trap van rwzi Dokhaven zien. Hierbij worden de resultaten van de zuivering zonder dosering, met ijzerchloridedosering en met dosering volgens het FAST-procédé vergeleken:

**Tabel 25:** Zuiveringsresultaten van rwzi Dokhaven: vergelijking van de resultaten zonder dosering, met ijzerchloridedosering en met dosering volgens het FAST-procédé

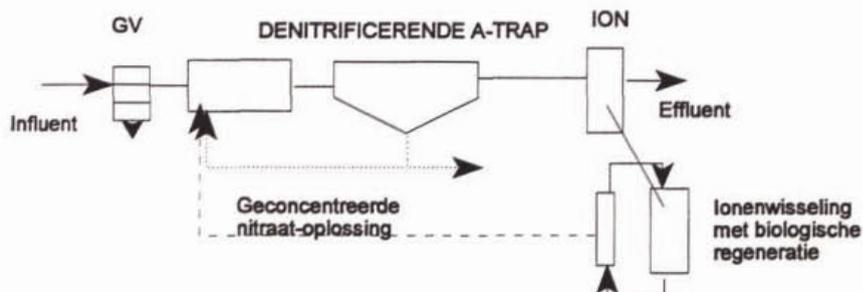
	Zonder dosering	Dosering FeCl <sub>3</sub>	Dosering volgens het FAST-procédé
Dosering		1,04 mol Fe/mol P (13,3 g Fe/m <sup>3</sup> )	0,4 mol Fe/mol P (7,9 g Fe/m <sup>3</sup> ) 1,0 g kationisch pe/m <sup>3</sup> 0,2 g anionisch pe/m <sup>3</sup>
CZV	68 %	80 %	73 %
BZV	74 %	84 %	80 %
N <sub>Kjeldahl</sub>	30 %	27 %	38 %
P	46 %	85 %	75 %
Zwevendestof in het effluent	30 - 65 mg d.s./l	30 - 40 mg d.s./l	30 - 45 mg d.s./l
slibproductie (kg/d)	22000	27.060 (+ 23 %)	25.300 (+ 15 %)
Periode	'84 - '94	experimentele periode van ca. 2 maanden	'95 - '99

bronnen: [Schellen (1997), Mulder (1999)]

### De denitrificerende A-trap

Een variant op de eerder beschreven A-trapconfiguraties is de denitrificerende A-trap. In dit systeem wordt in plaats van zuurstof nitraat toegepast als electronenacceptor. Verwijdering van deeltjes vindt plaats door (ad)sorptie van deeltjes aan denitrificerende slibvlokken en bezinking van het gevormde vlok-deeltje-complex. Tevens vindt gedeeltelijke denitrificatie plaats.

Dit systeem kan toegepast worden in combinatie met de ionenwisselaar met biologische regeneratie. Figuur 63 geeft een schema van deze configuratie, waarbij ook de ionenwisselaar met biologische regeneratie wordt afgebeeld:



**Figuur 63:** Processchema van een waterzuiveringssysteem gebaseerd op de denitrificerende A-trap gevolgd door een ionenwisselaar met biologische regeneratie

Voorafgaand aan de denitrificerende A-trap wordt het influent gemengd met een geconcentreerde nitraatoplossing. Het nitraat zorgt voor anoxische condities, waardoor denitrificerende slibvlokken ontstaan. In het eerste compartiment, de contacttank, vindt verwijdering van deeltjes en opgeloste stoffen plaats door sorptie aan slibvlokken en door oxydatie met nitraat. De gevormde vlok-deeltje-complexen worden vervolgens verwijderd in een bezinker. Een deel van het slib wordt gerecirculeerd naar de contacttank. Het overige slib wordt gespuid.

De geconcentreerde nitraatoplossing is afkomstig van een ionenwisselaar met biologische regeneratie. Dit systeem is ontwikkeld in Israël voor de verwijdering van ammonium uit secundair effluent [Green *et al* (1995)]. In dit systeem wordt ammonium verwijderd door ionenwisseling. Na

verzadiging van de ionenwisselaar met ammonium wordt de toevoer van afvalwater afgesloten en vindt onder toevoeging van zuurstof en een buffer biologische regeneratie door nitrificerende bacteriën plaats. Deze nitrificeerders groeien als biofilm op de ionenwisselaar. Het product van de biologische regeneratie is een geconcentreerde nitraatoplossing (2.000 - 3.000 mg NO<sub>3</sub>-N per liter).

In de jaren '70 is onderzoek gedaan aan een opwaarts doorstroomde denitrificatiereactor [Klapwijk (1979)] als voorzuivering. De reactor werd gedurende 70 dagen gevoed met voorbezonden rioolwater, waaraan nitraat was toegevoegd (75 - 100 mg NO<sub>3</sub>-N/l influent) om denitrificatie te realiseren. In dit geval werd de denitrificerende opstroomkolom bedreven bij een relatief lage slibbelasting van 0,18 kg CZV/kg d.s.dag. Bij influentwaarden rond 410 mg O<sub>2</sub>/l behaalde de reactor 70 % CZV-verwijdering. Gemiddeld werd van het verwijderd CZV 63 % geoxideerd met nitraat door denitrificatie.

Door Hettinga is in 1997 onderzoek gedaan naar behandeling van ruw afvalwater in een denitrificerende opstroomkolom. Gedurende tweeënhalve maand zijn experimenten gedaan waarbij een geconcentreerde nitraatoplossing werd toegevoegd aan het influent (55 mg NO<sub>3</sub>-N/l influent) en slibbelastingen werden gehandhaafd van 0,8 - 1,7 kg CZV/kg d.s.dag. Bij een gemiddelde influentconcentratie werd 56 % CZV verwijderd, waarvan 41 % met nitraat werd geoxideerd.

**Tabel 26:** Zuiveringsrendementen van een opwaarts doorstroomde, denitrificerende voorzuivering

	Voorbezonden afvalwater	Ruw afvalwater
Slibbelasting Bx	0,18 kg CZV/kg d.s.dag	0,8 - 1,7 kg CZV/kg d.s.dag
CZV-verwijdering	70 %	56 %
P <sub>totaal</sub> -verwijdering	52 %	20 %
N <sub>Keldahl</sub> -verwijdering	15 %	9 %
bron:	[Klapwijk (1979)]	[Hettinga (1997)]

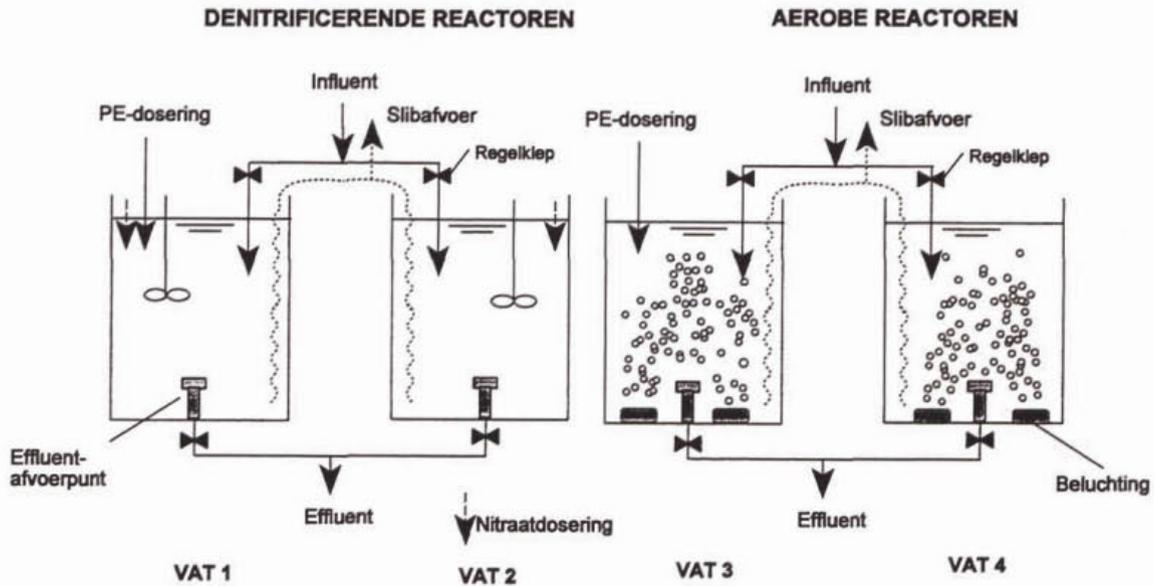
## 5.3 Methoden en technieken

### 5.3.1 Inleiding en systeembeschrijving

Gedurende drie maanden zijn twee denitrificerende A-trappen en twee aërobe A-trappen gesimuleerd in een Sequencing Batch opstelling. Het onderzoek is uitgevoerd in de Proefhal Milieutechnologie van de Wageningen Universiteit. In de experimenten zijn de verwijderingsprestaties van de denitrificerende A-trap voor troebelheid, CZV, stikstof en fosfaat onderzocht en bepaald bij verschillende slibbelastingen. Van het CZV is CZV<sub>totaal</sub> gemeten en is bovendien onderscheid gemaakt naar CZV<sub>deeltjes</sub> en CZV<sub>opgelost</sub> door de monsters over een 0,45 µm membraan te filtreren. Ook is de invloed van polymeedosering op de verwijderingsprestaties onderzocht door aan één van de denitrificerende en aan één van de aërobe A-trappen een kationisch hoogmoleculair polyacrylamide te doseren.

In figuur 64 is van de experimentele opzet een processchema gegeven. De experimenten zijn uitgevoerd in twee vaten van 40 liter. Door het instellen van de waterhoogte door niveauregelaars kan het in- en uitgaande debiet en daarmee de slibbelasting gevarieerd worden. De vaten werden als Sequencing Batches bedreven, dat wil zeggen dat zowel de contactperiode als de bezinkperiode in dezelfde reactoren plaatsvond. De vaten werden geënt met slib van de rwzi

Bennekom (type: laagbelaste oxydatiesloot), waarna gedurende ca. 1 maand een adaptatieperiode is toegepast om het slib te laten adapteren aan de hoge slibbelasting.



**Figuur 64:** Processchema van de SBR-opstelling

#### *Denitrificerende vaten*

In de denitrificerende vaten (vat 1 en 2) is het systeem gesimuleerd waarbij de denitrificerende A-trap gecombineerd werd met een ionenwisselaar met biologische regeneratie. Voorafgaand aan de denitrificerende periode werd via regelkleppen 10 liter afvalwater toegediend. Tegelijkertijd werd een geconcentreerde nitraatoplossing (2,75 g  $\text{NO}_3\text{-N/l}$ ) gedoseerd waarmee uiteindelijk 55 mg  $\text{NO}_3\text{-N}$  per liter influent werd toegevoegd. Na dosering van afvalwater en nitraat werden de vaten gedurende 15 minuten intensief geroerd om het slib in suspensie te houden. Hierna werd gedurende een uur bezonken. Na afloop van de bezinkperiode werd via een effluentafvoerpunt 10 liter van het water afgevoerd, waarna de cyclus opnieuw begon.

Aan vat 1 werd een hoogmoleculair kationische flocculant (24 % substitutie;  $8 \cdot 10^6$  g/mol) toegevoegd. De polymeerdosering was 30 s voor het eind van iedere roerfase, zodat het polymeer goed gemengd werd met het slib-watmengsel.

#### *Aërobe vaten*

In de aërobe vaten (vat 3 en 4) werd na toevoeging van 10 liter afvalwater gedurende 15 minuten intensief belucht. Er is gestreefd naar een zuurstofconcentratie tijdens de beluchting van  $> 3$  mg/l. Na de beluchting werd gedurende een uur bezonken. Aan vat 4 werd een hoogmoleculair kationisch flocculant (24 % substitutie;  $8 \cdot 10^6$  g/mol) gedoseerd. Dit polymeer werd 30 s voor het eind van iedere beluchte fase toegediend, zodat het polymeer goed gemengd werd met het slib-watmengsel.

### **5.3.2 Slibbelasting**

De SBR's zijn ontworpen voor een slibbelasting van circa 6 g CZV/g d.s per dag (gedefinieerd als de slibbelasting in het actieve gedeelte) en een slibconcentratie van 2 g d.s./l. De echte slibbelasting is achteraf bepaald op basis van de gemeten influentconcentratie en de bijbehorende slibconcentratie. In de Sequencing Batches werd hierbij de bezinktijd buiten beschouwing gelaten.

De volgende berekening is gehanteerd:

$$B_x = (Q_{\text{influent}} * C_{\text{influent}}) / (V_{\text{vaten}} * X_{\text{slib}}) \quad (1)$$

met:  $Q_{\text{influent}}$  = gemiddelde influentdebiet gedurende de contacttijd (l/d)  
 $C_{\text{influent}}$  = influent-CZV-concentratie (g O<sub>2</sub>/l)  
 $V_{\text{vaten}}$  = volume van de vaten  
 $X_{\text{slib}}$  = slibconcentratie

Hierbij is bij het berekenen van  $Q_{\text{influent}}$  alleen het debiet tijdens de contactperiode in rekening gebracht ( $Q_{\text{influent}} = 10$  liter per 0,25 uur = 960 liter per dag).

Gedurende het onderzoek is de slibconcentratie in de vaten zoveel mogelijk constant gehouden door regelmatig te spuien. Tabel 27 geeft een overzicht van de gemiddelde slibconcentraties in de vaten. In de vaten met polymeerdosering (vat 1 en vat 3) was de slibconcentratie gemiddeld hoger dan in de beide andere vaten.

**Tabel 27:** Gemiddelde slibconcentratie in de 4 vaten over de experimentele periode

Vat 1	Vat 2	Vat 3	Vat 4
4,3 ± 1,5	2,5 ± 0,5	3,9 ± 0,8	2,3 ± 0,4

### 5.3.3 Bemonstering en analyses

Aan het begin van iedere te meten cyclus is het influent bemonsterd. Na afloop van de cyclus - na de contact- en bezinkperiode - zijn (effluent)monsters uit de vaten genomen. Van deze monsters zijn de troebelheid, het CZV en de concentraties van de nutriënten N en P geanalyseerd. Van het CZV is CZV<sub>totaal</sub> gemeten en is bovendien onderscheid gemaakt naar CZV<sub>deeltjes</sub> en CZV<sub>opgelost</sub> door de monsters over een 0,45 µm membraan te filteren. Van het slib zijn monsters genomen om de drogestofconcentratie te bepalen. Tabel 28 geeft een overzicht van de geanalyseerde parameters:

**Tabel 28:** Overzicht van geanalyseerde parameters

Waterkwaliteitsparameters	Slibkwaliteitsparameters
Troebelheid (NTU/l) CZV • (mg O <sub>2</sub> /l) N <sub>Kjeldahl</sub> , NH <sub>4</sub> -N, NO <sub>3</sub> -N (mg N/l) P <sub>totaal</sub> , P <sub>ortho</sub>	Slib Volume Index (ml/g) Drogestofconcentratie van de drijfslag (mg d.s./l) **

• CZV<sub>totaal</sub>: CZV<sub>gesuspendeerd</sub> > 4,4 µm; CZV<sub>colloidaal</sub> 0,45 - 4,4 µm; CZV<sub>opgelost</sub> < 0,45 µm; CZV<sub>deeltjes</sub> > 0,45 µm; \*\* Bij denitrificerende A-trap met vlokmiddeldosering

### 5.3.4 Karakteristieken van het influent

De experimenten zijn uitgevoerd met voorbezonden en ruw afvalwater afkomstig van de afvalwaterzuiveringsinstallatie Bennekom. Tabel 29 geeft de karakteristieken van het afvalwater tijdens de experimentele periode:

**Tabel 29:** Karakteristieken van het afvalwater tijdens de experimentele periode

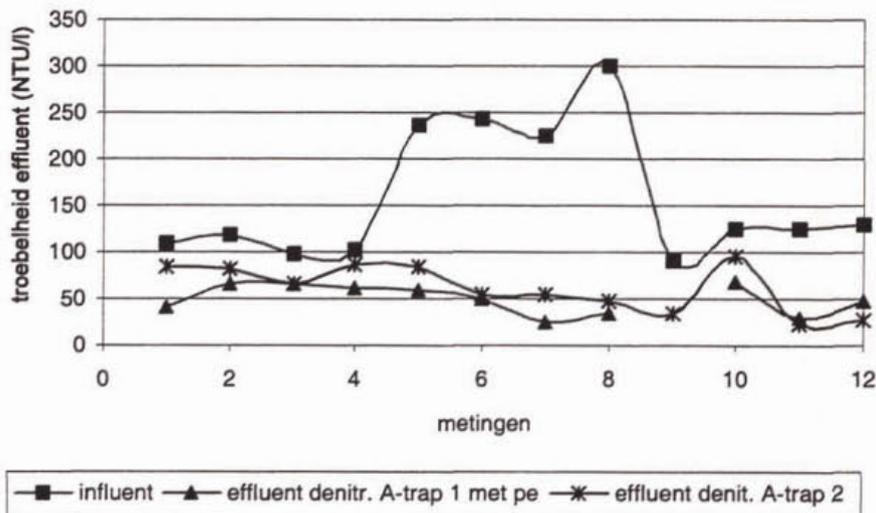
Parameter	Concentratie	Variatie
Troebelheid	160 NTU/l	90 - 300
CZV <sub>totaal</sub>	685 mg O <sub>2</sub> /l	420 - 1055
CZV <sub>deeltjes</sub> *	480 mg O <sub>2</sub> /l	275 - 805
CZV <sub>opgelost</sub> *	205 mg O <sub>2</sub> /l	125 - 265
N <sub>kjeldahl</sub>	88 mg N/l	65 - 110
P <sub>totaal</sub>	10,5 mg P/l	8,0 - 13,8
pH	7,9 --	7,4 - 8,5
Temperatuur	17 °C	14 - 18

\* CZV<sub>deeltjes</sub> > 0,45 µm; CZV<sub>opgelost</sub> < 0,45 µm

## 5.4 Resultaten

### 5.4.1 Resultaten van de denitrificerende vaten

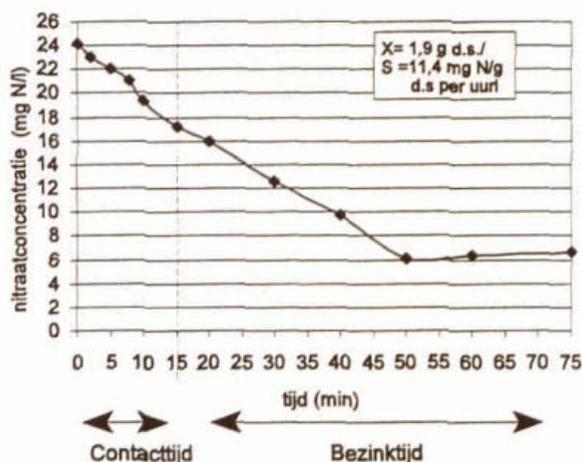
Figuur 65 geeft de troebelheid van influent en effluent van de beide denitrificerende vaten. Hierbij zijn de metingen waarbij opgewervelde slibdeeltjes in het effluent werden gevonden niet meegenomen. In vat 1 werd 30 seconden voor het einde van de contactperiode polymer toegevoerd met een dosering van 3 mg per liter influent toegediend.



**Figuur 65:** Troebelheid van influent en effluent van de twee denitrificerende A-trappen

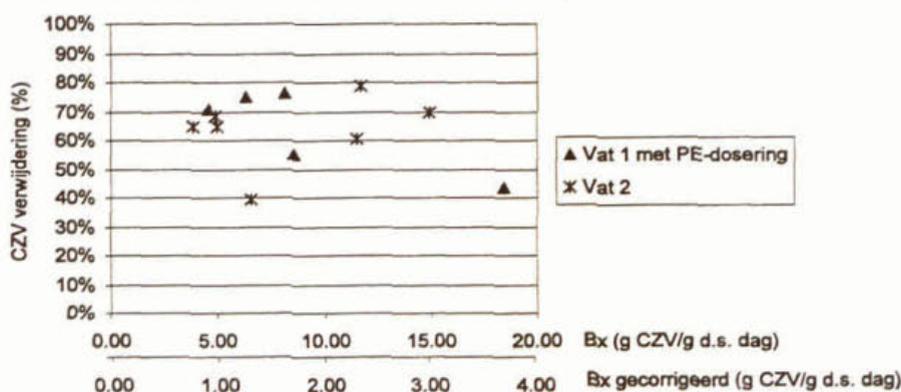
Beide vaten produceerden een effluent met een troebelheid variërend tussen 30 en 100 NTU/l. Uit de figuur blijkt dat vat 1 met vlokmiddeldosering een iets betere verwijdering te zien geeft dan vat 2. In vat 1 werd gemiddeld 69 % troebelheid verwijderd, met een gemiddelde effluenttroebelheid van 50 NTU/l. In vat 2 zonder vlokmiddeldosering is dit 61 %, met een gemiddelde effluenttroebelheid van 62 NTU/l. Opvallend is dat tijdens een periode met verhoogde troebelheid in het influent het effluent van vrij constante kwaliteit bleef. Er was sprake van een bufferend effect in de denitrificerende vaten.

Een complicatie bij het bedienen van de denitrificerende vaten was dat de denitrificatie gedeeltelijk doorging tijdens de bezinkperiode wat leidde tot opdrijven van slib tijdens de bezinkperiode. Dit wordt geïllustreerd aan de hand van figuur 66 waarin de nitraatafname halverwege vat 2 (monsterpunt op 20 cm diepte) gedurende één cyclus is weergegeven. De grafiek laat duidelijk zien dat stoppen met roeren geen direct effect had op het denitrificatieproces. Na 35 minuten bezinktijd werd geen nitraatafname meer gemeten. Waarschijnlijk was de slibspiegel pas op dat moment onder het niveau van het monsterpunt.



**Figuur 66:** Nitraatafname in de denitrificerende vaten

Op grond van figuur 66 wordt duidelijk dat doordat de denitrificatie gedeeltelijk doorgaat tijdens de bezinkperiode de slibbelasting die berekend wordt dat op basis van vergelijking (1) te hoog is ingeschat. In deze berekening wordt uitgegaan dat de denitrificatie direct stopt na het einde van de contactperiode. Op basis van figuur 66 kan een gecorrigeerde slibbelasting  $B_x$  uitgeerekend worden waarbij ervan uitgegaan wordt dat de denitrificatie ook de volledige bezinkperiode beslaat. De contactperiode wordt hierbij 75 minuten.

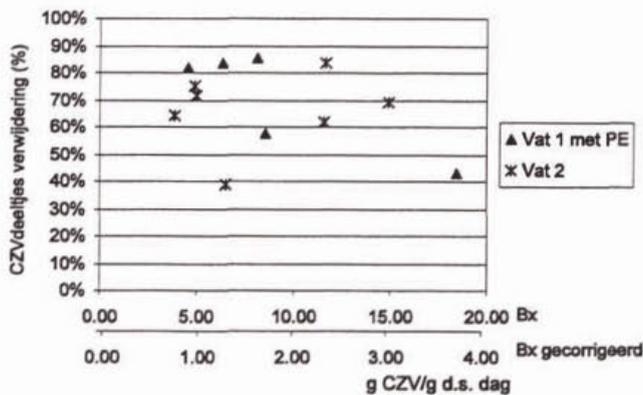


**Figuur 67:**  $CZV_{\text{totaal}}$ -verwijdering in de denitrificerende A-trappen uitgezet tegen de slibbelasting ( $B_x$ ) en de gecorrigeerde slibbelasting ( $B_x$  gecorrigeerd)

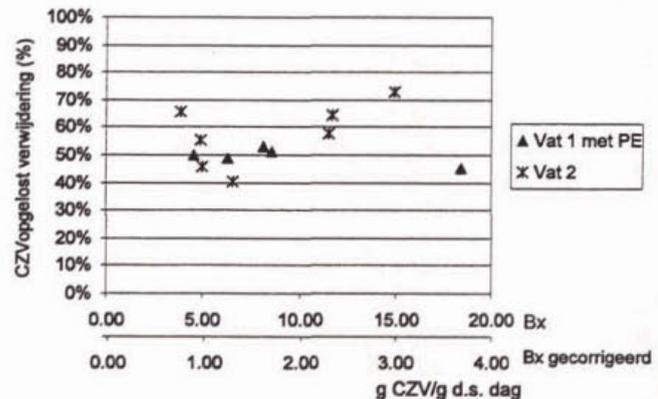
In figuur 67 is voor beide vaten de  $CZV_{\text{totaal}}$ -verwijdering uitgezet tegen de slibbelasting. In de figuren 68 en 69 zijn de verwijdering van  $CZV_{\text{deeltjes}}$  respectievelijk  $CZV_{\text{opgelost}}$  gegeven. In de figuren zijn twee slibbelastingen weergegeven: de slibbelasting  $B_x$  die op basis van de oorspronkelijke instellingen (15 minuten contacttijd en 60 minuten bezinktijd) berekend wordt en

de slibbelasting  $B_x$  gecorrigeerd waarbij ervan uitgegaan wordt dat de denitrificatie ook de volledige bezinkperiode beslaat.

Uit figuur 67 wordt duidelijk dat de  $CZV_{\text{totaal}}$ -verwijdering in beide vaten varieerde tussen 40 en 80 % bij (gecorrigeerde) slibbelastingen oplopend van 0,8 tot 3,7 g CZV/g d.s. per dag. Gemiddeld werd voor zowel vat 1 als voor vat 2 een verwijdering van 64 % gevonden. De  $CZV_{\text{totaal}}$ -verwijdering leek onafhankelijk te zijn van de toegepaste slibbelastingen. Wel was de waarde gevonden bij de hoogste slibbelasting van vat 1 duidelijk lager.



**Figuur 68:**  $CZV_{\text{deeltjes}}$ -verwijdering uitgezet tegen de slibbelastingen  $B_x$  en  $B_x$  gecorrigeerd



**Figuur 69:**  $CZV_{\text{opgelost}}$ -verwijdering uitgezet tegen  $B_x$  en  $B_x$  gecorrigeerd

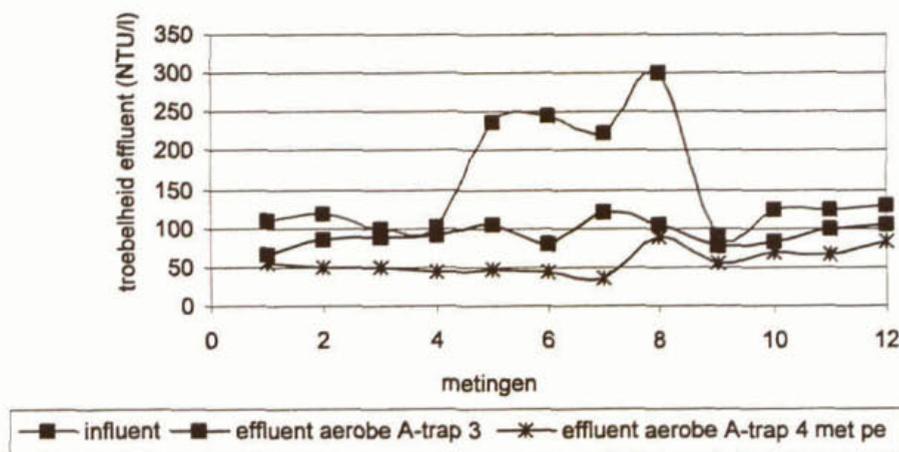
De  $CZV_{\text{deeltjes}}$ -verwijdering in figuur 68 varieerde voor beide vaten tussen 40 en 85 %. Hierbij werd voor vat 1, waaraan PE werd gedoseerd een iets betere deeltjesverwijdering gevonden dan in vat 2 zonder PE-dosering: 70 % tegenover 66 %. De  $CZV_{\text{deeltjes}}$ -verwijdering leek onafhankelijk te zijn van de slibbelasting, hoewel ook hier vat 1 bij een belasting van 3,7 g CZV/g d.s. per dag een verlaagde verwijdering te zien gaf.

De  $CZV_{\text{opgelost}}$ -verwijdering in figuur 69 lag voor beide vaten tussen 40 en 75 %. Vat 1 gaf een constante verwijdering van 50 % te zien bij de geteste slibbelastingen. De verwijdering in vat 2 leek op te lopen met toenemende slibbelasting. De gemiddelde verwijdering in vat 2 was 57 %.

De stikstofgasproductie tijdens de bezinkperiode had ook tot gevolg dat tijdens de bezinkperiode regelmatig slibvlokken opwervelden door de aanhechting van gasbelletjes. Bij het nemen van effluentmonsters moest voorzichtig worden bemonsterd om te vermijden dat slibdeeltjes de monsters vervuilden. Een opvallende observatie bij vat 1 met vlokmiddeldosering was dat door de continue stikstofgasproductie een compacte drijflaag van 3 - 4 cm ontstond. Deze drijflaag had een drogestofconcentratie van circa 5 %. De reactor functioneerde hierbij als het ware als flotatiereactor.

#### 5.4.2 Resultaten van de aërobe vaten

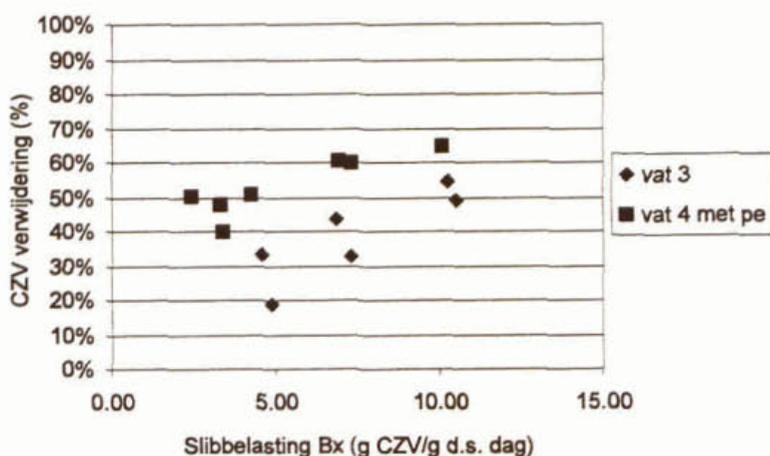
Figuur 70 geeft de troebelheid van influent en effluent van de beide aërobe vaten. Hierbij werd bij vat 4 kationisch polymeer met een dosering van 3 mg per liter influent toegediend 30 seconden voor het einde van de contactperiode.



**Figuur 70:** Troebelheid van influent en effluent van de aërobe vaten

Beide vaten produceerden een effluent met een troebelheid variërend tussen 35 en 120 NTU/l. Uit de figuur blijkt dat vat 4 met vlokmiddeldosering een duidelijk betere verwijdering te zien gaf dan vat 3. In vat 4 werd gemiddeld 64 % troebelheid verwijderd, resulterend in een gemiddelde effluenttroebelheid van 57 NTU/l. In vat 3 zonder vlokmiddeldosering is dit 41 %, met een gemiddelde effluenttroebelheid van 92 NTU/l. Opvallend is dat tijdens een periode met verhoogde troebelheid in het influent het effluent van vrij constante kwaliteit bleef. Ook in de aërobe vaten leek sprake te zijn van een bufferend effect.

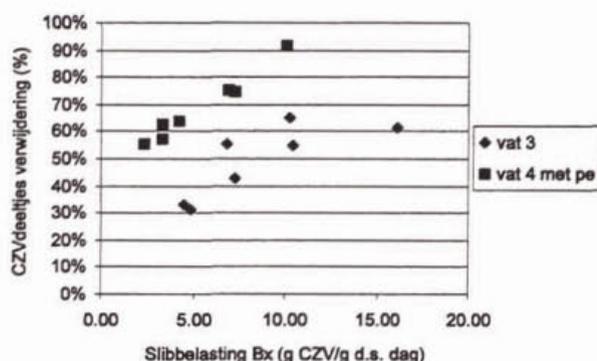
Figuur 71 geeft voor beide aërobe vaten de  $CZV_{\text{totaal}}$ -verwijdering uitgezet tegen de slibbelasting. In de figuren 72 en 73 zijn de verwijdering van  $CZV_{\text{deeltjes}}$ , respectievelijk  $CZV_{\text{opgelost}}$  gegeven.



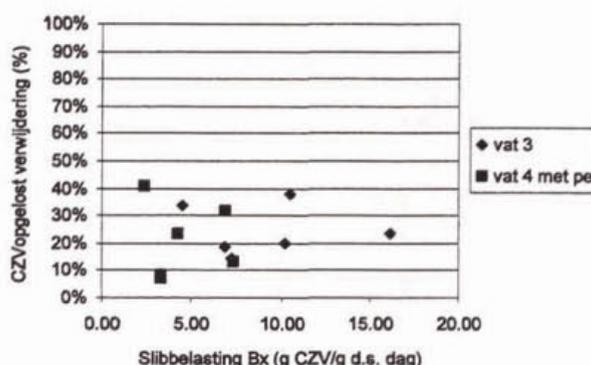
**Figuur 71:**  $CZV_{\text{totaal}}$ -verwijdering in de aërobe A-trappen uitgezet tegen de slibbelasting

Figuur 71 laat zien dat de  $CZV_{\text{totaal}}$ -verwijdering voor vat 3 opliep van 20 tot 55 % bij slibbelastingen oplopend van 4,5 tot 10,5 g CZV/g d.s. per dag. Voor vat 4 met polymeedosering werden oplopende verwijderingsrendementen van 40 tot 65 % gevonden bij slibbelastingen toenemend

van 2,4 tot 10,0 g CZV/g d.s. per dag. Een interessante waarneming voor beide vaten was dat de verwijdering toenam bij toenemend CZV in het influent (oplopende belasting van het slib). Dit werd ook al duidelijk uit figuur 70.



**Figuur 72:** CZV<sub>deeltjes</sub>-verwijdering uitgezet tegen de slibbelasting



**Figuur 73:** CZV<sub>opgelost</sub>-verwijdering uitgezet tegen de slibbelasting

Uit figuur 72 blijkt dat de CZV<sub>deeltjes</sub>-verwijdering voor vat 3 toenam van 30 % tot 65 % bij slibbelastingen van 4,5 tot 10,5 g CZV/g d.s. Voor vat 4 met polymeerdosering liep de verwijdering op van 55 % tot meer dan 90 % bij slibbelastingen van 2,4 tot 10,0 g CZV/g d.s. De CZV<sub>opgelost</sub>-verwijdering in figuur 73 lag voor beide vaten tussen 7 en 41 %. In vat 3 werd gemiddeld 18 % verwijderd, in vat 4, 19 %.

### 5.4.3 Vergelijking van de denitrificerende en de aërobe vaten

Tabel 30 geeft een overzicht van de gemiddelde verwijderingsrendementen voor de vier onderzochte A-trappen. Hierin is ook de verwijdering van stikstof en fosfaat opgenomen.

**Tabel 30:** Vergelijking van de verwijderingsrendementen van de onderzochte A-trappen

Parameter	Denitrificerende A-trap met vlokmiddel-dosering (Vat 1)	Denitrificerende A-trap (Vat 2)	Aërobe A-trap met vlokmiddel-dosering (Vat 3)	Aërobe A-trap (Vat 4)
Troebelheidsverwijdering	61 %	69 %	64 %	41 %
CZV <sub>totaal</sub> -verwijdering	64 %	64 %	54 % *	40 % *
CZV <sub>deeltjes</sub> -verwijdering	70 %	66 %	69 % *	49 % *
CZV <sub>opgelost</sub> -verwijdering	50 %	57 %	18 %	19 %
N <sub>kjeldahl</sub> -verwijdering	23 %	30 %	23 %	23 %
P <sub>totaal</sub> -verwijdering	30 %	37 %	26 %	22 %

\* verwijdering is afhankelijk van de slibbelasting

Uit de tabel blijkt dat toevoeging van een vlokmiddel aan de denitrificerende vaten geen toename van CZV-totaal te zien geeft. Wel trad er een verschuiving op, waarbij relatief meer deeltjes en minder opgelost CZV werden verwijderd.

De verwijderingsrendementen die behaald werden in aërobe vaten (vat 3 en 4) zijn lager dan de rendementen die gerapporteerd worden voor rwzi Dokhaven. Bij een gemiddelde slibbelasting

van 1,5 kg BZV/kg d.s. per dag (ca. 3,5 kg CZV/kg d.s. per dag) worden in deze installatie voor een configuratie zonder, respectievelijk met dosering, CZV-verwijderingen van 68 % en 73 % gevonden. De in dit onderzoek gevonden waarden *blijven hier sterk bij achter*. De gevonden verwijderingsrendementen vertonen echter wel gelijkenis met resultaten van onderzoek door Sayed in 1985. Voorafgaand aan zijn experimenten met slibregeneratie werd ook een conventioneel A-trapsysteem bedreven. Voor dit systeem werden ook relatief lage verwijderingsrendementen gevonden (CZV<sub>totaal</sub>-verwijdering ~ 25 %). Een mogelijke verklaring hiervoor kan de influentsamenstelling van rwzi Bennekom.

Uit de resultaten van tabel 30 en uit onderlinge vergelijking van de figuren 68 en 73 blijkt dat de denitrificerende systemen een iets hoger rendement behalen dan de aërobe systemen.

## 5.5 Conclusies en aanbevelingen

### 5.5.1 Conclusies

Samenvattend zijn uit dit oriënterend onderzoek de volgende conclusies te trekken:

*Voor de denitrificerende A-trappen:*

- 1 Toepassing van de denitrificerende A-trap bij slibbelastingen van 0,8 - 3,7 g CZV/g d.s. per dag voor voorbehandeling van stedelijk afvalwater resulteert in een deeltjesverwijdering van 65 - 70 %.
- 2 De verwijdering van opgeloste organische stoffen bedraagt 50 - 60 %.
- 3 Samen resulteert dit in een CZV<sub>totaal</sub>- verwijdering van ca. 65 %.
- 4 N<sub>Kjeldahl</sub> wordt voor 23 - 30 % verwijderd, P<sub>totaal</sub> voor 30 - 37 %.

De verwijderingsrendementen van de denitrificerende A-trappen waren daarbij hoger dan de parallel bedreven aërobe A-trappen. Opvallend is de buffercapaciteit van het systeem in de experimentele periode waardoor bij verhoogde troebelheid in het influent geen verhoogde effluenttroebelheid werd waargenomen.

Doordat in dit onderzoek tijdens de contacttijd van 15 minuten het nitraat niet volledig verwijderd werd, vond tijdens de bezinkperiode stikstofgasproductie plaats. Hierdoor bezonken de slibvlokken slecht en kon uitspoeling van slibvlokken plaatsvinden. Dit vormt een procestechisch probleem dat mogelijk voorkomen kan worden door minder nitraat aan het influent te doseren, zodat aan het eind van de contactperiode geen nitraat meer aanwezig is.

De toevoeging van een vlokmiddel leidt nauwelijks tot een toename van het verwijderingsrendement. Waarschijnlijk wordt dit veroorzaakt doordat het vlokmiddel reageert met de actieve plaatsen van de denitrificerende slibvlokken. De vlokmiddeldosering in combinatie met het opstijgende stikstofgas leidt wel tot het ontstaan van een flotatielaag met een relatief hoge drogestofconcentratie (ca. 5 %). Dit vergemakkelijkt de afscheiding van de gevormde slibvlokken en kan interessant zijn met het oog op verdere slibverwerking.

*Voor de aërobe A-trappen:*

- 1 Toepassing van de aërobe A-trap bij slibbelastingen van 2,5 - 10,0 g CZV/g d.s. per dag voor voorbehandeling van stedelijk afvalwater resulteert in een oplopende deeltjesverwijdering van 30 % tot 65 %; met aanvullende polymeerdosering is dit 55 % tot meer dan 90 %.
- 2 De verwijdering van opgeloste organische stoffen in de A-trappen bedraagt 18 %.
- 3 Samen resulteert dit in een CZV<sub>totaal</sub>- verwijdering van gemiddeld 40, respectievelijk 54 % voor het systeem zonder en met dosering van polymeer. Bij hogere slibbelastingen loopt dit de verwijdering op tot 55, respectievelijk 65 %.

### **5.5.2 Aanbevelingen voor verder onderzoek**

De volgende punten worden aanbevolen:

In het vooronderzoek blijkt het opdrijven van slib een reëel probleem te zijn. Nader onderzoek zal daarom moeten komen naar een geschikte reactorconfiguratie voor de denitrificerende A-trap en de beste bedrijfsvoering. Het is bijvoorbeeld te overwegen om de denitrificatie te combineren met flotatie als afscheidingstechniek voor het actiefslib.

Een andere mogelijkheid om opdrijving van slib te voorkomen is het behandelen van slechts een deel van de nitraatbevattende retourstroom (afkomstig van bijvoorbeeld de ionenwisselaar met biologische regeneratie). Bij een goede procesinstelling zal hierbij het nitraat verbruikt zijn voordat de bezinkfase begint. Een nadeel van deze oplossing is dat het overige deel van de retourstroom apart behandeld dient te worden.



## 6 LITERATUUR

### Flotatie

- Arnold, S.R., Grubb, T.P., Harvey (1995). *Recent applications of dissolved air flotation: pilot studies and full scale design*. Water Science & Technology, Vol. 31 no. 3-4, pp. 327-340.
- De Rijk, S.E., Van der Graaf, J.H.J.M., Den Blanken, J.G. (1994). *Bubble size in flotation thickening*. Water Research, Vol. 28, no. 2, pp. 465-473.
- Costaz, P., Miquel, J., Reinbold, M. (1983). *Simultaneous electroflotation and disinfection of sewage water*. Water Research, Vol. 17, no. 3, pp. 255-262.
- Derjaguin, B.V., Duhkin, S.S. (1961). Bull.Inst. Min. Metall., 70: 221
- Edzwald, J.K. (1995). *Principles and applications of dissolved air flotation*. Water Science & Technology, Vol. 31 no. 3-4, pp. 1-23.
- Haarhof, J., van Vuuren, L. (1993). *A South African design guide for Dissolved Air Flotation - Report of the Water Research Commission*. WRC Project No 332, TT60/93.
- Krofta, M., Burgess, D. (1995). *Affordable treatment of municipal wastewater to obtain reusable water and biosolids by combination of advanced dissolved air flotation mulidmedia filtraton and ozone disinfection*. In: Proc. 1st International Conference on Environmental Restoration; July 6-9, Ljubljana, Slovenië.
- Krofta, M., Miskovic, D., Burgess, D. (1995). *Primary-secondary flotation of three municipal wastewaters: pilot-scale study*. Water Science & Technology, Vol. 31 no. 3-4, pp. 295-298.
- Laskowski, J.S., Ralston, J. (eds.) (1992). *Colloid chemistry in mineral processing*. Elsevier, Amsterdam - London - New York - Toronto.
- Lundh, M., Jönsson, L., Dahlquist, J. (2000). *Experimental studies of the fluid dynamics in the separation zone in dissolved air flotation*, Water Research, Vol.34, No. 1, pp. 21-30.
- Mulleneers, H., Koopal, L., Roubroeks, S., Rulkens, W.H. (1999). *Flotation of PAH contaminated dredged sludge, in: Surfactant-Based Separations: Recent Advances; Institute for Applied Surfactant Research. in press.*
- Mulleneers, H.A.E., Koopal, L.K., Swinkels, G.C.C., Bruning, H., Rulkens, W.H. (1998). *Flotation of soot particles from a sandy soil, Colloid and Surfaces A; in press.*
- Nijhuis Water Technologie (1998). *Handleiding pilot-systeem Little John*. Dinxperlo.
- Pouet, M.F., Grasmick, A. (1995). *Urban wastewater treatment by electrocoagulation and flotation*. Water Science & Technology, Vol. 31 no. 3-4, pp. 275-283.

Ralston, J. (1992). *The influence of particle size and contact angle in flotation*, in: *Colloid chemistry in mineral processing*. Laskowski, J.S., Ralston, J. (eds.) Elsevier, Amsterdam - London - New York - Toronto

Vlaški, A., Van Breemen, A.N., Alaerts, G.J. (1997). *The role of particle size and density in dissolved air flotation and sedimentation*. Water Science & Technology, Vol. 36 no. 4, pp. 177-189.

STOWA (1998). *Fysisch/chemische voorzuivering van afvalwater - identificatie en evaluatie van scenario's gebaseerd op fysisch/chemische voorzuivering*. STOWA rapportnr. 98-29, Utrecht.

Ødegaard, H. (1995). *Optimization of flocculation/flotation in chemical wastewater treatment*. Water Science & Technology, Vol. 31 no. 3-4, pp. 73-82.

### **Directe grove-mediafiltratie**

ATV-Fachausschuß 2.8 (1997). *Arbeitsbericht Abwasserfiltration* Korrespondenz Abwasser 1997 (44) nr. 3 pp. 524-544.

ATV-Fachausschuß 2.1.6 (1997). *Arbeitsbericht Bedeutung der Abwasserfiltration, aus Sicht der Gewässer*. Korrespondenz Abwasser 1997 (44) nr. 3 pp. 519-523.

Bigot, B., Le Tallec, X. and Badard, M. (1999). *A new generation of biological aerated filters*. European Water Management, Vol. 2, No. 2, pp. 35-40.

Booker, N.A., Cooney E.L., Priestley, A.J., (1996). *Innovative Physico-Chemical Wastewater Treatment Research Down-Under* 7th International Gothenburg Symposium on Chemical Water and Wastewater Treatment, september 1996, Edinburgh, UK.

Bonnet, I. (1999). *Voortgangsrapporten afstudeerproject Directe influentfiltratie rwzi Leiden-Noord*, TU Delft, Delft.

Brown, J.P., Wistrom, A.O. (1999). *Primary Effluent Filtration - how three filters fared under hydraulic-load testing* Water Environment & Technology, March 1999.

EPA (1979). *Dual Process High-rate Filtration of Raw Sanitary Sewage and Combined Sewer Overflows*. EPA-report 600/2-79-015, by Innerfeld et al., mei 1979.

Gray, K.A. (1991). *Direct filtration of model and natural waters - the removal of turbidity versus organic carbon*. Water Supply, Vol. 9, Jönköping, pp. S21-S25.

Kramer, J.P., Wouters, J.W. en Kop, J.H. (1989). *Dynasand filtratie*. Mededeling van de Vakgroep Gezondheidstechniek & Waterbeheersing. ISSN-01691-6246. TU Delft. Delft.

Liao, Z. (1998). *Enhanced Pretreatment by KMT Floating Filter Combined with Salsnes Filter - Høvringen Pilot Plant Results*. Interne memo/presentatie TUDelft, NTNU, Trondheim, Noorwegen.

Liao, Z. (1999). *Interne mededeling*. NTNU, Trondheim, Noorwegen.

Mels, A.R. (1999) *Flotatie van stedelijk afvalwater*. Intern rapport STOWA-onderzoek "Fysisch-Chemische Voorzuivering" januari 1999, Wageningen.

Mouri, M. en Niwa, C. (1993). *Pilot Plant Studies on Filtration of Raw Sewage using Floating Filter Media and Multiple Filter Column Inlets*. Water Science & Technology, Vol. 28, Nr. 7, pp. 143-151.

Ødegaard, H., Ulgenese, Y., Brevik, D., Liao, Z., (1998). *Enhanced Primary Treatment in Floating Filters*. 8th International Gothenburg Symposium on Chemical Water and Wastewater Treatment, september 1998, Praag, Tsjechië.

Ødegaard, H. (1999). Interne mededeling. NTNU, Trondheim, Noorwegen en COST -workshop Wageningse Berg.

STOWA (1998-29). *Fysisch/chemische voorzuivering - Identificatie en evaluatie van waterzuiveringsscenario's gebaseerd op fysisch/chemische voorzuivering*. Rapport-nr 98-29, STOWA, oktober 1998, Utrecht.

Tanaka, Y., Miyajima, K., Funakosi, T., Chida, S. (1995). *Filtration of Municipal Sewage by Ring Shaped Floating Plastic Net Media*. Water Research, Vol. 29, Nr. 5 pp 1387-1392.

Van Dijk - Huisman (1996). *Rapid Filtration*. TUDelft-collegedictaat N40 - bereiding van drinkwater, TU Delft, Delft.

Van der Graaf, J.H.J.M, Nieuwenhuijzen A.F. van (1998). *Experiments on high rate effluent filtration in the Netherlands*. Water Science & Technology Vol. 38, No. 3, pp. 127-134.

Van Nieuwenhuijzen, A.F. (1999). *Deeltjesverwijdering in de voorzuivering door directe filtratie en/of membraanfiltratie*. Intern rapport Stichting Toegepast Onderzoek Waterbeheer, TU Delft / Wageningen Universiteit, februari 1999.

Van Nieuwenhuijzen, A.F. (1999). *Gebruik van snelle zandfiltratie voor effluentpolishing en -hergebruik*. Bijdrage VEMW themadag "Hergebruik van effluenten", mei 1999.

Van Nieuwenhuijzen, A.F. en Van der Graaf, J.H.J.M. (2000). *Application of Direct Filtration Techniques for Raw Wastewater Treatment*. World Filtration Congress 8, 3 - 7 april 2000, Brighton, UK.

Van Nieuwenhuijzen, A.F., Van der Graaf, J.H.J.M. en Mels, A.R. (2000). *Direct Influent Filtration as Pretreatment Step for more Sustainable Wastewater Treatment Systems*. IWA-IAWQ Biennial Conference Paris2000, 3 - 7 juli 2000, Parijs, Frankrijk.

### **Directe membraanfiltratie**

Bilstad, T. en Espedal, E. (1998). *Membrane Separation of produced water*. Water Science & Technology, Vol. 34, No. 9

Bouhabila, E.H., Ben Aïm, R. en Buisson, H. (1998). *Microfiltration of activated sludge using submerged membrane with air bubbling (application to wastewater treatment)*. Desalination 118

Elmaleh, S., Abdelmoumni, L. (1998). *Experimental test to evaluate membrane filtration*. Water Science & Technology, Vol. 38, No. 4-5

Evenblij, H. (2000). *Verkennd onderzoek naar membraanfiltratie van ruw rwzi-influent in Bennekom*. afstudeerrapport, TUDelft, Delft

Koros, W.J., Ma, Y.Ma en Shimidzu, T. (1996). *Terminology for membranes and membrane processes; IUPAC Recommendations 1996*. Journal of membrane science 120, 1996

Kwon, D. Y. en Vigneswaran, S. (1998). *Influence of particle size and surface charge on critical flux of crossflow microfiltration*. Water Science & Technology, Vol. 38, No. 4-5

Kyu Hong Ahn, Ji-Hyeon Song, Ho Young Cha, Kyung Guen Song, Hyungseok Yoo (1998). *Application of Tubular Ceramic Membrane for Building Wastewater Reuse*. Proceedings IAWQ Biennial Conference, juni 1998, Vancouver, Canada.

Megat Johari, M. M. N., Jusoh, A., Ghazali, A. H. en Ahmadun, F. R. (1996). *Microfiltration of oxidation pond effluent using single flexible tubular fabric membrane and polyelectrolyte dosage*. Water Science & Technology, Vol. 34, No. 9

Ødegaard, H.(1999). Interne mededeling. NTNU, Trondheim, Noorwegen en COST -workshop Wageningse Berg.

Roorda, J.H., Van der Graaf, J.H.J.M. (1999). *Understanding membrane fouling in ultrafiltration of WWTP-effluent*. Proceedings IAWQ International specialized conference on Membrane Technology in Environmental Management, november 1999, Tokyo, Japan, pp. 123-133.

Van der Graaf, J.H.J.M., Kramer, J.F., Pluim, J., De Koning, J., Weijs, M. (1998). *Experiments on filtration of effluent at wastewater treatment plants in The Netherlands*. Water Science & Technology Vol. 39, No. 5, pp.129-136.

STOWA (1998). *Mogelijkheden voor toepassing van membraanfiltratie op rwzi's*. STOWA-rapport 98-34, Utrecht.

STOWA (2000). *Ionenwisseling voor stikstofverwijdering uit afvalwater*. Intern STOWA concept-rapport, Sectie Gezondheidstechniek, TU Delft.

Worm, G., Verberk, J., Van Dijk, J., Futselaar, H. (2000). *Lucht/waterspoeling bij ultrafiltratie*. H<sub>2</sub>O vol. 33, nr 8, pp. 19-21

### **Aërobe en denitrificerende A-trap**

Böhnke, B. (1978). *Das A-B-VERFAHREN zur biologische Abwasserreinigung - Informationsmaterial zum Adsorptions-Belebungs-Verfahren*, Institut für Siedlungswasserwirtschaft der Rheinisch Westfälische Technische Hochschule Aachen.

Böhnke, B. (1980). *Erfahrungen aus zweistufigen Versuchsanlagen und Folgerungen für die Verfahrenstechnik*. Korrespondenz Abwasser, 17 (3), pp. 177-185.

Green, M., Mels, A., Lahav, O., Tarre, S. (1996). *Biological - ion exchange process for ammonium removal from secondary effluent*, Water Science & Technology, Vol. 34, no 1-2.

Hettinga, T. (1997). Voorbehandeling van ruw huishoudelijk afvalwater in een denitrificerende opstroomkolom, afstudeerrapport vakgroep Milieutechnologie, LU Wageningen.

Horgan, N.J., Eccles, C.R. (1986). Purification and characterization of extracellular polysaccharide from activated sludges, Vol.20, no.11, pp. 1427-1432.

Klapwijk, A., Jol, C., Donker, H.J.G.W. (1979). The application of an upflow reactor in the denitrification step of biological sewage purification, Water Research, vol.13, pp. 1009-1015.

Klapwijk, A., Smit, H., Moore, A. (1981). Denitrification of domestic wastewater in an upflow sludge-blanket reactor without carrier material for the biomass - in: Biological fluidized bed treatment of water and wastewater, eds. P.F. Cooper & B. Atkinson (1981).

Loosdrecht, M.C.M. van, Eikelboom, D., Gjaltema, A., Mulder, A., Tjihuis, L., Heijnen, J.J. (1985). Biofilm structure, growth and dynamics, Proceedings of the IAWQ International Conference and Workshop, Noordwijkerhout, The Netherlands, 30 August - 1 September, 1985.

Majoor (2000). Overzicht gegevens rwzi Utrecht, Memo.

Morgan, J.W. (1990). A comparative study of the nature of biopolymers extracted from anaerobic and activated sludges, Water Research, Vol.24, no.6, pp. 743-750.

Mulder, J.W. (1999). FAST-dosering en biosorptie in de A-trap, PAO-cursus Fysisch-chemische technieken bij de behandeling van afvalwater, 9 en 10 september 1999.

Rudd, T., Sterritt, R.M., Lester, J.N. (1983). Extraction of extracellular polymers from activated sludge, Biotechnology Letters, Vol. 5, no. 5, pp. 327-332.

Salomé, A.A. (1990). AB-systemen, een inventarisatie, RWZI 2000 rapport 90-02.

Sayed, S.K.I. (1985). Het functioneren van de A-trap in het A/B-proces, Vakgroep Milieutechnologie, LU Wageningen.

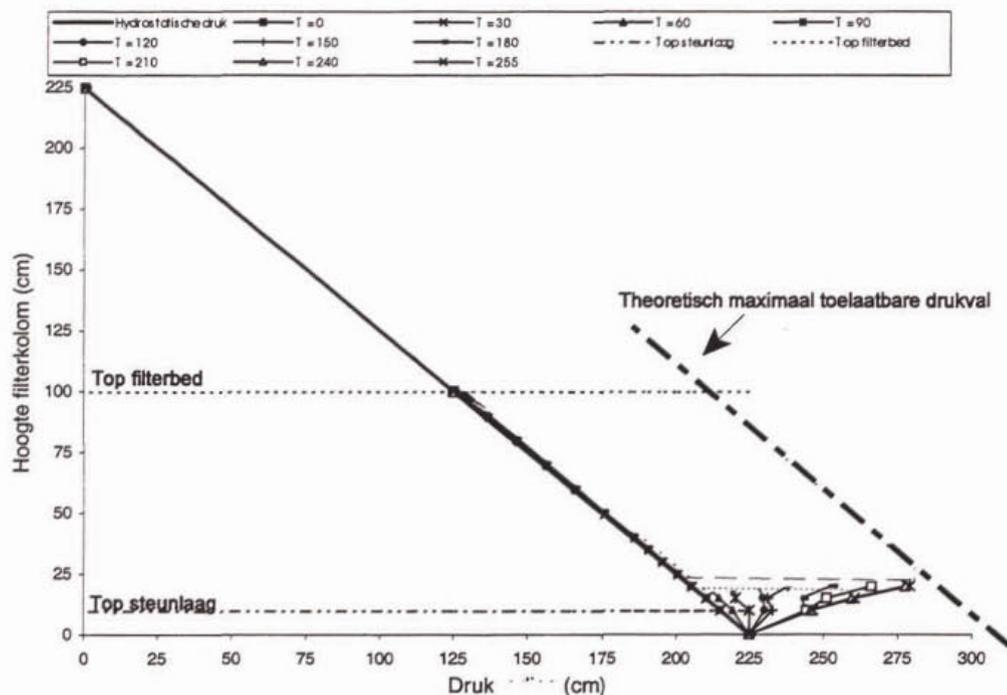
Schellen, A.A.J.C. (1997). Afvalwaterzuiveringsinrichting Rotterdam-Dokhaven - verbetering van de nutriëntenverwijdering door een proces-geïntegreerde aanpak.

Steiner, A.E., McLaren, D.A., Forster, C.F. (1976). The nature of activated sludge flocs, Water Research, Vol.10, pp. 25-30.

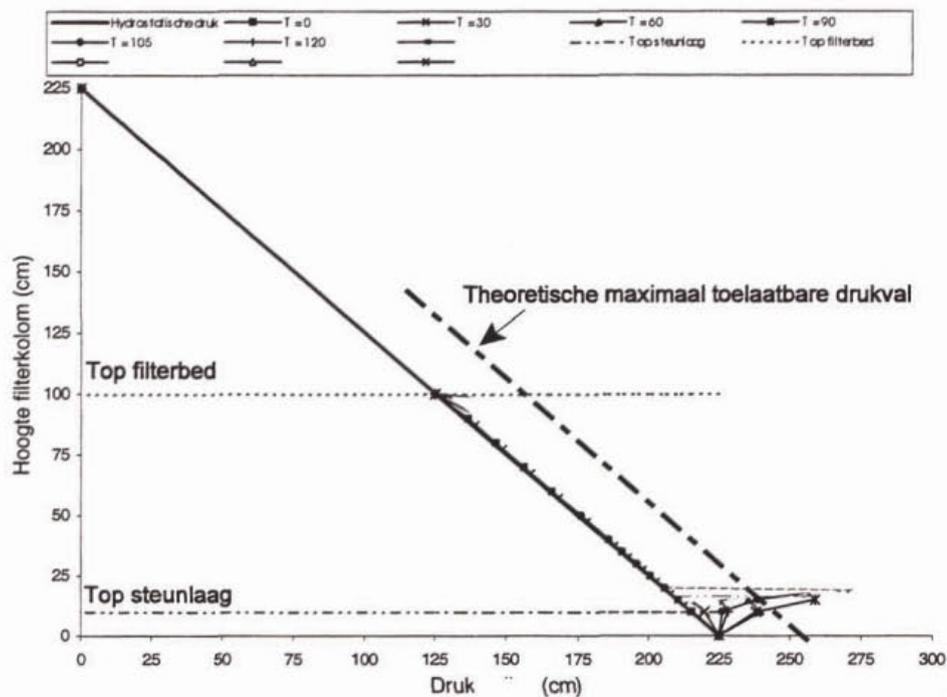
Temmink, H., Klapwijk, A., de Korte, K.F. (1999). Feasibility of the Biofix-process for treatment of municipal wastewater, presentatie op de IWA-conferentie 'Paris 2000'.



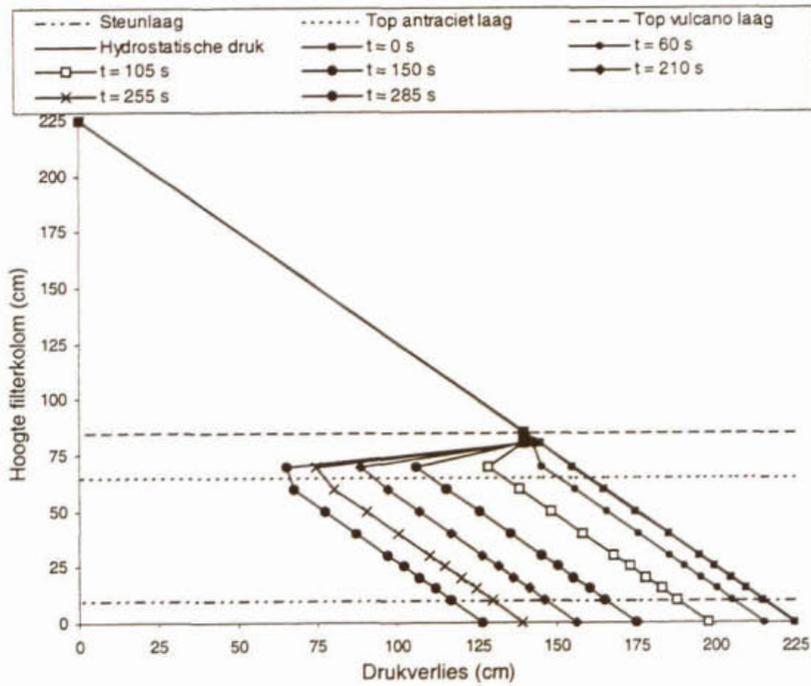
## Bijlage 1: Lindquist-diagrammen



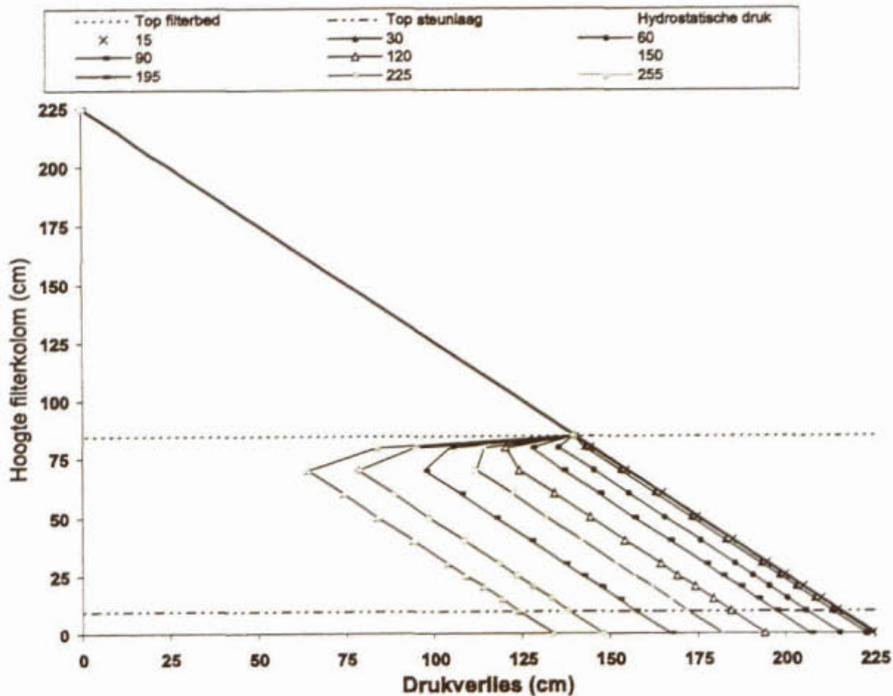
**Figuur 73:** A) Weerstandsdigram van zandbed; snelheid: 7 m/h; materiaal: zand (5-8 mm); Influent: 90 - 100 NTU; pH = 7,5; T = 15°C (T=0 tot 255 is looptijd van T=0 min. tot T=255 min.)



**Figuur 74:** B) Weerstandsdigram van antracietbed; snelheid: 7 m/h; materiaal: antraciet (5-10 mm); Influent: 100 - 110 NTU; pH = 7,7; T = 14°C



**Figuur 75:** C) Lindquistdiagram (drukverloop over het filterbed) van een filterloop door het vulcano-antracietfilter (zonder dosering)



**Figuur 76:** Lindquistdiagram (drukverloop over het filterbed) van een filterloop door het enkellaags antracietfilter (zonder dosering)

## Bijlage 2: Lijst van afkortingen membraantechnologie

### Termen [Koros (1996)]

<i>backflush</i>	reinigingsprocedure waarbij gezuiverd water tijdelijk in tegengestelde richting door het membraan stroomt om op die manier aangekoekte vervuiling op en in het membraan te verwijderen.
<i>crossflowsnelheid</i>	de snelheid in m/s van het ongezuiverde water langs het membraanoppervlak.
<i>feed</i>	de voedingsstroom die langs het membraan geleid wordt en de te verwijderen verontreiniging(en) bevat.
<i>flux</i>	(productie)volume dat per eenheid van tijd en oppervlak het membraan passeert.
<i>fouling</i>	het proces dat resulteert in prestatieverlies van een membraan, als gevolg van depositie van verontreiniging op het membraanoppervlak en in de poriën.
<i>membraan</i>	'structure, having lateral dimensions much greater than its thickness, through which mass transfer may occur under a variety of driving forces.' [Koros (1996)]
<i>molecular-weight cutoff</i>	molecuulgewicht van een stof die, in oplossing, door een gegeven membraan voor 90% wordt tegengehouden.
<i>permeaat</i>	door het membraan getransporteerde productiestroom, effluent van het membraanfiltratieproces.
<i>permeabiliteit</i>	naar TMD genormaliseerde flux: flux per eenheid van TMD.
<i>schoonwaterflux</i>	de permeabiliteit bij zuiveren van demi-water.
<i>transmembraandruk</i>	(gemiddelde) druk over het membraan, aangeduid met TMD

### Symbolen

<i>TMD</i>	transmembraandruk	bar
<i>p</i>	druk	bar
<i>MWCO</i>	Molecular Weight Cut Off	kDa
<i>F</i>	Feed	l/m <sup>2</sup> ·h
<i>J</i>	permeaatflux	l/m <sup>2</sup> ·h
<i>LWF</i>	Leidingwaterflux	l/m <sup>2</sup> ·h
<i>SWF</i>	Schoonwaterflux	l/m <sup>2</sup> ·h
<i>P</i>	permeabiliteit, of: genormaliseerde flux	l/m <sup>2</sup> ·h·bar



### Bijlage 3: Membraanspecificaties

#### TYPE AX4125

##### Prestaties

Schoonwaterflux (gedestilleerd water, 25 °C) bij 100 kPa	> 50 l/m <sup>2</sup> h
Maximale druk [kPa]	800
Maximale terugspoeldruk [kPa]	100
MWCO bij 90 % rejection:	200.000 ± 50.000

##### Fysische en chemische eigenschappen

Membraanmateriaal:	polyacrylonitrile
Structuur:	asymmetrisch
Draagmateriaal:	composiet polyester doek
Geometrie:	buisvormig
Dimensies:	
hydraulische diameter:	5,2 mm
effectief oppervlak:	0,17 m <sup>2</sup>
pH-range (continu bij 25 °C):	2 - 10
Max. chloorconcentratie:	30 ppm.
Max. temperatuur:	55 °C (bij pH 7 en 500 kPa)

#### TYPE FX4382 EN FX4385

##### Prestaties

Schoonwaterflux (gedestilleerd water, 25 °C) bij 100 kPa	> 1000 l/m <sup>2</sup> h
Maximale druk [kPa]	300
Maximale terugspoeldruk [kPa]	100
Poriëngrootte [nm]	30

##### Fysische en chemische eigenschappen

Membraanmateriaal:	hydrofiele polyvinylidene fluoride
Structuur:	asymmetrisch/microporeus
Draagmateriaal:	composiet polyester/polyolefine
Geometrie:	buisvormig
Dimensies:	
hydraulische diameter:	5,2 mm
effectief oppervlak:	0,17 m <sup>2</sup>
pH-range (continu bij 25 °C):	2 - 10
Max. chloorconcentratie:	250.000 ppm.hr.
Max. temperatuur:	70 °C (bij pH 7 en 100 kPa)

