

RAPPORT LNR 3511-96

Pilotforsøk med
Biotail-prosessen for
nitrifisering av
kommunalt avløpsvann.

Sluttrapport fase 2.

Hovedkontor

Postboks 173, Kjelsås
0411 Oslo
Telefon (47) 22 18 51 00
Telefax (47) 22 18 52 00

Sørlandsavdelingen

Televeien 1
4890 Grimstad
Telefon (47) 37 04 30 33
Telefax (47) 37 04 45 13

Østlandsavdelingen

Rute 866
2312 Ottestad
Telefon (47) 62 57 64 00
Telefax (47) 62 57 66 53

Vestlandsavdelingen

Thormøhlensgt 55
5008 Bergen
Telefon (47) 55 32 56 40
Telefax (47) 55 32 88 33

Akvaplan-NIVA A/S

Søndre Tollbugate 3
9000 Tromsø
Telefon (47) 77 68 52 80
Telefax (47) 77 68 05 09

Tittel Pilotforsøk med Biotail-prosessen for nitrifisering av kommunalt avløpsvann. Sluttrapport fase 2.	Løpenr. (for bestilling) 3511-96	Dato 1. juni 1996
	Prosjektnr. Undernr. O-95096	Sider Pris 52
Forfatter(e) Nordeidet, Bjørnar	Fagområde Avløpsteknologi	Distribusjon
	Geografisk område	Trykket NIVA

Oppdragsgiver(e) H. Henriksen Mek. Verksted AS	Oppdragsreferanse J.nr. 1951/95
--	---

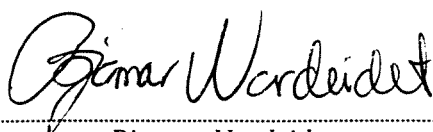
Sammendrag

En ny type biofilmprosess, kalt Biotail, er testet ut i pilotskala for rensing av kommunalt avløpsvann. Hovedmålet med pilotskalaundersøkelsene var å teste ut, optimalisere og dokumentere Biotails egenskaper og egnethet som en biologisk prosess for fjerning av organisk stoff og nitrifisering av kommunalt avløpsvann. Dette med tanke på å utvikle nye miljøteknologiske løsninger.

Nitrifikasjonsundersøkelser såvel som hydrauliske tester, studier av mikroorganismesamfunn, biomasse-målinger og ulike biofilmkontrolltiltak er gjennomført.

Nedbrytningen av organisk stoff fungerte tilfredsstillende i hele forsøksperioden men de oppnådde nitrifikasjonshastighetene var relativt lave. Nitrifikasjonshastighetene kunne grovt sammenlignes med de nedre nitrifikasjonshastigheter som oppnås i rislefilter og i aktivslam-anlegg. Hovedårsaken til at den testede utgave av Biotail-mediet ikke oppnådde høye nitrifikasjonshastigheter lå i problemer knyttet til kontroll av biofilmtykkelsen. Forslag til forbedringer av mediets utforming er gitt i rapporten.

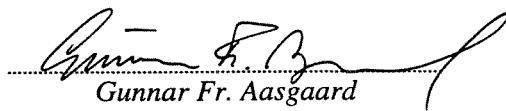
Fire norske emneord 1. Biofilmprosess 2. Nitrifikasjon 3. Biofilmkontroll 4. Pilot skala	Fire engelske emneord 1. Biofilm process 2. Nitrification 3. Biofilm control 4. Pilot scale
--	---



Bjørnar Nordeidet

Prosjektleder

ISBN 82-577-3054-8



Gunnar Fr. Aasgaard

Forskningsjef

Pilotforsøk med Biotail-prosessen for nitrifisering av kommunalt avløpsvann

Uttesting og optimalisering av en ny biofilmprosess

Forord

Norsk institutt for vannforskning (NIVA) har på oppdrag fra H. Henriksen Mek. verksted AS (HHMV) bidratt med prosess rådgivning og utarbeidet en sluttrapport vedrørende pilotforsøk med Biotail-prosessen for nitrifisering av kommunalt avløpsvann.

Prosjektleder avløpsbehandling Thor Eriksen har vært prosjektansvarlig hos HHMV.

Hos NIVA har følgende personer vært sentrale i prosjektarbeidet:

- Forsker Bjørnar Nordeidet; prosjektleder
- Forskningsleder Lars Hem; kvalitetssikring
- Seniorforsker Olav Skulberg; ansvarlig for mikrobiologiske undersøkelser
- Instrumentingeniør Johan Ahlfors; veileder ved tracer undersøkelser
- Sekretær; Anne-Lise Hvistendahl

Prosjektet har vært ledet av en prosjektgruppe med følgende personer:

- Thor Eriksen og Per Johnny Mathiassen, HHMV.
- Rolf Olsen, VAR-prosjekt
- Dagfinn Fremstad, TAU
- Bjørnar Nordeidet, NIVA

NIVA ønsker å rette en spesiell takk til Konrad Honig som utførte sin hovedoppgave i forbindelse med dette prosjekt. Hans innsats var til uvurderlig hjelp å sikret stabile driftsforhold ved pilotanlegget.

Til slutt rettes en takk til H. Henriksen Mek. Verksted AS for godt samarbeide under prosjektets gjennomføring.

Oslo, 1. juni 1996

Bjørnar Nordeidet

Innhold

Sammendrag	5
1. Innledning	8
2. Mål	10
3. Beskrivelse av prosessen og pilotanlegget	11
3.1 Nitrifikasjon	11
3.2 Biotail prosessen	14
3.3 Pilotanlegget	15
4. Forsøksprogram	18
4.1 Generelt	18
4.2 Reaktorhydraulikk	18
4.3 Mikroorganismesammensetning og biomassemålinger	19
4.4 Driftsmålinger, prøvetaking og analyser	19
5. Drift av pilotanlegget	21
6. Innløpsvannets sammensetning	23
7. Resultater	24
7.1 Reaktorhydraulikk	24
7.2 Mikroorganismesamfunn og biomassemålinger	25
7.2.1 Mikroorganismesammensetning, tidlig fase.	25
7.2.2 Mikroorganismesammensetning og biomassemålinger, avsluttende fase.	26
7.3 Nitrifikasjon	30
7.3.1 Generelt	30
7.3.2 Profilprøve	32
7.3.3 Beskrivelse av nitrifikasjonens utvikling over tid	33
7.3.4 Spesifikke nitrifikasjonshastigheter	36
7.3.5 Organisk stoffs innvirkning på nitrifikasjonen	37
8. Konklusjoner og diskusjon	39
9. Litteraturliste	44
Vedlegg A. Driftsjournal	45
Vedlegg B. Analyseresultater	48

Sammendrag

H.Henriksen Mek. Verksted AS (HHMV) har foreslått og laget en prototype til en ny biofilmprosess kalt Biotail. HHMV ønsket derfor, i samarbeid med Norsk institutt for vannforskning (NIVA), å få vurdert prosessen i pilotforsøk ved Tønsbergfjordens avløpsutvalgs (TAU) renseanlegg på Valle. Hovedmålet med pilotskalaundersøkelsene var å teste ut, optimalisere og dokumentere Biotails egenskaper og egnethet som en biologisk biofilmprosess for fjerning av organisk stoff og nitrifisering av kommunalt avløpsvann, med tanke på å utvikle nye miljøteknologiske løsninger.

Biotail-prosessen er en biofilmprosess som kan beskrives som et dykket, stasjonært kontinuerlig biofilter med relativt stor potensiell overflate for biologisk vekst. Selve biofilmmidiet består av tynne fibre av polypropylen som er satt sammen til ca. 10 mm brede bånd. Båndene kappes i lengder på 23 cm. og syes deretter horisontalt på en vertikal båndstamme med en lengde som avpasses til bioreaktorens høyde. Biotail-enhetene forankres i bunn og topp av reaktorene. Antall Biotail-enheter i hver reaktor kan dermed velges fritt, i praksis opp mot en spesifikk biofilmoverflate på ca. $500 \text{ m}^2/\text{m}^3$.

Pilotanlegget som ble planlagt, dimensjonert og bygget opp av HHMV, besto av to parallelle serier med tre luftede Biotail-reaktorer i hver. Hver bioreaktor hadde et volum på $0,5 \text{ m}^3$ og fire Biotail-enheter ble plassert i hver. Dette gav en spesifikk biofilmoverflate på ca. $290 \text{ m}^2/\text{m}^3$. Pilotanlegget fikk fødevann fra HHMVs kjemiske pilotanlegg basert på flotasjon. For å sikre optimale forhold for nitrifisering i biotrinnet, ble alkalie og fosfor dosert til det forfalte avløpsvannet.

Pilotanlegget med nitrifisering ble startet opp i slutten av september 1995, og forsøkene ble avsluttet tre måneder senere. Oppholdstiden i bioreaktorene varierte mellom 3 og 4 timer. Temperaturen i avløpsvannet sank jevnt fra ca. $14 \text{ }^\circ\text{C}$ ved oppstart og ned til ca. $9 \text{ }^\circ\text{C}$ ved avslutningen av forsøkene. Midlere oksygenkonsentrasjon i reaktorene var ca. 10-11 mg O_2/l . Innblåste luftmengder var høye fordi luft aktivt ble benyttet som biofilmkontroll (kontrollere tykkelse og struktur til biofilm).

Tracerundersøkelser viste at reaktorene var tilnærmet ideelt totalomblandet. Det vil si at det ikke fantes betydelige kortslutningssoner eller dødvolume i reaktorene. Under like driftsforhold gav de to seriene sammenlignbare omsetningshastigheter hvilket bekreftet at seriene var bygget opp likt med hensyn til volum og mengde Biotail.

Nedbrytningen av organisk stoff kom nesten umiddelbart igang og var tilnærmet fullstendig i hele forsøksperioden. Ved maksimal organisk belastning på ca. $2 \text{ kg TCOD}/\text{m}^3\cdot\text{d}$ observerte vi en omsetning på ca. $1,7 \text{ kg TCOD}/\text{m}^3\cdot\text{d}$. Tilhørende utløpskonsentrasjon var ved samme tilfelle på $30 \text{ mg SCOD}/\text{l}$, hvilket ble antatt å være inert.

Nitrifiseringen kom relativt hurtig igang og ble aldri slått ut i løpet av forsøksperioden. Høyeste nitrifikasjonshastighet, beregnet som middelverdi over alle tre reaktorer, ble målt til ca. $100 \text{ g NH}_4\text{-N}/\text{m}^3\cdot\text{d}$. Høyeste nitrifikasjonshastighet over en enkelt reaktor ble målt til ca. $140 \text{ g NH}_4\text{-N}/\text{m}^3\cdot\text{d}$. De høyeste nitrifikasjonshastighetene ble målt mot slutten av forsøkene hvilket viste at biofilmen var i utvikling. Siden forsøksperioden bare varte i tre måneder kan oppnådde nitrifikasjonshastigheter ikke betraktes som de maksimale nitrifikasjonshastigheter som kan oppnås med denne prosess og avløpsvann. Øvrige faktorer sammen med utviklingstendenser gav likevel en god indikasjon på Biotail-systemets potensiale.

Resultater som ble oppnådd mot slutten av forsøkene må anses som mest representative. Midlere nitrifikasjonshastighet i denne periode, beregnet som middelerverdi over alle tre reaktorer, ble målt til 80 g NH₄-N/m³*d. Midlere nitrifikasjonshastighet over siste reaktor ble målt til 120 g NH₄-N/m³*d. Disse resultater ble oppnådd ved 10°C, en oksygenkonsentrasjon på 10,8 mg O₂/l, ammonium i overskudd og med en organisk stoff fjerning i forkant av og i selve perioden på ca. 400-800 g COD/m³*d over alle tre reaktorer.

Sett i sammenheng med Biotail-systemets relativt høye spesifikke overflate pr. reaktorvolum var oppnådde nitrifikasjonshastigheter svært lave. Dersom de volumetriske hastigheter regnes om til hastighet pr. overflate, var henholdsvis midlere og maksimal nitrifikasjonshastighet lik 0,3 og 0,5 g NH₄-N/m²*d. For dykkede biofiltre med definert overflate (f.eks. biorotor, rislefilter, "moving bed" etc.) ligger normalt nitrifikasjonshastighetene i området 0,5-3 g NH₄-N/m²*d avhengig av grad av forbehandling. Hastigheter på ca. 1,0 g NH₄-N/m²*d benyttes ofte som en tommelfingerregel for hva som kan oppnås ved nitrifisering av et godt forfelt avløpsvann. Benyttes denne sammenheng indikerer forsøkene at effektiv utnyttbar overflate i Biotailsystemet var mindre enn halvparten av den teoretiske på 290 m²/m³.

Oppnådde nitrifikasjonshastigheter med Biotail-systemet kan grovt sammenlignes med de nedre nitrifikasjonshastigheter som oppnås i rislefilter som har en spesifikk overflate på rundt 140 m²/m³. Tilsvarende forhold gjelder ved sammenligning mot aktivslam-anlegg.

Hovedårsaken til at den testede utgave av Biotail-mediet ikke oppnådde høye nitrifikasjonshastigheter lå i problemer knyttet til kontroll av biofilmtykkelsen. Etter en kort innkjøringsperiode fikk vi etablert en tykk biofilm, nærmest en immobilisering av bioslam, særlig i de innerste områdene nær sentrum av Biotail-enhetenes "stamme". For å bedre forholdene ble flere tiltak testet ut, blant annet ved kraftig økning av prosesslufting og diskontinuerlige "vaske"-prosedyrer. Uavhengig av hvilke tiltak som ble testet ut viste det seg umulig å kontrollere biofilmtykkelsen til et ønsket nivå, særlig i de to første reaktorer.

Bruk av grovluftere og store mengder luft viste seg å fungere noe bedre enn membranluftere fordi de skapte mer turbulens i reaktorene. Dette førte til etablering av en tynnere biofilm i de ytre deler av biotailen, men ikke i de indre deler. Her var det fortsatt betydelige mengder med immobilisert og stedvis anaerobt slam som førte til en sammenklistring av polypropylenbåndene. Til tross for kreative og ressurskrevende tiltak viste det seg at en effektiv og optimal biofilmkontroll ikke var mulig i de indre deler av biotailen. Ved visuelle vurderinger ble grovt sett den ytre tredjedel av hver Biotail i første reaktor, og den ytre halvdel av hver Biotail i andre og tredje reaktor, antatt å ha hatt en effektiv biofilm for bakterielle omsetninger. Det vil si at betydelige deler av overflaten til biotailen ikke var utnyttbar til nitrifikasjon og at spesifikk effektiv biofilmoeverflate for Biotailsystemet følgelig er langt lavere enn det teoretiske på ca. 290 m²/m³.

Den testede Biotail-prosessen kan kun tenkes brukt i lavbelastede nitrifiserende anlegg. Fordelene med systemet er at mediet enkelt kan tilpasses eksisterende anlegg og at transporten av medie blir lite kostnadskrevende på grunn av dets lave vekt og volum. Videre kan mengde biotail enkelt tilpasses i hvert enkelt tilfelle, og erfaringene så langt tyder på at mediet er robust mot fysiske påkjenninger. Viktigste ulempe med prosessen er at høye luftinnblåsningsmengder har vist seg nødvendig for å oppnå en viss biofilmkontroll. Dersom normale luftinnblåsningsmengder benyttes må en forvente at biotailen vokser igjen, hvilket medfører reduserte reaksjonshastigheter.

En generell vurdering av det testede Biotail-systemet tilsier at selve mediets utforming må endres betydelig for at prosessen skal bli volumeffektiv for bakterielle omsetninger. Dersom nye generasjoner av liknende typer medie vurderes utviklet vil vi komme med følgende vurderinger og anbefalinger:

- Biotailen må utformes slik at vann- og luftstrøm kommer i bedre kontakt med hele mediets overflate. Dette kan eksempelvis gjøres ved at fibrenes lengde (fra stammen og ut i vannfasen) og tetthet reduseres betydelig. Videre bør fibre syes på stammen slik at en ideell spredning i hele horisontalplanet oppnås og ikke som en "spiral" som førstegenerasjonsmediet. Det bør også vurderes om fibre bør gjøres stivere slik at de ikke klebes sammen.
- Siden hver enkelt biotail må utformes med betydelig lavere biofilmooverflate må antall biotail i hver reaktor mangedobles.
- Valgt utforming må ikke kreve uforholdsmessige store luftinnblåsningsmengder for å sikre en effektiv biofilmkontroll. Videre må det legges vekt på å gjøre systemet mest mulig vedlikeholdsfritt slik at driften blir enkel og lite ressurskrevende.

1. Innledning

H.Henriksen Mekaniske Verksted AS (HHMV) utvikler for tiden en ny type biofilmprosess kalt Biotail for bruk til rensing av avløpsvann. Tidligere pilotforsøk med Biotail som ble gjennomført av HHMV for rensing av kommunalt avløpsvann, viste en sterk fremvekst av sopp. Erfaringer fra dette prosjekt medførte at HHMV ønsket å fremskaffe mer informasjon samt utføre videre undersøkelser i pilotskala. Prosjektet fikk tittelen "Sopp i avløpsrensing, egenskaper for rensing av avløpsvann".

Hovedmålet med prosjektet var i utgangspunktet å karakterisere og eventuelt utprøve soppes egenskaper for biologisk rensing av primært kommunalt avløpsvann, med tanke på utvikling av nye miljøteknologiske løsninger. Prosjektet ble delt inn i to hovedfaser. Første fase besto i hovedsak av en grundig litteraturgjennomgang, kontakt med nasjonale og internasjonale miljøer for nærmere å beskrive soppes egenskaper for biologisk rensing, samt vurdering av tidligere pilotskala undersøkelser med Biotail ved Tønsbergfjorden avløpsutvalgs (TAU) renseanlegg. Andre fase, som denne rapporten omtaler, skulle basert på resultater fra første fase bestå av pilotskala-undersøkelser med Biotail for rensing av avløpsvann.

Hovedkonklusjonene fra første fase var i korthet:

- Tidligere har det vært stor interesse internasjonalt for å kombinere avløpsrensing ved bruk av sopp og produksjon av SCP (single cell protein) som blant annet kan utnyttes som dyrefor. Mange fullskala-anlegg ble bygget ut for rensing av industrielt avløpsvann med høyt innhold av organisk stoff. Resultatene for fjerning av organisk stoff og de tekniske løsningene viste seg stort sett å være gode. Rensing av kommunalt avløpsvann i fullskala ved bruk av sopp ble ikke funnet rapportert og er trolig ingen aktuell metode.
- I den senere tid har det vist seg at redusert lønnsomhet vedrørende forproduksjon (SCP) kombinert med relativt lave kostnader for tradisjonelle alternative løsninger, har ført til synkende interesse og nedleggelse av flere fullskala-anlegg.
- De innledende pilotundersøkelser som ble gjennomført av HHMV med Biotail-prosessen for rensing av kommunalt avløpsvann viste at en soppkultur ble etablert som den dominerende art i biofilmsystemet. Soppen hadde imidlertid tilsynelatende ingen positiv effekt for fjerning av organisk stoff, fosfor eller nitrogen, framfor det en ville ha forventet ved konvensjonell heterotrof bakteriell omsetning. I tillegg uteble den ønskede nitrifisering (første delprosess for nitrogenfjerning), blant annet på grunn av avløpsvannets sammensetning og driftsforhold.
- Både for TAU spesielt og nye anlegg her i landet generelt, vil nye krav til nitrogenfjerning og derved fokus på biologisk rensing kreve bedre kunnskaper om bl.a. selektering av sopp og eventuell forstyrrelse/inhibering av nitrogenfjerningen. Norsk kommunalt avløpsvann har ofte svært ulik sammensetning i forhold til ellers i verden, og har i TAUs tilfelle vist seg å være "gunstig" for soppvekst. Opparbeidelse og spredning av kunnskap vedrørende soppes egenskaper i forbindelse med avløpsrensing kan derfor hevdes å være viktig. Dette gjelder både kunnskap for å unngå "negativ" soppforekomst, men også hvilke muligheter og fordeler sopp kan ha for ulike avløpstyper og prosesser.
- Det utviklede biofilmsystemet *Biotail* syntes i utgangspunktet å kunne bli en relativt volumeffektiv prosess basert på prosessens relativt høye biofilmoverflate pr. reaktorvolum, samtidig som den hadde de kontinuerlige prosessers fordeler. En av forutsetningene for at den skulle kunne bli volumeffektiv var imidlertid at den teoretisk potensielle overflate i praksis måtte være effektiv for biologisk vekst og omsetning. Optimalisering av biofilmsystemet og dokumentasjon av prosessens yteevne og egenskaper ble påpekt å være påkrevd for å kunne vurdere prosessens potensiale.

Resultater og konklusjoner fra første fase er nærmere beskrevet i Nordeidet, 1995.

Basert på erfaringene fra fase 1 bestemte HHMV seg for å utføre pilotskala-undersøkelser med Biotail-prosessen for rensing av kommunalt avløpsvann fra TAU men med fokus på bakterielle omsetninger. Sett i lys av økt interesse nasjonalt og særlig internasjonalt for biologisk nitrogenfjerning, ble det bestemt å teste ut og optimalisere Biotail-systemet for kombinert organisk stoff fjerning og nitrifisering.

Et pilotanlegg ble bygget opp ved TAU renseanlegg, og fødevann til anlegget ble pumpet fra fullskala-anlegget. Pilotanlegget besto av kjemisk forfelling (HHMV flotasjonsanlegg) og to parallelle biologiske linjer med Biotail som biofilmmedie.

HHMV har sammen med høyskolestudent Konrad Honig vært ansvarlig for drift, prøveuttak, analysering og løpende resultatformidling. Konrad Honig har gjennom deltakelse i dette prosjekt utført sin hovedoppgave for Technische Fachhochschule Berlin (Honig, 1995).

2. Mål

Hovedmålet med pilotskalaundersøkelsene var å teste ut, optimalisere og dokumentere Biotails egenskaper og egnethet som en biologisk biofilmprosess for fjerning av organisk stoff og nitrifisering av kommunalt avløpsvann. Dette med tanke på å utvikle nye miljøteknologiske løsninger. Videre ble følgende delmål beskrevet:

- Optimalisere prosessen for nitrifisering av forfelt kommunalt avløpsvann
- Finne prosessens maksimale nitrifikasjonskapasitet og ulike faktorerers betydning for denne
- Vurdere og teste ut selve biofilmmediets egnethet og eventuelt foreslå aktuelle optimaliseringstiltak for prosessens spesifikke biofilmoeverflate, utforming, tetthet, fastsittingsevne for mikroorganismer, etc.
- Teste ut og vurdere nødvendigheten av spesielle tiltak for fjerning av overskuddsbiomasse fra biofilmmediet
- Teste ut og optimalisere ulike reaktorutforminger

Opprinnelig skulle forsøksanlegget vært satt i drift våren 1995 med avslutning av forsøkene i desember samme år. Desverre ble byggingen og igangsettingen av pilotforsøkene forsinket til september 1995 samtidig som avslutningen av forsøkene ikke kunne forlenges. Følgene av dette ble blant annet at langtidsvirkninger for de biologiske prosesser ikke kunne vurderes og at tiden ikke tillot betydelige endringer av biofilmmediets eller reaktorenes utforming.

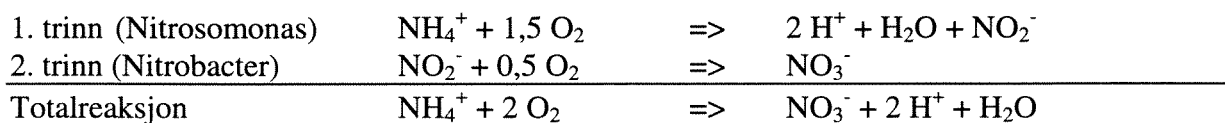
3. Beskrivelse av prosessen og pilotanlegget

3.1 Nitrifikasjon

Biologisk nitrogenfjerning foregår ved at nitrogenet unnviker fra vannfasen i form av gass. For at denne prosessen skal finne sted må nitrogenet som for det meste er bundet som ammonium i avløpsvannet, bringes over til nitrat form (nitrifikasjon) for deretter å bli redusert til nitrogengass (denitrifikasjon). Nitrogenfjerningsprosessen beskrives derfor ofte forenklet som en to-trinns prosess, selv om begge hovedtrinns i virkeligheten kan foregå i flere deltrinns.

I våre forsøk var det den første prosessen, nitrifikasjon, som ble studert. Nitrifikasjonen utføres av spesielle autotrofe bakterier som kalles Nitrosomonas og Nitrobacter. Prosessen foregår i to deltrinns: Først oksyderes ammonium (NH_4^+) til nitritt (NO_2^-), deretter oksyderes nitritt til nitrat (NO_3^-).

Dersom vi ser bort fra det nitrogenet som behøves til vekst av nye mikroorganismer kan prosessen beskrives med følgende ligninger:



Nitrifikasjonsprosessen er en strengt aerob prosess hvilket vil si at bakteriene er avhengig av rikelig mengder med oksygen for respirasjon og cellevekst. Prosessen påvirkes imidlertid av en rekke andre faktorer hvorav de viktigste er:

- Avløpsvannets forbehandling og sammensetning
- Temperatur
- pH og alkalitet
- Organisk belastning
- Hydraulisk belastning (oppholdstid)
- Næringssalter, spesielt fosfor
- Inhiberende stoffer

Forut for nærmere forklaringer av ovennevnte faktorer vil reaksjoner som pågår i en biofilm kort bli omtalt. Figur 1 viser en skjematisk fremstilling av en biofilm inkludert vannfasen, væskefilmen og bæremidiet. Den mikrobielle omsetning, f.eks. nitrifikasjon, foregår inne i biofilmen mens de substrater som skal delta i omsetningen, f.eks. ammonium og oksygen, foreligger i vannfasen som strømmer over biofilmen. For at omsetningen skal finne sted må altså substratene først diffundere inn til biofilmen gjennom væskefilmen og deretter diffundere videre inn i biofilmen.

Reaksjonsproduktene, f.eks. nitrat, må deretter diffundere ut igjen til vannfasen. Diffusjon spiller derfor en avgjørende rolle for biofilmprosesser.

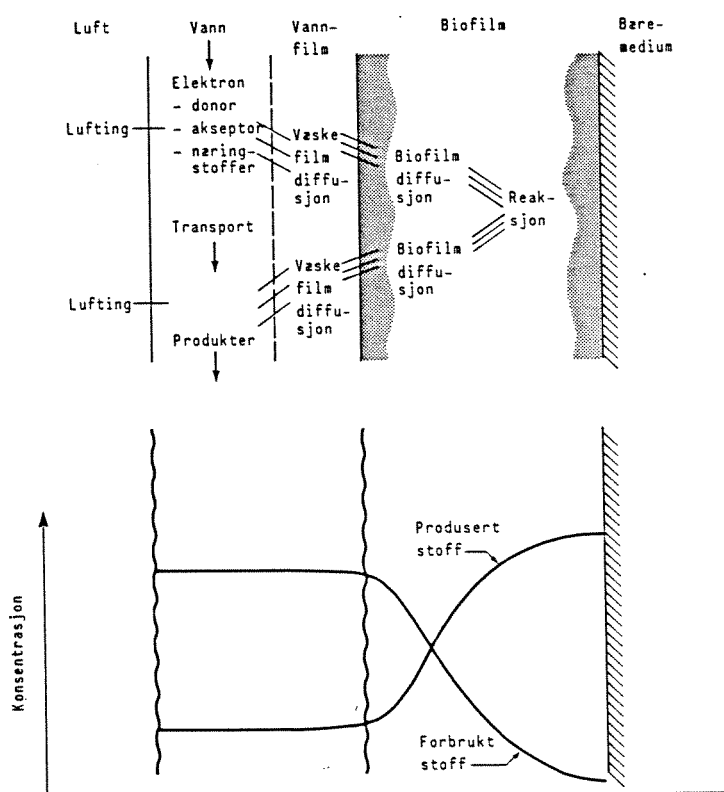
Tykkelsen på væskefilmen varierer sterkt fra prosess til prosess. Ideelt sett ønsker vi en så tynn væskefilm som mulig, men for enkelte prosessløsninger vil de hydrodynamiske forhold gjøre at væskefilmdiffusjonen får en avgjørende betydning.

Væskehastigheten som oppnås over/ved biofilmoeverflaten har stor betydning for effektiviteten til biofilmen. Dersom hastigheten er for lav vil det danne seg en "tykk" væskefilm over biofilmen som igjen skaper diffusjonsmotstand (laminær diffusjon) for de aktive substrater. Det vil si at det oppstår

en synkende konsentrasjonsgradient gjennom væskefilmen. Forsøk tyder på at vækehastighetens innvirkning på det laminære diffusjonslag er betydelig for hastigheter lavere enn ca. 6 cm/s (Horn, 1992). Ved lavere hastigheter vil det laminære diffusjonslag forårsake betydelig reduksjon av substratkonsentrasjoner innover mot biofilmen. F.eks. kan oksygenkonsentrasjonen synke drastisk gjennom det laminære diffusjonslag, hvilket fører til at oksygenkonsentrasjonen ved biofilmens overflate er betydelig lavere enn det en måler i vannfasen.

For å oppnå en mest mulig effektiv nitrifiserende biofilm i et system med høy spesifikk biofilmoverflate tyder forsøk på at biofilmen som etableres må være tynn ($\ll 1$ mm) slik at diffusjonsbegrensninger innover i biofilmen minimaliseres. Dersom biofilmen blir for tykk vil de indre deler av biofilmen ikke være aktiv for nitrifikasjon fordi en kombinasjon av biologiske omsetninger og diffusjonsmotstand fører til mangel på substrater (f.eks. oksygen) i de dypere deler av biofilmen. Indre deler av biofilmen vil følgelig bli anaerob hvilket igjen kan hemme etablering av en effektiv nitrifiserende biofilm i de ytre deler blant annet ved at anaerobe soner kan spille en avgjørende rolle for den selektering av mikroorganismer som foregår. Uønskede mikroorganismer (organismer som hemmer vekst av nitrifikanter) kan dermed få gode vekstvilkår på bekostning av nitrifikantene.

Den kanskje viktigste negative konsekvens av en for tykk biofilm er at den ikke-aktive biofilmen opptar stor plass og dermed reduserer det potensielt tilgjengelige spesifikke biofilmareal for prosessen. For Biotailprosessen kan dette skje ved at tykk "biofilm" vil kunne omslutte flere polypropylenbånd og dermed oppta en stor potensiell vekstflate av biofilmmidiet mens den effektive biofilmoverflate blir lav. Konsekvensen blir dermed lavere nitrifikasjonshastigheter enn det en kunne ha forventet basert på potensiell spesifikk biofilmoverflate.



Figur 1. Skjematisk fremstilling av vannfasen, væskefilmen, biofilmen og bæremidiet (Ødegaard, 1992).

Nitrifikasjonen forbruker ca. 4,3 mg oksygen per mg ammonium-nitrogen redusert, og trenger følgelig en konstant tilførsel av oksygen. I den forbindelse er oksygenkonsentrasjonen i vannfasen en sentral parameter som direkte påvirker oppnåelige nitrifikasjonshastigheter. For aktivslam prosesser vil som regel en økning av oksygenkonsentrasjon i vannfasen utover ca. 2-3 mg/l ikke føre til økt nitrifikasjonshastighet. For biofilmprosesser synes imidlertid oksygenkonsentrasjonen å være det begrensede substrat for langt høyere oksygenkonsentrasjoner så lenge ingen andre faktorer er det (f.eks. ammonium, pH eller andre vekstfremmende substrater). Årsaken til dette er diffusjonsmotstanden i biofilmen og/eller i væskefilmen. For biofilmsystemer hvor væskefilmdiffusjon er dominerende indikerer forsøk at nitrifikasjonshastigheten øker lineært med oksygenkonsentrasjonen i vannfasen forutsatt at ingen andre substrater er begrensende (Harremoes et al. 1981, Hem 1991).

For å oppnå høyest mulig nitrifikasjonshastighet må innløpskonsentrasjonen av organisk stoff (både partikulært og løst) være lavest mulig. Med andre ord vil forsedimentering og/eller kjemisk forfelling som fjerner mye av det partikulære organiske stoff være gunstig for etterfølgende nitrifikasjon. Ytterligere forbedring av forholdene for nitrifikasjonen oppnås ved biologisk forrensing for fjerning av løst organisk stoff. Etterfølgende nitrifikasjon kalles da gjerne for tertiær nitrifikasjon.

Organisk stoff hemmer normalt ikke nitrifikasjonen direkte men på grunn av nitrifikantenes lave veksthastighet i forhold til heterotrofe bakterier samt konkurranse om oksygenet innover i biofilmen, vil nitrifikasjonen bli hemmet eller kunne utebli helt dersom den organiske belastning er for høy. Nitrifikasjon forventes ikke for organisk belastning $>$ ca. 7-20 g COD/m²*d, -store variasjoner er observert for ulike biofilmprosesser. Ved sammenligning av oppnådde nitrifikasjonshastigheter for ulike biofilmprosesser er det derfor svært viktig å samtidig også vurdere hvilken organisk belastning som har vært gjeldende.

Dersom innholdet av organisk stoff er betydelig er det svært vanlig å bygge flere biofilmreaktorer i serie (eller benytte stempelstrømsreaktorer) for å øke effektiviteten. Nedbrytning av organisk stoff skjer da i de første reaktorer uten at nitrifikasjon forekommer (høy organisk belastning). Nitrifisering starter i den reaktor hvor den organiske belastning er brakt ned til nivå som ikke fullstendig hemmer nitrifikasjonen, og nitrifikasjonskapasiteten øker i de etterfølgende reaktorer. I siste reaktor kan observerte nitrifikasjonshastigheter igjen reduseres i forhold til den forutgående fordi en ofte har ammoniumsbegrensning i siste reaktor (ønsker lave ammoniumskonsentrasjoner i utløp).

Nitrifikasjonsprosessen fungerer optimalt for pH mellom ca. 7 og 8,5 (Sharma and Ahlert 1977). Det er imidlertid viktig å være klar over at det for biofilmsystemer er pH innover i biofilmen som er det sentrale (den pH som bakterien utsettes for). Siden nitrifikasjonen forbruker alkalitet (teoretisk forbruk ca. = 0,14 mekv./mg NH₄-N_{fjernet}) vil alkaliteten til avløpsvannet være av stor betydning. Alkaliteten i avløpsvannet etter nitrifikasjonen benyttes derfor ofte som en indirekte kontroll for å sikre at pH-forholdene innover i biofilmen har vært tilfredsstillende. Nødvendig restalkalitet for å unngå begrensning varierer imidlertid avhengig av avløpsvannets sammensetning og resulterende biofilms mikroorganismesammensetning, tykkelse og struktur/tetthet. Forsøk indikerer at nødvendig restalkalitet for unngå begrensning i biofilmsystemer (lavere nitrifikasjonshastighet enn systemets maksimale potensiale) ligger i området 0,8-2,0 mekv./l (Rusten 1992, Siegrist and Gujer 1987 og Szweringi et al. 1986).

Nitrifikasjonsprosessen er, som for alle biologiske prosesser, følsom for lave temperaturer. På grunn av nitrifikantenes lave veksthastighet i forhold til f.eks. heterotrofe bakterier blir imidlertid effekten av lave temperaturer enda mer markant ved nitrifikasjon i forhold til ved nedbrytning av organisk stoff. En tommelfingerregel som ofte benyttes er at nitrifikasjonshastigheten tilnærmet fordobles ved en økning fra 10 - 20 °C. Vær imidlertid oppmerksom på temperatureffekten ofte blir maskert i

biofilmsystemer blant annet fordi prosessen normalt er oksygenbegrenset og at oksygenmetningskonsentrasjonen øker ved redusert temperatur. For en beskjeden og jevn temperatursenkning (f.eks. fra 15 til 10 °C) samtidig med en økende oksygenkonsentrasjon er det derfor ikke gitt at en vil observere noen temperatureffekt. Dersom den "sanne" temperatureffekt skal vurderes må oppnådde nitrifikasjonshastigheter kompenseres for oksygenets innvirkning.

For at mikroorganismene skal kunne vokse trenger de flere ulike næringssalter. I kommunalt avløpsvann uten betydelig industritilknytning er det normalt tilstrekkelige mengder med de ulike næringssalter. Ved bruk av kjemisk forfelling kan imidlertid innholdet av fosfor bli for lavt for nedstrøms biologiske prosesser. Forsøk har antydnet at for tertiær nitrifikasjon bør fosfat-fosfor konsentrasjonen ved innløpet være høyere enn ca. 0,15-0,2 mg PO₄-P/l for å unngå begrensning. Ved de samme forsøk var fosforforbruket svært lavt på grunn av meget lav organisk belastning samt nitrifikantenes lave utbytte (slamproduksjon). For heterotrof omsetning (fjerning av organisk stoff eller denitrifikasjon) vil nødvendig fosfatkonsentrasjon være langt høyere enn det som er antydnet over (Nordeidet, 1994).

Nitrifikasjonsprosessen kan inhiberes av en lang rekke stoffer, men det synes ikke som om nitrifikantene generelt er mer følsomme sammenlignet med andre bakterier i et renseanlegg. Nitrifikantenes lave veksthastighet kombinert med at det bare er helt spesielle bakterier som kan nitrifisere, gjør imidlertid at prosessen som helhet er mer sårbar for inhiberende stoffer. Graden av hemming og dermed redusert vekst og nitrifikasjonshastighet, er forskjellig fra avløpsvann til avløpsvann. Konsekvensen av dette er at nitrifikasjonshastigheter oppnådd for ulike aktivslam- eller biofilmprosesser for en type avløpsvann, ikke er direkte overførbare til et annet som tilsynelatende har noenlunde lik sammensetning med hensyn til de "vanlige" parametre som analyseres (f.eks. organisk stoff, pH/alkalitet og temperatur).

3.2 Biotail prosessen

Biotail-prosessen er en biofilmprosess som kan beskrives som et dykket, stasjonært kontinuerlig biofilter med relativt stor potensiell overflate for biologisk vekst. Selve biofilmmediet består av tynne fibre av polypropylen som er satt sammen til ca. 10 mm brede bånd. Båndene kappes i lengder på 23 cm. og syes deretter horisontalt på en vertikal båndstamme med en lengde som avpasses til bioreaktorens høyde. Biotail er en videreutvikling av HHMV's "Foxtail" som benyttes til oljeoppsamling.

På grunn av tidligere erfaringer med første generasjonsmedie ble det bestemt å redusere tettheten til båndene samt å spre båndene bedre (Nordeidet og Englund, 1996). For å oppnå en spredning av båndene ble båndstammen vridd rundt sin egen akse slik at båndene spredde seg som en spiral. Båndstammene ble forankret i topp og bunn av reaktoren. Ønsket biofilmoverflate pr. reaktortvolum kan således enkelt tilpasses ved å øke eller redusere antall båndstammer og evt. justere lengden på hver stamme.

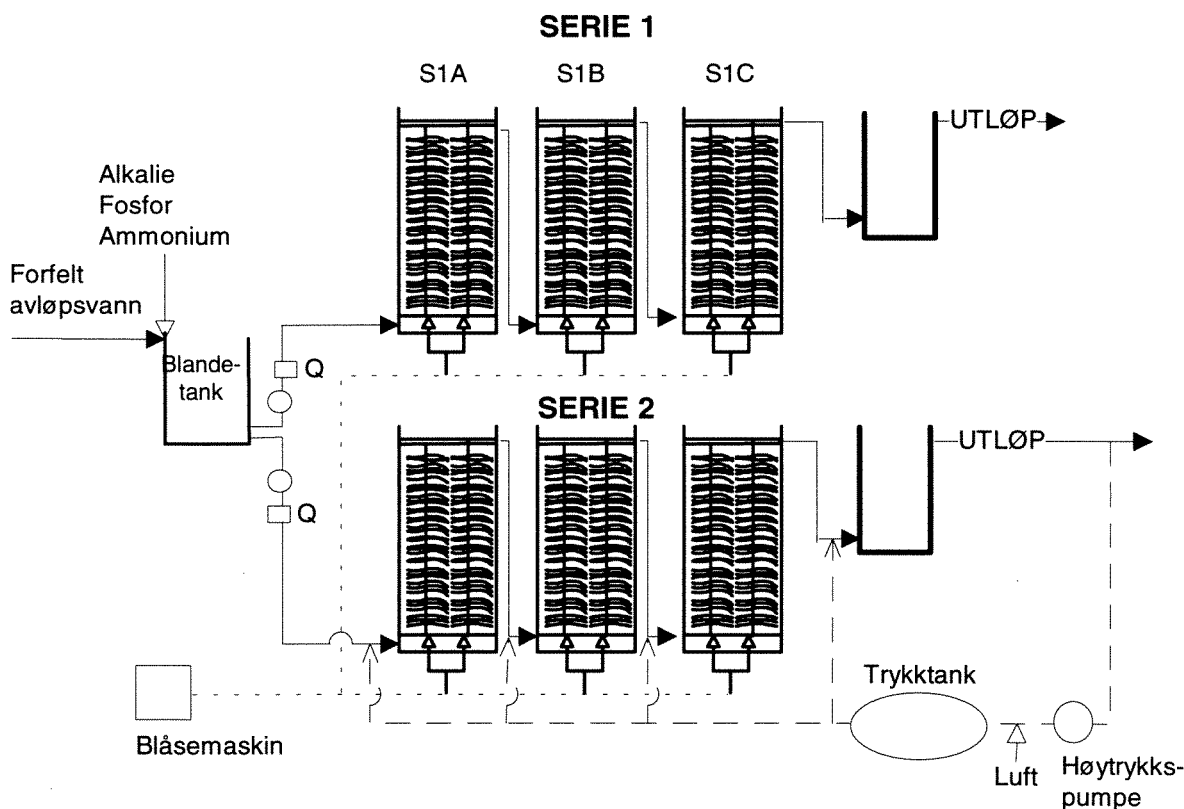
Ved denne utforming og tetthet på biotailen kan den spesifikke biofilmoverflaten i praksis varieres mellom 0-500 m²/m³. Under våre pilotskalaundersøkelser valgte vi en tetthet på ca. 290 m²/m³. Detaljert beskrivelse av pilotanlegget er gitt i kapittel 3.3.

3.3 Pilotanlegget

Pilotanlegget som ble planlagt, dimensjonert og bygget opp av HHMV, besto av en forfellingprosess basert på flotasjon etterfulgt av to parallelle biotail-linjer (kalt serie 1 og serie 2) for biologisk fjerning av organisk stoff og nitrifikasjon. Hver linje besto av tre biotail reaktorer i serie (kalt henholdsvis S1: A, B og C, og S2: A, B og C) etterfulgt av et lite separasjonstrinn med mulighet for tilførsel av dispersjonsvann for flotasjon. Serie 2 hadde i tillegg muligheter for tilførsel av dispersjonsvann for diskontinuerlig flotasjon av oveskuddsbiomasse. Figur 2 viser flytskjema for biotrinne.

Fødevannet til pilotanlegget ble tatt fra fullskala-anlegget til TAU etter forbehandling (rist og sandfang). I flotasjonsanlegget ble først jernklorid og deretter PAX benyttet som fellingskjemikalie. Denne rapport omtaler det biologiske steg. Resultater og erfaringer fra forfellingprosessen vil ikke bli omtalt.

Innkommende avløpsvann til biotrinnet var følgelig identisk med utløpsvannet fra flotasjonsanlegget, men med tilsats av alkalie, fosfor og ammonium. Innblanding av kjemikalier i forkant av en felles innløpsblandetank sikret gode blandingsforhold og at de to parallelle biologiske serier fikk tilført identisk avløpsvann. Alkalie og fosfor ble tilsatt for å hindre hemming grunnet lav pH og fosfor i biofilmen. Samtidig ble tilførsel av alkalie og fosfor ansett å være viktig for den seleksjon av mikroorganismer som ville finne sted. I tidligere forsøk med samme avløpsvann uten eksterne doseringer var det sopp som ble den dominerende art (Nordeidet og Englund, 1996). Vurderinger av avløpsvannets sammensetning konkluderte med at årsaken trolig var en kombinasjon av lav pH og skjevhet i næringssaltbalansen (lave fosfat-fosfor konsentrasjoner).



Figur 2. Flytskjema for forsøksanlegget

Ammonium ble tilsatt fordi TAUs avløpsvann i lengere perioder viste seg å ha svært lave innløpskonsentrasjoner ($< 10 \text{ mg NH}_4\text{-N/l}$). Ammonium, som ammoniumklorid, ble tilsatt avløpsvannet for å oppnå en innløpskonsentrasjon på ca. $25 \text{ mg NH}_4\text{-N/l}$.

Begge seriene ble startet opp 22. september 1995 med en vannføring på $0,5 \text{ m}^3/\text{h}$ hvilket tilsvarte en oppholdstid på ca. 3,2 timer. I starten av desember 1995 ble vannføringen til begge serier redusert til $0,4 \text{ m}^3/\text{h}$, hvilket tilsvarte en oppholdstid på ca. 4 timer.

Hver serie besto av tre reaktorer, hver med et volum på $0,53 \text{ m}^3$. I hver reaktor ble det montert 4 båndstammer med Biotail, hvilket representerte en spesifikk biofilmoverflate på ca. $190 \text{ m}^2/\text{m}^3$ reaktor.

Utløpstanken til hver serie var relativt liten og ble ikke dimensjonert for å representere en ettersedimenteringstank. Oppholdstiden i utløpstanken var i underkant av en time, hvilket er meget lavt. Normalt bør oppholdstiden være over 2-3 timer for å sikre tilfredsstillende separasjon av biofilmslam. Bare de tyngste partiklene kunne dermed forventes å bli fjernet i utløpstanken. Oppnådde reduksjoner av partikulært stoff må derfor sees i lys av at pilotanlegget ikke hadde et tilfredsstillende sluttseparasjonssteg.

En oversikt over forsøksanleggets dimensjoner, pumpenes arbeidsområde og eksterne doseringer er gitt i tabell 1.

Tabell 1. Forsøksanleggets dimensjoner, pumpenes arbeidsområde og eksterne doseringer.

Anleggsenhet	Mengde
Eksterne doseringer:	
Fosfor (som 0,7 % fosforsyre)	2,44 mg PO ₄ -P/l (middel)
Alkalie (som kalk, fra 1.des. som natriumbikarbonat)	91 mg NaHCO ₃ /l (middel)
Ammonium (som ammoniumklorid)	14 mg NH ₄ -N/l (middel)
Innløpsblandetank:	
Volum	0,34 m ³
Oppholdstid	< 15 min.
Innløpspumper (serie 1 og 2)	0,4-0,5 m ³ /h
Bioreaktorer (serie 1 og 2 identisk):	
Antall	3 reaktorer per serie, totalt 6
Volum: En reaktor	0,53 m ³
Tre reaktorer (en serie)	1,6 m ³
Oppholdstid (en serie)	3,2 - 4,0 h
Spesifikk biofilmoeverflate (likt i alle reaktorer)	288 m ² /m ³
Luftmengder	ca. 2-5 m ³ /h*reaktor
Utløpstank:	
Volum	0,36 m ³
Overflate	0,44 m ²
Oppholdstid	0,7 - 0,6 h
Overflatebelastning	0,9 - 1,1 m/h

4. Forsøksprogram

4.1 Generelt

Forsøksprogrammet ble utarbeidet og gjennomført med fokus på uttesting, optimalisering og dokumentasjon av Biotail-systemets egenskaper og egnethet for nitrifikasjon av kommunalt avløpsvann. Forsøkene besto av følgende hovedaktiviteter:

- Hydrauliske tester av bioreaktorene
- Studie av mikroorganismesammensetning og biomassemålinger
- Nitrifikasjonsundersøkelser (oppbygging av nitrifiserende biofilm, vurdering av maksimale nitrifikasjonshastigheter mm.)
- Optimalisering mht biofilmkontroll (fjerning av overskuddsbiomasse, kontroll av biofilmtykkelse)

Forsøksanlegget ble satt i drift 18.september 1995 og var i drift fram til 21.desember 1995.

De hydrauliske testene ble gjennomført etter at en nitrifiserende biofilm hadde blitt etablert. Mikroskopiundersøkelser ble foretatt to ganger, - en prøve tidlig i forsøkene og en mer omfattende undersøkelse som også inkluderte biomassemålinger ved forsøkenes avslutning.

Nitrifikasjonsundersøkelsene pågikk kontinuerlig i hele perioden. Unntaket var en kort ombyggingsperiode hvor membranluftere i den ene serie ble byttet ut med grovluftere, mens den andre serie sto uendret som kontroll. Ombygging til grovlufter ble foretatt for å forsøke og optimalisere biofilmkontrollen, særlig med tanke på å redusere biofilmtykkelsen i de indre lag av biotailen (mot stammen). For øvrig ble det under hele forsøksperioden testet ut flere driftsrutiner med hensyn til fjerning av overskuddsbiomasse.

4.2 Reaktorhydraulikk

Oppholdtidsfordelingen i reaktorene ble undersøkt for å sikre at reaktorenes utforming og omrøring ved hjelp av innblåst luft ikke medførte betydelig kortslutningsstrømmer eller dødvolumer.

Oppholdtidsfordelingen ble beskrevet ved momentantilsetting en definert mengde sporstoff (Rhodamin WT) ved innløpet til reaktoren. Utløpskonsentrasjonen av sporstoffet ble deretter kontinuerlig registrert ved hjelp av et on-line fluorometer. Dataene fra fluorometeret ble overført til egen logger.

Rhodamin WT har ingen hemmende effekt for biologiske prosesser og er ansett som et velegnet sporstoff for tracer-undersøkelser av biologiske prosesser. Sporstoffet kan i avløpsvann detekteres ned til 0,0001 ppm og har et lineært område fra nedre deteksjonsgrense og opp til 0,1 ppm. Rhodamine WT ble derfor dosert i en slik mengde at konsentrasjonen ved utløp ikke skulle overstige men samtidig ligge nær 0,1 ppm ved høyeste utslag. For å kalibrere instrumentet ble det laget avløpsvannsløsninger med ulike sporstoff-konsentrasjoner innen det lineære område.

Ved vurderinger av oppholdtidsfordelingen er det svært viktig at reaktorens vannvolum er nøyaktig bestemt. Vannvolumet ble bestemt ved å slå av luftere og tilførsel av vann, samt å heve ut biotailene og luftesystemet. Etter at det meste av vannet fra biotailene hadde rent av og ned i reaktoren, samt at biotailene ble skviset lett for å få ut hoveddelen av resterende vanninnhold, ble vannvolumet bestemt. Usikkerheten i denne beregningsmåte ligger først og fremst i den mengde vann som ikke "dryppet av"

biotailene samt det lille volumet øverst i tanken som ved stans i innløpspumpen vil renne over i neste reaktor. Denne usikkerheten ble imidlertid betraktet som liten, da de ovennevnte usikre vannvolumene ble betraktet som små i forhold til totalvolumet (ca. 530 l).

Enkeltreaktorer såvel som hele serier ble undersøkt. Ved vurdering av oppholdstidsfordelingen til en hel serie ble sporstoffet momentantilsatt i første reaktor og konsentrasjonsforløpet målt ved utløpet av siste reaktor.

4.3 Mikroorganismesammensetning og biomassemålinger

Mikroskopiering av biofilmen for vurdering av mikroorganismesammensetningen ble foretatt to ganger i løpet av forsøksperioden. Første gang under innledende del av forsøkene (9. oktober) og andre gang ved avslutningen av forsøkene (20. desember).

Representative biofilmprøver ble tatt ut ved å klippe av polypropylen-tråder fra ulike posisjoner i hver reaktor. Prøvene ble deretter i våt og frisk tilstand direkte fraktet til laboratoriet for mikroskopiering. Prøvene ble undersøkt med optisk mikroskop med hensyn til levende organismer. Kvantitativ forekomst av organismer ble vurdert med subjektiv mengdeangivelse (Skulberg, 1996). Med bakgrunn i fremtredende organismer kan miljøkarakteristikk og begroingsstruktur beskrives.

Målinger av biomasse-konsentrasjon ble foretatt ved avslutningen av forsøkene. Representative biofilmprøver fra samtlige reaktorer ble tatt ut ved å klippe av polypropylenbånd med biofilm og analysert for tørrstoffinnhold. Metoden besto i å tørke polypropylenbåndene med biofilm i tørkeskap ved 100°C i 24 timer og deretter veie biomassens tørrvekt inkludert vekten til polypropylenbånd. Tørrvekten til biotailbåndene ble funnet ved å vaske testprøvene grundig for fjerning av all biofilm for deretter å tørke dem under samme betingelser som over. Differansen mellom tørrvektene gav dermed biomassens tørrvekt. Det totale tørrstoff-innhold i reaktoren ble funnet ved å multiplisere biomassens tørrstoff-innhold fra testprøvene med forholdet mellom total tørrvekt for alle biotail i en reaktor (uten biomasse og fratrukket vekt av selve bånd-stammen) og tørrvekten for polypropylen-trådene fra testprøvene (uten biomasse).

På grunn av usikkerheten til denne beregningsmåte ble også total våtvekt for alle biotailene i reaktoren målt ved fysisk å ta ut biotailene fra bioreaktorene og veie de etter at de hadde rent av seg. En grovkontroll besto dermed i å relatere den totale våtvekten til alle biotailene med våtvekten til testprøvene inkludert biofilm.

4.4 Driftsmålinger, prøvetaking og analyser

Under hele forsøksperioden ble det utført rutinemessige målinger og avlesninger fra on-line instrumenter som ble ført inn i egen driftsjournal (se vedlegg A). Dette omfattet blant annet:

- Dato og klokkeslett for målinger/avlesninger
- Vannføringer
- Momentanverdier for on-line instrumenter
- Temperatur, pH og oksygenmålinger med bærbare måleinstrumenter. Målinger ble tatt ved innløp, i alle reaktorer samt ved utløpene til begge serier
- Avlesning og beregning av doseringer
- Driftsrelaterte kommentarer særlig med tanke på biofilmkontroll ved hjelp av lufting

Målinger fra on-line instrumentene (vannføring, pH og oksygen) ble lagret på egen logger.

Under normaldrift ble det tatt ut stikkprøver fra inn- og utløp samt i alle reaktorer to ganger per uke. En gang per uke ble det tatt ut døgnblandprøver fra inn- og utløp ved hjelp av automatiske prøvetakere.

De to siste ukene av forsøksperioden ble det tatt ut daglige prøver som stikk- eller døgnprøver.

Det ble analysert for følgende parametre (måleprinsipp i parentes):

- Ammonium-nitrogen, $\text{NH}_4\text{-N}$ (Dr. Lange kyvettetest, LCK 304)
- Nitrat-nitrogen, $\text{NO}_3\text{-N}$ (Dr. Lange kyvettetest, LCK 339)
- Nitritt-nitrogen, $\text{NO}_2\text{-N}$ (Dr. Lange kyvettetest, LCK 341)
- pH og alkaliet (NS 4720 og NS 4754)
- Kjemisk oksygenforbruk, COD, filtrert og ufiltrert (Dr. Lange kyvettetest, LCK 314)
- Biologisk oksygenforbruk, BOD_7 (NS 4749)
- Total fosfor, TP, og fosfat-fosfor, $\text{PO}_4\text{-P}$ (Dr. Lange kyvettetest, LCK 349)
- Suspendert stoff, SS (NS 4733)

BOD_7 og SS ble bare analysert på et fåtall prøver. Med få unntak ble øvrige parametre analysert i alle prøvepunkter. Alle analysedata er gitt i vedlegg **B**.

5. Drift av pilotanlegget

Driftsoppfølging generelt og biofilmkontroll spesielt er særdeles viktig å vektlegge når nye prosessløsninger skal vurderes og eventuelt optimaliseres. Det ble derfor brukt mye tid og resurser på den daglige drift og til fortløpende endringer i driftsrutinene basert på erfaringene en fikk.

Rent hydraulisk fungerte anlegget meget bra i hele forsøksperioden. Innløpspumpene gav jevn vannføring over døgnet og det oppsto ingen lengere driftsstans knyttet til den mekaniske utrustningen.

Doseringspumpene fungerte tilfredsstillende etter en kort innkjøringsperiode med noe lekkasje problemer. Doseringsmengdene ble korrigert etter henholdsvis ønsket innløpskonsentrasjon av ammonium-nitrogen og ønskede utløpskonsentrasjoner av fosfat og alkalitet.

De driftsproblemene som oppsto var i all hovedsak knyttet til biofilmkontrollen. For å sikre en effektiv biofilm med høye omsetningshastigheter er det viktig å kontrollere biofilmtykkelsen samt væskehastigheten over biofilmen.

Etter en kort innkjøringsperiode viste det seg at vi fikk etablert en svært tykk biofilm, nærmest en immobilisering av bioslam, særlig i de innerste områdene nær stammen. I disse områdene observerte vi en seig og svart biomasse hvilket tydet sterkt på anaerobe forhold. I de ytre områdene av biotailen som ble utsatt for sterkest turbulens, observerte vi en tykk biofilm preget av filamentære bakterier som dannet sterke fibre. Biofilmtykkelsen i de ytre lag ble ikke målt men visuelle observasjoner alene kunne fastslå at biofilmen var langt tykkere (>> 2 mm.) enn det som antas å være ideelt. Som forventet bedret forholdene seg fra første til tredje reaktor fordi slamproduksjon og tilførsel av partikler var høyest i første reaktor og deretter avtagende i reaktor to og tre. Likevel var ikke forholdene på langt nær ideelle selv i siste reaktor.

For å bedre kontrollen med biofilmtykkelsen ble følgende tiltak testet ut:

1. Prosessluftmengdene ble gradvis økt for å øke turbulensen i systemet. Hensikten var å se om en beskjeden økning i prosessluftmengden var tilstrekkelig for å kontrollere biofilmtykkelsen til et ønsket nivå samtidig med en økning av væskehastigheten over biofilmen. Luftmengdene som ble testet ut i store deler av forsøksperioden var langt høyere enn det som var nødvendig for å holde ønsket oksygenkonsentrasjon i vannfasen. Da denne økningen i prosessluft ikke viste seg å gi tilfredsstillende resultat ble følgende diskontinuerlige tiltak testet ut (vaskeprosedyrer for fjerning av overskuddsslam):
2. Pulslufting av reaktorene i ca. fem minutter
3. Som 2 men fjerning av biofilmslam ved flotasjon
4. Som 2 samt tømning av reaktoren for fjerning av strippet biofilmslam
5. Hver enkelt biotail ble "vasket" ved trykkluftinnblåsing direkte på biotailen
6. Som 5 samt tømning av reaktoren for fjerning av strippet biofilmslam
7. Som 6 men i tillegg ble biotailene vasket med ferskvann

Pulslufting tre ganger per uke ble startet opp 2.oktober. Deretter ble pulslufting kombinert med etterfølgende flotasjon eller tømning av reaktorene for fjerning av biofilmslam. Siden ble øvrige metoder testet ut for å finne den beste løsning. Tiltakene ble utført uten hensyn til om de var realistiske i bruk i full-skala eller ikke.

Uavhengig av hvilke metoder som ble testet ut viste det seg svært vanskelig å kontrollere biofilmtykkelsen til et ønsket nivå, særlig i de to første reaktorene i hver serie. I første reaktor ble det immobilisert store mengder biofilmslam som følgelig klebet polypropylenbåndene sammen og skapte anaerobe forhold nær sentrum av biotailen. I de ytre deler av biotailen ble det observert en sterk vekst av filamentære bakterier som dannet en biofilm med en tykkelse på noen millimeter. Denne biofilmen kunne fjernes med ovennevnte tiltak nr.7, som selvsagt var svært tids- og arbeidskrevende. Dette tiltak kan grovt sammenlignes med de tilbakespylingsprosedyrer som benyttes for biofiltre med filtreringsegenskaper (f.eks. Biofor eller Biostyr). Forholdene i de ytre lag bedret seg i reaktor 2 og særlig i reaktor 3, men kunne likevel ikke betraktes som tilfredsstillende pga tilnærmet immobilisert bioslam i de indre deler av biotailen.

Blant annet som en følge av at noen av tiltakene klart var urealistiske i praksis, ble det i begynnelsen av desember besluttet å bytte ut membranlufterne i serie 1 med grovluftere for å øke turbulensen. Denne ombyggingen ga tildels positive virkninger på biofilmdannelsen. Den trådformige biofilmen i ytterkant av biotailen forsvant samtidig som biofilmtykkelsen minket betydelig. I de indre deler av biotailen i første og andre reaktor var det imidlertid fortsatt betydelige mengder med immobilisert og stedvis anaerobt slam. Kun i siste reaktor var forholdene tilfredsstillende i de ytre og midtre lag av biotailen med en tynn biofilm uten tegn til anaerobe forhold. Nær sentrum av biotailen var biofilmen imidlertid tykk med en viss grad av sammenklistring av polypropylenfibre.

Til tross for kreative og ressurskrevende tiltak viste det seg at en effektiv og optimal biofilmkontroll ikke var mulig i de indre deler av biotailen med den utforming av biotail som ble testet ut. Følgelig var det betydelige deler av den spesifikke overflaten til biotailen som var sterkt eller totalt inhibert på grunn av stedvis immobilisert ineffektiv biomasse og stedvis for tykk biofilm i kombinasjon med antatt lave væskestrøms hastigheter i disse områder. Ved visuell betraktning ble grovt sett den ytre tredjedel av hver Biotail i første og den ytre halvdel av hver Biotail i andre og tredje reaktor antatt å ha hatt en effektiv biofilm for bakterielle omsetninger.

6. Innløpsvannets sammensetning

Det biologiske pilotanlegget fikk tilført forfelt avløpsvann fra HHMV's pilot flotasjonsanlegg som igjen hentet råvann fra TAU's forbehandlede avløpsvann (rist og sandfang). Det kommunale avløpsvannet til TAU har en industriandel på ca. 25 %, vesentlig fra næringsmiddelindustri.

Innløpsvannets sammensetning til det biologiske trinnet gitt som middel-, minimum- og maksimumverdier for hele forsøksperioden er presentert i Tabell 2.

Tabell 2. Avløpsvannets sammensetning, inkludert eksterne doseringer av ammonium, fosfat og alkalie, ved innløp til det biologiske trinnet i perioden 22.september til 21.desember 1995.

Parameter	Middel	Min.	Maks.
Total COD (mg/l)	112	41	263
Filtrert COD (mg/l)	74	34	166
BSCOD* (mg/l)	45	4	133
NH ₄ -N (mg/l)	19,4	1,0	37
NO ₂ -N (mg/l)	0,1	0	0,36
NO ₃ -N (mg/l)	0,35	0	2,11
PO ₄ -P (mg/l)	0,58	0,08	1,72
Alkalitet (mekv./l)	3,4	2,4	4,8
pH	7,9	7,1	9,0
Temperatur (°C)	11,2	8,4	14,5
Oksygen (mg/l)	8,0	5,2	10,6

* BSCOD = Bionedbrytbart filtrert COD

Biologisk nedbrytbar filtrert COD er innført som parameter for å få et mål på innholdet av lett nedbrytbar COD. Innholdet av BSCOD er funnet ved å ta differansen mellom løst COD i innløpet og løst COD i utløpet. For en fullt nitrifiserende bioreaktor kan den løste fraksjonen av COD i utløpet i praksis regnes som inert. Under våre forsøk hadde vi sjelden fullstendig nitrifikasjon (100% fjerning av ammonium) fordi vi ville unngå ammoniumbegrensning. Fire parallellprøver av filtrert COD og filtrert BOF₇ i utløpet indikerte imidlertid at den løste fraksjonen av COD i praksis kunne regnes som inert (filtrert BOF₇ i utløp < 2 mg/l).

Innholdet av partikulært COD var i noen få tilfeller svært høyt grunnet problemer med forfelling i pilotanlegget (lignende problemer ble observert i TAU's kjemiske fullskala-anlegg). Slike støtbelastninger kan imidlertid gi negative langtidseffekter for nitrifiseringen dersom store mengder partikulært materiale immobiliseres i biofilmen. Som gjennomsnitt var den partikulære fraksjon av COD ca. 38 mg/l. Resultatene i det biologiske steg må derfor ses i lys av tidvis ugunstige forhold med hensyn til innløpsvannets innhold av partikulært COD.

Med en midlere BSCOD konsentrasjon på 45 mg/l samt en midlere partikulær COD konsentrasjon på 38 mg/l betydde dette at vi i det biologiske pilotanlegg måtte omsette ca. 60-80 mg COD/l (noe av det partikulære COD kan regnes som inert) i den første reaktor for å oppnå gode forhold for nitrifikasjon i reaktor nummer 2 og 3.

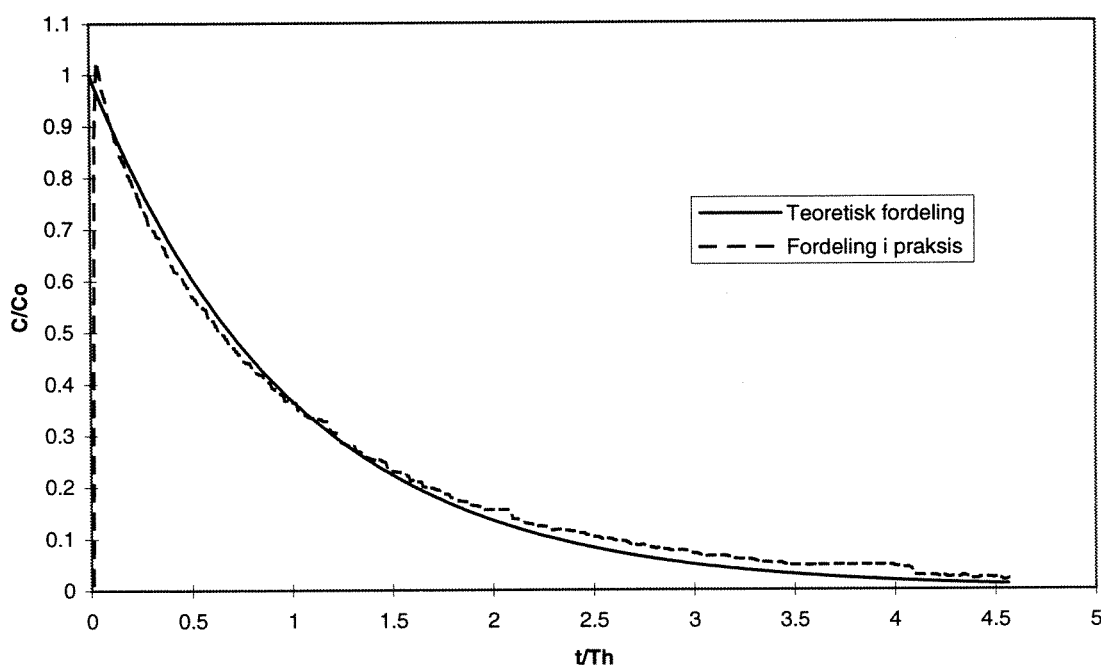
Temperaturen i avløpsvannet sank jevnt fra ca. 14 °C ved oppstart og ned til ca. 9 °C ved avslutningen av forsøkene. Oksygeninnholdet i innkommende avløpsvann var relativt høyt som følge av forutgående flotasjonsprosess.

7. Resultater

7.1 Reaktorhydraulikk

Oppholdsfordelingen i enkeltreaktorer og serier ble funnet ved momentantilsetning av sporstoff og måling av konsentrasjonsforløpet ved utløp, ref. kapittel 4.2. En detaljert beskrivelse av alle resultater er gitt i Honig (1996). Bare de viktigste resultater, som er noe bearbeidet i forhold til Honig, vil bli gjennomgått her.

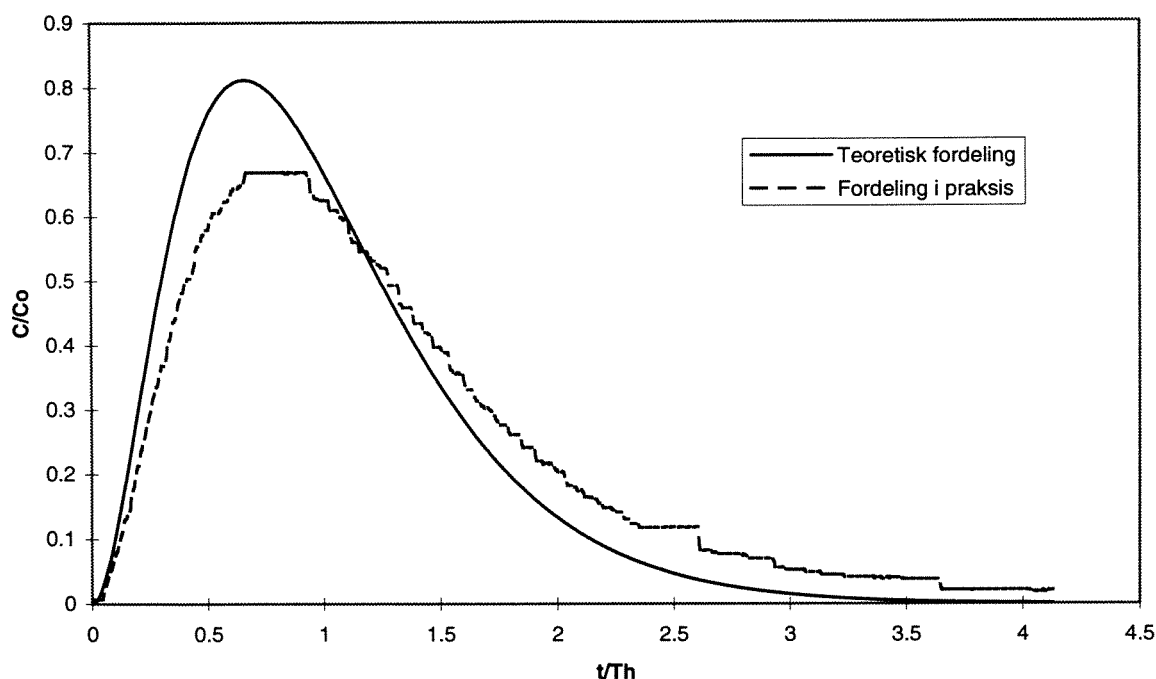
Normalisert oppholdstidsfordeling for første reaktor i serie 1 er vist i Figur 3. Første reaktor i serie 2 hadde et lignende forløp. Figuren viser den teoretiske fordelingskurve som fremkommer ved en totalomblandet reaktor sammen med den fordeling som ble målt i praksis.



Figur 3. Normalisert oppholdstidsfordeling for reaktor nummer 1 i serie 1. C/C_0 er lik målt konsentrasjon (C) dividert med den konsentrasjonen som den tilsatte mengde sporstoff ville representert i reaktorens totale vannvolum (C_0). t/Th er lik tid fra sporstoff ble tilsatt (t) dividert med teoretisk midlere oppholdstid for reaktoren (Th).

Målingene bekreftet at de aerobe reaktorer hver for seg tilnærmet oppførte seg som ideelle totalomblandingsreaktorer.

Figur 4 viser normalisert oppholdstidsfordeling for alle tre reaktorene i serie sammen med den teoretiske oppholdstidsfordeling for tre totalomblandede reaktorer i serie.



Figur 4. Normalisert oppholdstidsfordeling for tre reaktorer i serie (serie 1).

Målinger fra tre reaktorer i serie gav en kurve som avvok noe fra den teoretiske. Målt fordeling viste en litt flatere og mer utstrakt kurve i forhold til den teoretiske. Årsaken til avviket kan dels forklares med at vi mellom reaktorene hadde rørforbindelser med et udefinert strømningsmønster og dels ved at mengde sporstoff som diffunderer inn i biofilmen og siden ut igjen ikke er målbar. I tillegg er det noe usikkerhet knyttet til beregninger av vannvolumer og følgelig også for beregning av C_0 .

Disse forholdene tatt i betraktning anser vi avviket som relativt lite. I de etterfølgende beregninger av hver enkelt reaktor har vi derfor forutsatt at konsentrasjonene målt fra prøver tatt i reaktoren er lik utløpskonsentrasjonen.

7.2 Mikroorganismesamfunn og biomassemålinger

7.2.1 Mikroorganismesammensetning, tidlig fase.

Mikroskopiundersøkelser av biofilmen som ble foretatt etter ca. 2 ukers innkjøring, viste at den soppen som var dominant i tidligere undersøkelser med Biotail-prosessen med samme type avløpsvann (Nordeidet og Englund, 1996), nå bare sporadisk var tilstede. Dette ble ansett å til dels bekrefte de antagelser som da ble fremmet om at lave pH-forhold i kombinasjon med fosfatbegrensning var årsak til den dominante soppetableringen som fant sted. Det er derfor rimelig å tro at det var tilsetningen av alkalie og fosfor som var avgjørende for at soppetablering i disse forsøkene ble unngått, og at den ønskede bakterielle etablering dominerte.

Organismesamfunnet knyttet til biofilmen var preget av bakterier, protozoer og nematoder. De fremtredende bakterier var arter av slekten cf. *Peloploca* som er en gruppe trådformige bakterier. De to typene som ble observert (*Peloploca pulchra* og *Peloploca ferruginea*) er vanlige i begroinger hvor

organisk stoff brytes ned (ofte under mikroaerobe/anaerobe vekstbetingelser med H₂S holdig miljø). Disse bakterier har en tynn slimkappe og de danner båndformige strukturer. Den fnokkete, fiberaktige oppbygning av biofilmen var betinget av denne vekstformen.

Fargeløse flagellater og ciliater var en karakteristisk komponent i organismesamfunnet. Stor forekomst av frittlevende nematoder, til dels storvokste arter, preget meiofaunanen.

Mikroorganismesammensetningen som observeres etter kun en kort innkjøringsperiode er ofte vesensforskjellig fra den som over tid vil etablere seg. Inngående diskusjoner vedrørende observerte arter er derfor ikke hensiktsmessig. Den viktigste begrunnelse for mikroskopieringen var å fastslå at sopp ikke var en dominerende art.

7.2.2 Mikroorganismesammensetning og biomassemålinger, avsluttende fase.

Mikroorganismesammensetning

Ved forsøkernes avslutning ble det foretatt en vurdering av mikroorganismesammensetningen i alle reaktorene. Representative biofilmprøver ble klippet av fra flere ulike posisjoner av hver biotail og i hver enkelt reaktor. Pilotanlegget hadde da vært i drift i nærmere tre måneder slik at den selekteringen av organismer som hadde funnet sted var forventet å ha stabilisert seg i forhold til tiden rett etter oppstart. Det må imidlertid presiseres at en biofilmen aldri vil ha en konstant sammensetning over tid, men stadig vil være i en utviklings-/selekteringsfase.

Mikroskopiundersøkelser viste at bakterier utgjorde den fremtredende komponent av filamentære mikroorganismer i alle reaktorer. Sopp ble bare observert i praktisk ubetydelig forekomst (f.eks. sporer av *Geotrichum*). Heterotrofe flagellater og ciliater var artsrikt representert. Metazoer omfattet særlig nematoder, annelider og rotatorer. De tiltok i mengdemessig forekomst fra reaktor nummer to til reaktor nummer tre i begge serier.

Den påviste diversitet i organismesamfunnet viste at det var tiltakende artsantall i biofilmen langs en gradient fra første til tredje reaktor i begge linjer. Dette gjenspeilte blant annet virkningen av den avtakende organiske stoffbelastning og omsetning (og tilførsel av partikulært materiale) som fant sted fra første til siste reaktor. En naturlig forklaring til dette ligger i at hurtigvoksende heterotrofe bakterier utkonkurrerer mer saktevoksende organismer dersom tilgangen til lettomsattelig organisk stoff er høy.

Ved den "grove" mikroskopiering som ble foretatt her, vil ikke de nitrifiserende bakterier være synlige da de er små i størrelse og alltid vil utgjøre et mindretall sammenlignet med heterotrofe bakterier. Selv i bioreaktorer som nitrifiserer fullstendig vil andel nitrifikanter i forhold til den totale biomasse bare utgjøre i størrelsesorden 4-6 %. Graden av diversitet benyttet derfor bare som en indirekte parameter sammen med øvrige forhold i systemet for å bedømme om det mikrobiologiske miljø har vært egnet for nitrifikasjon. Som en tommelfingerregel kan høy diversitet benyttes som en indikator på at forholdene har vært gode for nitrifikasjon forutsatt at øvrige faktorer også underbygger dette. Tabell 3 gir en oversikt over antall identifiserte arter i biofilmreaktorene.

Tabell 3. Antall identifiserte arter i organismsamfunnet i biofilmreaktorene

Reaktor	Antall identifiserte arter
S1 A (serie 1, reaktor nr.1)	17
S1 B	20
S1 C	28
S2 A (serie 2, reaktor nr.1)	15
S2 B	24
S2 C	30

Tabell 4 gir en sammenfattende beskrivelse av biofilmprøvene fra serie 1 med hensyn til fremtredende organismer, miljøkarakteristikk og begroingsstruktur.

Basert på diversitet, miljøkarakteristikk og begroingsstruktur viser resultatene at biofilmen til første reaktor var preget av sterk vekst av filamentære heterotrofe bakterier, til dels store fnokker og stedvis anaerobe soner som følge av oksygenmangel i de indre deler av biofilmen. I de ytre lag, hvor turbulensen var høy, observerte vi en fluffy og "flagrende" biofilm dominert av filamentære bakterier. Lignende observasjoner ved høy turbulens er beskrevet av Kugaprasatham et al. 1990. Forholdene for vekst av nitrifiserende bakterier basert på ovenstående faktorer anses å ha vært dårlige.

Langs en gradient fra første til tredje reaktor i begge linjer observerte vi så en tendens til økende antall arter, miljøkarakteristikk mot rene aerobe forhold og en avtakende fnokkestørrelse. Bakteriearten *Zoogloea ramigera* og *Beggiatoa cf. arachnoidea* blir observert i avtagende antall i reaktor 2 i forhold til reaktor 1. Liknende observasjoner er gjort for flertrinns biorotorer hvor *Zoogloea ramigera* var dominant i de to første kammer men ikke i de etterfølgende (Bishop and Kinner, 1986). I reaktor 3 forsvinner forekomsten av *Beggiatoa cf. arachnoidea*, - en art som er rapportert og forekomme ved oksygenbegrensning. Som forventet viser de mikroskopiske analyser at nitrifikantenes vekstvilkår tilsynelatende bedres noe i reaktor 2 og spesielt i reaktor 3.

Tabell 4. Beskrivelse av biofilmprøvene fra serie 1 (serie 2 hadde tilsvarende karakteristikk)

Faktorer	Reaktor S1 A	Reaktor S1 B	Reaktor S1 C
Fremtredende organismer:			
Bakterier	<i>Zoogloea ramigera</i> , <i>Thiothrix nivea</i> og <i>Beggiatoa cf.</i> <i>arachnoidea</i>	<i>Zoogloea ramigera</i> - (men avtagende i forhold til S1 A)	<i>Zoogloea ramigera</i> - (men avtagende i forhold til S1 B)
Flagellater	<i>Bodo cf. caudatus</i>	<i>Tetramitus</i> <i>pyriformes</i>	<i>Bodo cf. lens</i>
Cilitater	<i>Paramecium cf.</i> <i>putrinum</i>	<i>Spathidium cf.</i> <i>spathula</i>	<i>Vorticella cf. alba</i>
Ormer		Rundormer: <i>Auguilluiformes</i>	Leddormer: <i>Nais sp.</i>
Miljøkarakteristikk	Anaerobe til mikroaerobe betingelser	Mikroaerobe til aerobe betingelser	Aerobe betingelser
Begroingsstruktur	Belegg med filmamentære bakterier, store fnokker	Belegg med filmamentære bakterier, avtagende fnokkestørrelse	Belegg med filmamentære bakterier. Tendens til fragmentering av fnokker

En detaljert beskrivelse av forekomster av organismer i alle reaktorer er gitt i Honig, 1996.

Biomassemålinger

Målinger av tørrstoffinnholdet ble samtidig utført for første og tredje reaktor i begge seriene. På grunn av relativt stor usikkerhet knyttet til biomassemålinger ved denne type prosess ble det også utført en grov kontrollberegning, ref. kapittel 4.3. Målingene ble utført for å gi en indikasjon på biomasseinnholdet og kunne ikke forventes å gi sanne absoluttverdier.

Resultatene fra målingene er gitt i Tabell 5. Med hensyn til stor usikkerhet særlig knyttet til kontrollmetoden må avviket mellom denne og valgt metode (metode 1) sies å være liten. Den grove kontrollmetode ble derfor ansett å bekrefte dimensjonene på biomassemålingene, -som dog ikke må betraktes som absoluttverdier. Resultatene gjenspeilte de visuelle observasjonene om en avtagende biomassekonsentrasjon fra første til siste reaktor. Dette er naturlig da slamproduksjonen (organisk stoff-omsetning) avtok fra første til tredje reaktor.

Noe overraskende var det at tørrstoffinnholdet viste seg å være lavt. Biomasseinnholdet lå for begge serier henholdsvis i området 3-4 kg TS/ m³ for første reaktor og 1-2 kg TS/ m³ for tredje reaktor. Årsaken til det lave reelle tørrstoffinnholdet i forhold til det som visuelt kunne antas var trolig at biofilmen var fluffy og voluminøs med et høyt vanninnhold.

For aktivslam anlegg opererer en normalt med tørrstoffkonsentrasjoner i område 3-5 kg TS/m³ (i alle reaktorer). Midlere tørrstoffkonsentrasjon for Biotail-reaktorene var ca. 2,5 kg TS/m³ som altså var langt lavere sammenlignet med normer for aktivslam. Mange volumeffektive biofilmsystemer

opererer normalt med langt høyere tørrstoffkonsentrasjon sammenlignet med aktivslam, mens blant annet KMT-prosessen som ofte har vist seg å ligge på samme nivå (Rusten, 1992). Årsaken til at biofilmsystemer med lik biomassekonsentrasjon som aktivslamsystemer likevel er mer volumeffektiv for nitrifikasjon (ca. 2-4 ganger mer effektiv), ligger blant annet i at andelen aktive nitrifikanter i forhold til total biomasse er høy.

Med den relativt lave biomasse som ble målt tilsa dette at nitrifikasjonshastigheten per biomasseenhet måtte være meget høy for å oppnå høye volumetriske nitrifikasjonshastigheter i Biotailsystemet (dvs. høy andel av aktive nitrifikanter i biomassen). Videre indikerte dette på generelt grunnlag at mengde biomasse bør økes i systemet for å oppnå høye nitrifikasjonshastigheter sammenlignet med f.eks. aktivslam, hvilket er i konflikt med den kjensgjerning at vi fikk etablert en for tykk og fluffy biofilm selv ved den lave observerte biomasse-mengde. Dette vil vi komme nærmer tilbake til ved vurderinger av oppnådde nitrifikasjonshastigheter.

Tabell 5. Målinger av biomasse i bioreaktorene målt som kg tørrstoff per kubikk reaktorvolum

Reaktor	Tørrstoff innhold (kg TS/m ³ reaktor)	
	Metode 1	Metode 2 (grovkontroll)
S1 A	2,8	3,9
S1 C	1,9	1,2
S2 A	3,6	3,5
S2 C	1,6	1,1

7.3 Nitrifikasjon

7.3.1 Generelt

Figur 5 viser pilotanleggets historikk med hensyn til viktige påvirkningsfaktorer for nitrifikasjonsprosessen (vannføring, midlere temperatur i bioreaktorene, midlere oksygenkonsentrasjon i bioreaktorene, utløps-pH og -alkalitet), reduksjon av ammonium gjennom anlegget samt organisk belastning, og nitrifikasjonshastigheter beregnet både som omsatt ammonium-nitrogen og som produsert nitrat+nitritt for begge serier. Figuren er satt sammen på denne måte for å kunne se sammenhenger mellom ulike påvirkningsfaktorer og resulterende nitrifikasjonshastigheter over tid.

Vannføringen for begge serier var 0,5 m³/h frem til ombyggingen 22/11. Deretter ble vannføringen redusert til 0,4 m³/h for begge serier. Midlere avløpsvannstemperatur i bioreaktorene sank jevnt fra ca. 14,7 til 9,4 °C samtidig som midlere oksygenkonsentrasjon økte fra ca. 10 til 11 mg O₂/l. Tilførte luftmengder var hele tiden svært høye (pga aktiv bruk av luft til biofilmkontroll) slik at oksygenkonsentrasjonen tilnærmet har vært nær metningskonsentrasjonen ved de aktuelle temperaturene. Restalkaliteten varierte mellom 1,0 og 3,4 mekv./l med en middelvei på 2,2 mekv./l. Ved sammenligning av oppnådde nitrifikasjonshastigheter og tilhørende restalkalitet fant vi ingen sammenhenger som kunne tyde på begrensning knyttet til for lave restalkalitetsverdier. pH-forholdene i utløpsvannet som dermed var identisk med pH-forholdene i siste reaktor, var tilnærmet ideelle for nitrifikasjon under hele forsøksperioden (pH 7,5-8,0, middel 7,7). Verdiene som er referert over er hentet fra serie 1. Resultatene for serie 2 var tilnærmet identiske.

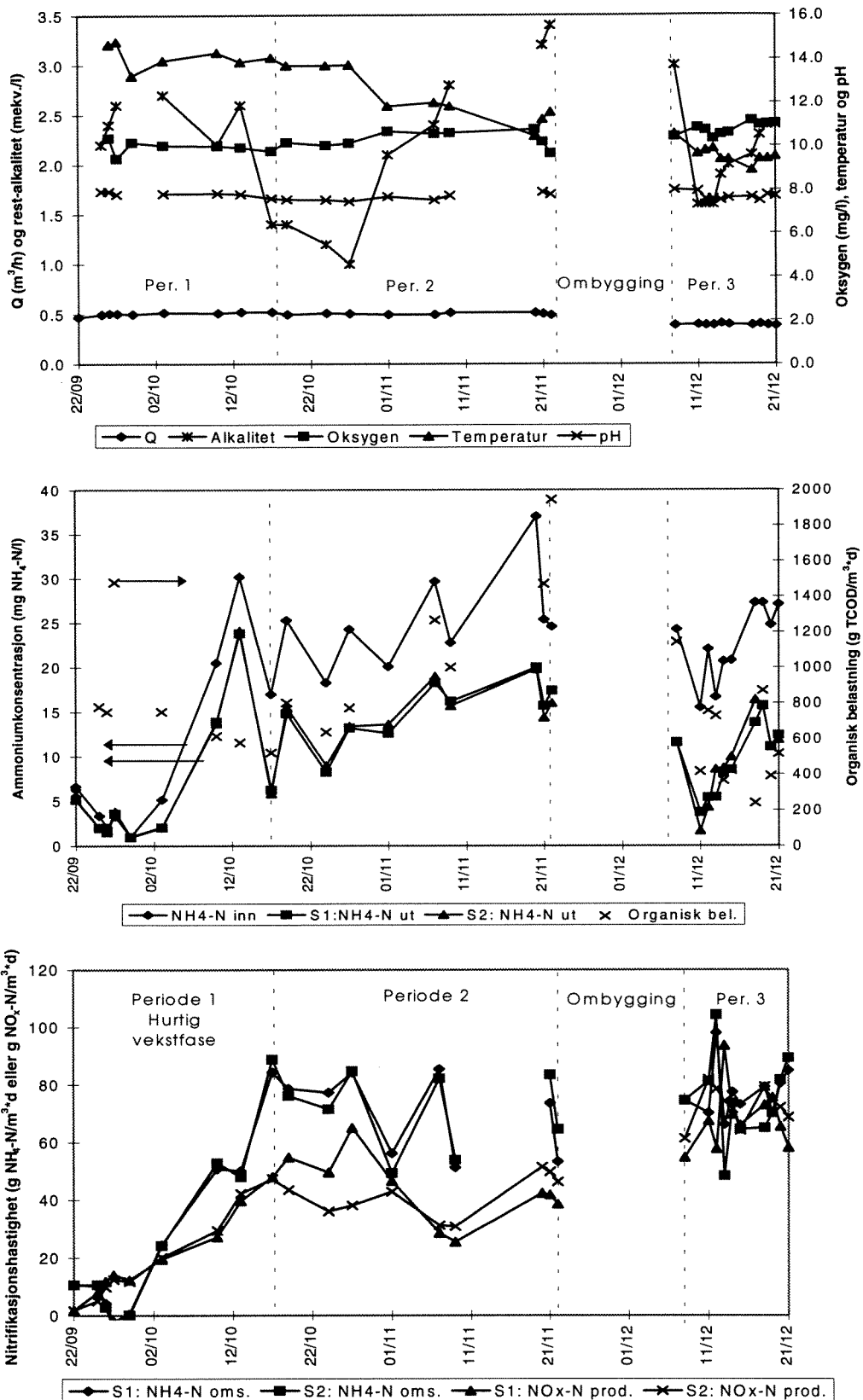
Fosfatkonsentrasjonen ved utløp varierte mellom 0,07 og 1,06 mg PO₄-P/l med et gjennomsnitt på 0,54 mg PO₄-P/l. Siden det ikke var noen lengere perioder med lave konsentrasjoner (< 0,15 mg/l) i utløp, var det nok fosfat til at nitrifikasjonsprosessen kunne gå tilnærmet optimalt.

Fjerning av organisk stoff kom hurtig i gang og var tilnærmet fullstendig gjennom hele forsøksperioden. Omsetning av organisk stoff varierte mellom 140-1700 g COD/m³*d, med et gjennomsnitt på 600 g COD/m³*d (COD beregnet som TCOD_{inn} - SCOD_{ut}).

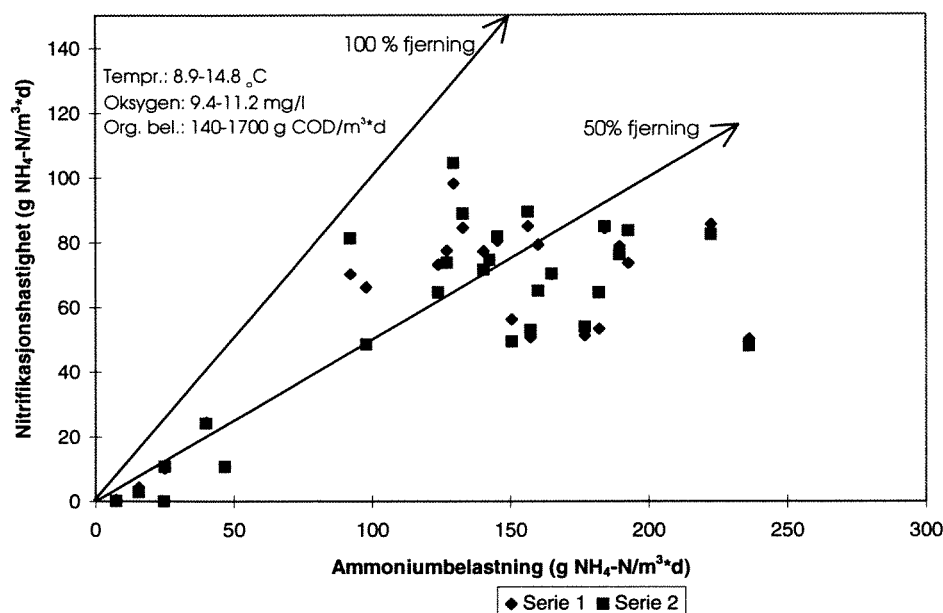
Utviklingen av nitrifikasjonsprosessen er vist nederst i Figur 5 mens nitrifikasjonshastigheter som funksjon av ammoniumbelastningen er vist i Figur 6. Høyeste nitrifikasjonshastighet, beregnet som middelvei over alle tre reaktorer, ble målt til ca. 100 g NH₄-N/m³*d. De høyeste nitrifikasjonshastighetene ble målt på slutten av forsøkene hvilket tydelig viser at det kan ta mange måneder (opptil år) å få dannet en fullt utviklet nitrifiserende biofilm. Høyeste nitrifikasjonshastighet oppnådd i disse forsøkene med en varighet på ca. tre måneder er dermed ikke nødvendigvis den maksimale nitrifikasjonshastighet som kan oppnås med Biotail-prosessen for nitrifisering av denne type avløpsvann. Erfaringer fra pilotskala biofilmforsøk i Norge viste at maksimal nitrifikasjonshastighet oppnådd etter 3 måneders drift var ca. 30 % lavere sammenlignet med de som ble målt etter 5 måneders drift (Rusten, 1992). Oppnådde nitrifikasjonshastigheter i våre forsøk, sammen med øvrige prosessvurderinger, gir likevel en god indikasjon på dette systemets potensiale.

Fjerningen av ammonium var bare unntaksvis fullstendig fordi vi bevisst ønsket et overskudd av ammonium i siste reaktor. Fullstendig fjerning av ammonium var dermed ikke noe mål, men ville selvsagt vært mulig ved å redusere ammoniumbelastningen. På den måte sikret vi at betingelsene i denne reaktor var ideelle for nitrifikasjon. Maksimal nitrifikasjonshastighet i siste reaktor ble målt til ca. 140 g NH₄-N/m³*d og var stabil rundt 120 g NH₄-N/m³*d mot slutten av forsøkene.

En mer inngående vurdering av nitrifikasjonens utvikling er gitt i kapittel 7.3.3.



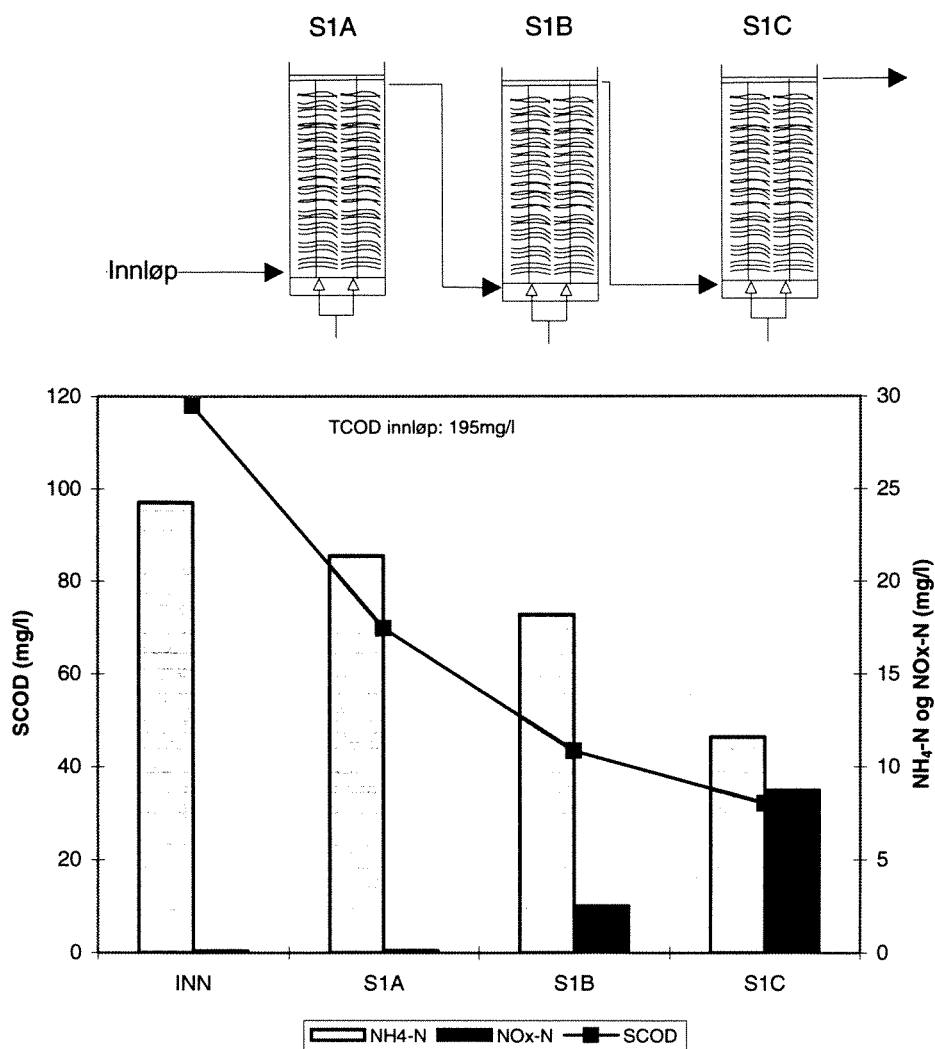
Figur 5. Omgivelsesfaktorer, ammoniumkonsentrasjoner ved inn- og utløp samt organisk belastning, og nitrifikasjonshastigheter beregnet både som omsatt ammonium og produsert nitrat for begge serier.



Figur 6. Nitrifikasjonshastigheter som funksjon av ammoniumbelastning, beregnet som middelværdier over alle tre reaktorer. Samtlige prøver fra hele forsøksperioden er tatt med inklusive innkjøringsperioden.

7.3.2 Profilprøve

Figur 7 viser et typisk forløp av henholdsvis fjerning av organisk stoff (COD) og nitrifikasjon i de tre reaktorene. I første reaktor var det vi en høy fjerning av organisk stoff og ingen nitrifikasjon. Fjerning av ammonium i denne reaktor skyldtes i hovedsak assimilasjon (opptak av ammonium til cellevekst) og ikke nitrifikasjon (produksjonen av nitrat var ubetydelig). I andre reaktor reduseres den organiske stoffmengde ytterligere, men belastningen er her brakt ned på et såpass lavt nivå at en beskjeden nitrifisering kan skje samtidig. I tredje reaktor dominerte nitrifikasjonen samtidig som den organiske stoff-belastning og -fjerning var svært lav. Hovedtrekkene i profilprøven var representativ for hele forsøksperioden, men selvsagt med noe varierende belastninger og omsetninger av de ulike substrater. Dette gjaldt spesielt reaktor 2 hvor oppnådde nitrifikasjonshastigheter i sterk grad ble påvirket av den organiske belastning.



Figur 7. Profilprøver tatt fra innløp, reaktor S1 a, S1 b og S1 c (=utløp). Figuren viser en typisk profil av filtrert COD-, ammonium- og nitrat+nitritt-konsentrasjoner gjennom reaktorene. Total-COD var ved innløp ca. 195 mg/l og ved utløp 56 mg/l.

7.3.3 Beskrivelse av nitrifikasjonens utvikling over tid

Basert på oppnådde resultater og drift var det naturlig å dele hele forsøksperioden inn i 3 perioder, ref. **Figur 5**. Første periode var preget av innkjøring hvor vi hadde en hurtig vekstfase med påfølgende hurtig økning i nitrifikasjonshastigheter. I andre periode jevnet nitrifikasjonshastighetene seg ut men med noe variable hastigheter. På grunn av problemer med biofilmkontrollen og relativt lave nitrifikasjonshastigheter i forhold til forventede, ble grovluftere satt inn i serie 1 (ombyggingsperiode). Periode 3 gjelder for perioden etter ombyggingen og fram til forsøkenes avslutning. I det etterfølgende vil hver periode bli omtalt separat med henvisning til **Tabell 6** og **Tabell 7** som oppsummerer resultater vedrørende organisk belastning og oppnådde nitrifikasjonshastigheter i de ulike perioder.

Periode 1: 18.09.95- 17.10.95, -kort innkjøringsperiode

Nitrifikasjonen kom relativt raskt igang, sannsynligvis fordi forsøksanlegget i starten ble podet med et nitrifiserende slam. Økt ammoniumbelastning (startet eksternt tilleggsdosering av ammonium) kombinert med hurtig vekst av nitrifiserende bakterier førte til en rask økning i

nitrifikasjonshastigheter for begge seriene. De to seriene hadde tilnærmet identiske resultater hvilket bekreftet at seriene var bygget opp likt med hensyn til volum og mengde biotail, samt at driftsforholdene var like.

Periode 2: 17.10.95-22.11.95

Etter ca. en måneds drift stanset økningen i nitrifikasjonshastigheter for begge serier.

Nitrifikasjonshastighetene var deretter relativt stabile med en midlere hastighet på henholdsvis 72 g $\text{NH}_4\text{-N}_{\text{fjernet}}/\text{m}^3\cdot\text{d}$ og rundt 43 g $\text{NO}_x\text{-N}_{\text{produsert}}/\text{m}^3\cdot\text{d}$ for begge serier. Den organiske omsetning var som middel ca. 800 g COD/ $\text{m}^3\cdot\text{d}$ og ca. 300 g BSCOD/ $\text{m}^3\cdot\text{d}$.

Forskjellen mellom nitrifikasjonshastigheter beregnet som mengde ammonium fjernet og som nitrat produsert skyldes en kombinasjon av at ammonium ble benyttet til cellevekst (assimilasjon) og at simultan denitrifikasjon fant sted i biofilmen. Assimilasjonen var naturlig nok særlig dominerende i første reaktor hvor den organiske omsetningen var høyest. Simultan denitrifikasjon vil si at noe nitrat som produseres i biofilmen blir fjernet av denitrifiserende bakterier i de dypere anaerobe lag av biofilmen. Denne mengde nitrat vil følgelig ikke kunne måles i vannfasen og dermed føre til lavere beregnede nitrifikasjonshastigheter basert på nitrat+nitritt produsert i forhold til omsatt ammonium.

Vurderinger av grad av simultan denitrifikasjon gjøres ved hjelp av alkalitetsberegninger hvor en utnytter det faktum at nitrifikasjonen forbruker dobbelt så mye alkalie for å nitrifisere ett mg ammonium som denitrifikasjonen produserer ved fjerning av ett mg nitrat. Ved beregninger av alkalitetsforbruk per mengde produsert nitrat fikk vi et langt høyere forbruk enn det teoretiske (middel = 0,23 mekv./mg $\text{NO}_x\text{-N}_{\text{produsert}}$ mot teoretisk ca. 0,14). Dette, sammen med observasjonene fra mikroskopiundersøkelsene, bekreftet at vi hadde en biofilm med anaerobe soner hvor simultan denitrifikasjon fant sted. Beregninger over hver enkelt reaktor indikerte at simultan denitrifikasjon særlig fant sted i andre reaktor mens den i tredje var minimal (lik mengde omsatt ammonium som produsert nitrat, alkalitetsforbruket tilnærmet lik det teoretiske). Forholdene i første reaktor var vanskeligere å vurdere mht simultan denitrifikasjon fordi assimilasjonen trolig var mest dominerende. Mer utfyllende beregninger vedrørende simultan denitrifikasjon er gitt i Honig, 1996.

Periode 3, 11.12.95-21.12.95

Mellom periode 2 og 3 ble membranlufterne i serie 1 byttet med grovluftere blant annet for å bedre biofilmkontrollen og derved forsøke å oppnå høyere nitrifikasjonshastigheter. Samtidig ble siste reaktor i serie 2 (S2 C) benyttet til dispersjonsvannforsøk. Forsøkene med dispersjonsvann ble ikke dokumentert blant annet grunnet manglende målinger av dispersjonsvannmengde og ukontrollerte forhold i en tank som ble benyttet som utjevningsvolum til dispersjonsanlegget. Resultater fra denne reaktoren vil derfor ikke bli omtalt i denne rapport og kan ikke benyttes som sammenligningsgrunnlag mot serie 1.

Etter bytte til grovluftere i serie 1 økte nitrifikasjonshastighetene basert på produsert nitrat+nitritt betydelig, mens nitrifikasjonshastighetene basert på omsatt ammonium var tilnærmet uforandret sammenlignet med periode 2. Dette kan delvis forklares med at den organiske belastning var lavere enn i periode 2 og at biofilmen hadde fått lengere tid til å utvikle seg. Men også skifte til grovluftere viste seg å ha hatt en positiv effekt for oksygenforholdene i biotankene. Visuelle betraktninger av biofilmen og sammenligninger av nitrifikasjonshastigheter oppnådd i de to første reaktorer i begge serier, underbygger denne påstanden (ref. Tabell 7). Nitrifikasjonshastigheter beregnet over andre reaktor i begge serier viste at serie 1 som middel oppnådde ca. 70 g $\text{NO}_x\text{-N}_{\text{produsert}}/\text{m}^3\cdot\text{d}$ sammenlignet med serie 2 som oppnådde g 50 $\text{NO}_x\text{-N}_{\text{produsert}}/\text{m}^3\cdot\text{d}$. Lignende forskjeller fås ved å sammenligne nitrifikasjonshastighetene basert på omsatt ammonium. Beregninger av alkalitetsforbruk indikerte videre at simultan denitrifikasjon ikke lenger var dominerende. Skifte fra membranluftere til grovluftere kan derfor hevdes å ha vært positivt for prosessen.

Tabell 6. Midlere organisk belastning i de tre forsøksperiodene (serie 1 og 2 fikk tilført identisk og lik mengde avløpsvann). Tilnærmet alt bionedbrytbart organisk stoff ble fjernet over begge seriene, - mest i første reaktor.

Reaktor/Serie	Organisk belastning (g COD/m ³ *d ¹ og g BSCOD/ m ³ *d ²)					
	Periode 1		Periode 2		Periode 3	
	COD	BSCOD	COD	BSCOD	COD	BSCOD
I første reaktor (S1 A og S2 A)	1590	1080	2430	990	1320	780
Serie 1 og 2	530	360	810	330	440	260

¹) g COD/m³*d = (g total COD_{im} - g filtrert COD_{ut})/m³*d

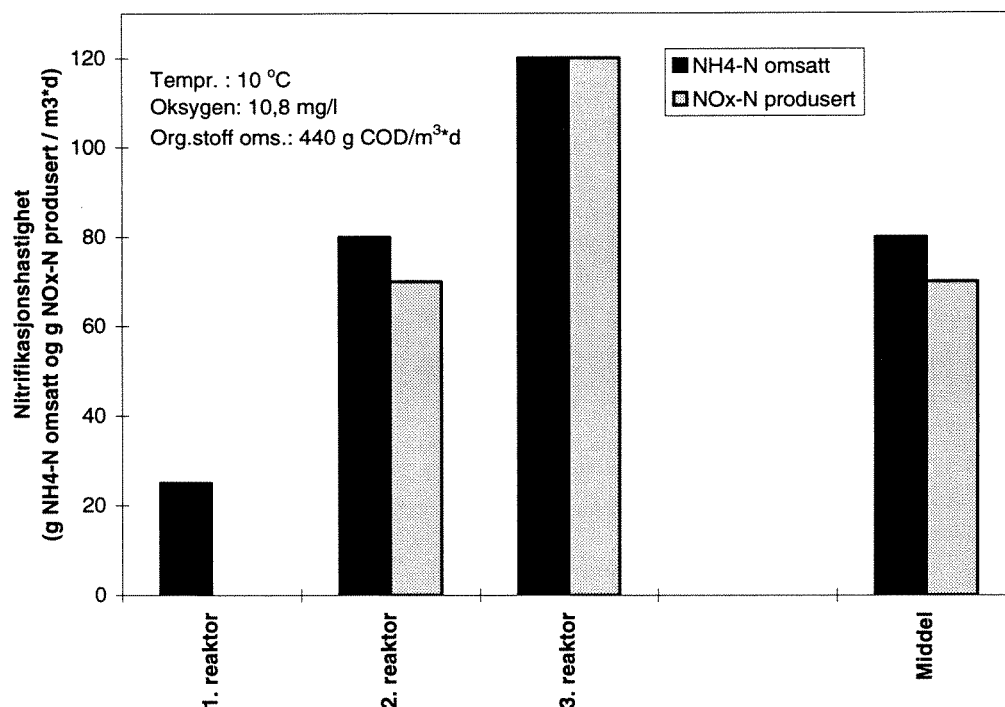
²) g BSCOD/m³*d = (g filtrert COD_{im} - g filtrert COD_{ut})/m³*d

Tabell 7. Nitrifikasjonshastigheter oppnådd i de tre forsøksperioder for begge serier samt for hver enkelt reaktor.

Reaktor/Serie	Nitrifikasjonshastigheter (g NH ₄ -N omsatt/m ³ *d og g NO _x -N produsert/ m ³ *d)					
	Periode 1		Periode 2		Periode 3	
	g NH ₄ -N/m ³ *d	g NO _x -N/ m ³ *d	g NH ₄ -N/m ³ *d	g NO _x -N/ m ³ *d	g NH ₄ -N/m ³ *d	g NO _x -N/ m ³ *d
S1 A			60	0	25	0
S1 B			45	20	80	70
S1 C			110 (96-116)	85 (58-116)	120 (114-132)	120 (108-145)
Serie 1	51	40	72 (51-85)	44 (25-65)	77 (66-98)	68 (55-94)
S2 A			45	0	15	0
S2 B			60	20	60	50
S2 C			100	80	- ¹)	- ¹)
Serie 2	53	42	73 (49-89)	42 (31-51)	-¹)	-¹)

¹) Resultatene for serie 2 reaktor C i tredje periode var sterkt påvirket av forsøk med dispersjonsvann i denne reaktor. Resultater fra denne reaktor (og hele serien) er ikke representative sammenlignet med serie 1. Effekt av dispersjonsvann ble ikke dokumentert.

Siden biofilmen hadde hatt lengst tid til å etablere seg i periode 3, er resultater oppnådd i denne periode mest representativ for hva man kan forvente seg av et slikt anlegg, men det må understrekes at det var en relativt kort forsøksperiode. Figur 8 viser midlere nitrifikasjonshastigheter som ble oppnådd i hver enkelt reaktor samt som middel over hele serien. Selv om den midlere fjerning av organisk stoff i periode 3 var lavere sammenlignet med periode 2, vil oppnådde nitrifikasjonshastigheter være sterkt påvirket av organisk stoffomsetning i periode 2 som i middel var på 810 g COD/m³*d.



Figur 8. Typiske nitrifikasjonshastigheter oppnådd i periode 3 for serie 1, beregnet som omsatt ammonium og nitrat+nitritt produsert, for alle enkeltreaktorer samt middel for hele serien.

7.3.4 Spesifikke nitrifikasjonshastigheter

Ut fra målte biomassekonsentrasjoner kan spesifikke nitrifikasjonshastigheter beregnes. Tabell 8 viser oppnådde maksimale spesifikke reaksjonshastigheter beregnet over en enkelt reaktor (S1 A) og over en hel serie (serie 1). Alle data er hentet fra periode 3. Under forsøkene ble biomassens tørrstoff innhold beregnet. Andelen flyktig tørrstoff (FTS) er anslått til 65% av tørrstoffinnholdet (TS).

Tabell 8. Maksimale spesifikke reaksjonshastigheter for en enkelt reaktor (S1 C) og for en serie (serie 1). Tilhørende avløpsvannstemperatur var 9,1 °C både for S1 C og S1.

	Biomassekonsentrasjon		Spesifikk nitr. hastighet	
	g TS/l	g STS/l	mg NOx-N/g TS*h	mg NOx-N/g FTS*h
Reaktor S1 C	1,9	1,24	3,2	4,9
Serie 1	2,5	1,63	1,6	2,4

Maksimumsverdien for nitrifisering i den reaktor med høyest aktivitet (S1C) på 4,9 mg NOx-N/gSTS*h ved 9,1 °C, viste at biofilmen må ha inneholdt en betydelig andel nitrifiserende bakterier. For aktivslam systemer ved tilsvarende temperatur og lavt C/N-forhold ved innløpet (forutsetter samme innløpsvann som innløp til S 1 C) viser erfaringer tilsvarende maksimale hastigheter på ca. 4-

4,6 mg NO_x-N/g FTS*h (kalkulert fra data i Ødegaard, 1992). Beregninger som ble utført med simuleringprogrammet ASIM med data fra våre forsøk som grunnlag, viste at forventede maksimale hastigheter lå på ca. 4,5 mg NO_x-N/g FTS*h.

Dersom hele serien betraktes oppnådde vi maksimale hastigheter på 2,4 mg NO_x-N/g FTS*h. Til sammenligning vil aktivslamsystemer med samme type avløpsvann erfaringsmessig oppnå rundt 2,0 mg NO_x-N/g FTS*h.

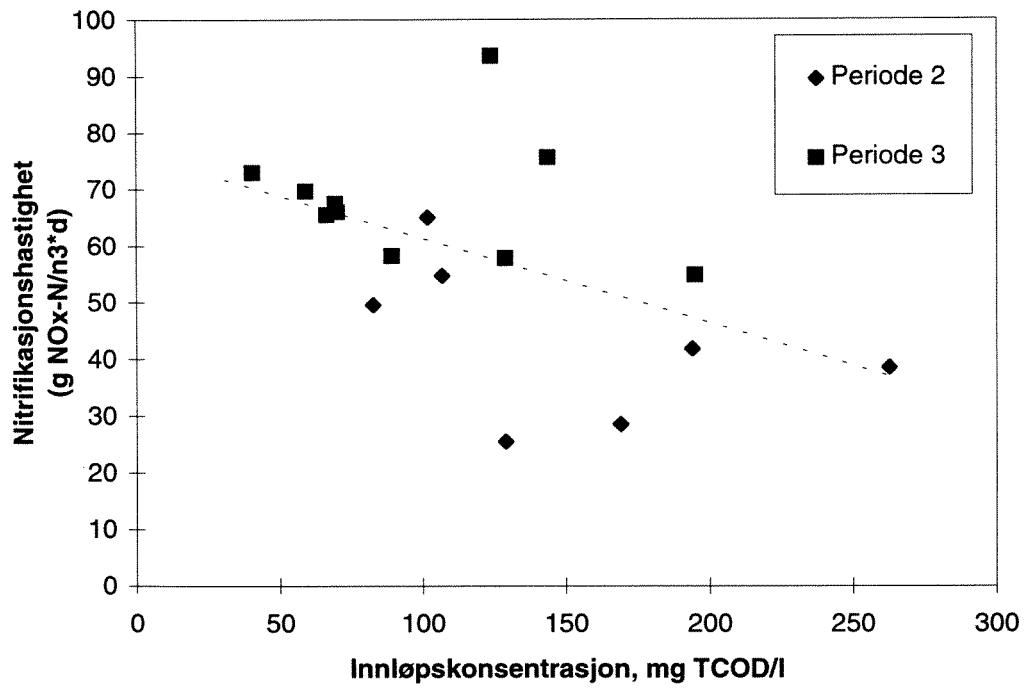
Resultatene viste at de spesifikke nitrifikasjonshastigheter som ble oppnådd lå likt med eller litt i overkant av hva som kan forventes av maksimale spesifikke reaksjonshastigheter med aktiv slam. Forsøk med bevegelig biofilmmide med tilnærmet lik mengde biomasse som aktivslam systemer opererer med, har vist at langt høyere spesifikke hastigheter oppnås sammenlignet med aktivslam (Rusten, 1992).

Basert på spesifikke reaksjonshastigheter antyder forsøkene at Biotail-prosessen fikk etablert en relativt effektiv "biomasse" for nitrifikasjon men ikke betydelig bedre enn den effektiviteten som kan forventes ved bruk av aktivslam. Det vil si at Biotail systemet må kunne operere med sammenlignbare eller høyere biomassekonsentrasjoner (med samme spesifikk reaksjonshastighet som i våre forsøk !) sammenlignet med aktivslam for å være mer volumeffektiv. I våre forsøk var ikke dette mulig pga problemer med å kontrollere biofilmtykkelsen. Dermed ble oppnådde nitrifikasjonshastigheter sammenlignbare eller litt lavere enn det en ville ha forventet i et aktivslamanlegg. En grundigere sammenligning av oppnådde nitrifikasjonshastigheter i forhold til andre systemer er gitt i kapittel 8.

7.3.5 Organisk stoffs innvirkning på nitrifikasjonen

Figur 9 viser oppnådde nitrifikasjonshastigheter for serie 1 som funksjon av innløpskonsentrasjonen av total COD. Spredningen i resultatene er stor fordi det er mange forskjellige faktorer som påvirker nitrifikasjonen samtidig som biofilmen hele tiden var i utvikling. Periode 2 og 3 er derfor vist separat i figuren.

På grunn av stor spredning i resultatene er den stiplede linje vist i figuren ment som en retningsgivende tendens. Resultatene viste at nitrifikasjonshastigheten regnet som middel over hele serien sank med økende innløpskonsentrasjon av total COD. Liknende tendenser ble funnet ved vurdering av nitrifikasjonshastigheter som funksjon av organisk belastning (både som total og løst COD) i enkeltreaktorer. På grunn av at andre faktorer også sterkt påvirket nitrifikasjonen i våre forsøk, ble det også i disse beregninger funnet relativt store spredninger i resultatene.



Figur 9. Nitritifikasjonshastighet for serie 1 som funksjon av innløpskonsentrasjonen av total COD.

Dette er i overensstemmelse med andre erfaringer både med biofilm-systemer og aktivslam.

8. Konklusjoner og diskusjon

Hovedmålet for forsøkene var å teste ut, optimalisere og dokumentere Biotails egenskaper og egnethet som en biologisk biofilmprosess for fjerning av organisk stoff og nitrifisering av kommunalt avløpsvann. I det etterfølgende er oppnådde resultater drøftet i forhold til hovedmålet med utgangspunkt i de delmål som ble gitt i kapittel 2.

1. *Optimalisere prosessen for nitrifisering av forfellt kommunalt avløpsvann samt teste ut og vurdere nødvendigheten av spesielle tiltak for fjerning av overskuddsbiomasse fra biofilmmidiet*

Det opprinnelige Biotail-mediet ble endret blant annet ved at tettheten ble noe redusert samtidig som båndene ble mer spredd ved å vri båndstammen rundt sin egen akse. Forfellt avløpsvann tilsatt fosfat og alkalie ble benyttet som innløpsvann. Tilsetningen av fosfor og alkalie ble utført for å sikre gode forhold for nitrifikasjonen. Dette resulterte i en nitrifiserende biofilm dominert av bakterier, og ikke av sopp som i tidligere forsøk. Oksygenkonsentrasjonen i reaktorene lå hele tiden nær metningskonsentrasjonen hvilket er ideelt for nitrifikasjon. Videre ble reaktorene funnet å være tilnærmet totalomblandet hvilket vil si at det ikke var betydelige kortslutningssoner eller dødvolument i systemet.

Nedbrytningen av organisk stoff kom nesten umiddelbart igang og var tilnærmet fullstendig i hele forsøksperioden. Ved maksimal organisk belastning på ca. 2 kg TCOD/m³*d ble det observert en omsetning på ca. 1,7 kg TCOD/m³*d. Tilhørende utløpskonsentrasjon var ved samme tilfelle på 30 mg SCOD/l, hvilket ble antatt å være inert. Nitrifiseringen kom relativt hurtig igang og ble aldri slått ut i løpet av forsøksperioden.

Forsøkene viste at kontroll av biofilmtykkelsen var et avgjørende problem for Biotail-prosessen. Etter en kort innkjøringsperiode fikk vi etablert en tykk biofilm, nærmest en immobilisering av bioslam, særlig i de innerste områdene nær sentrum av Biotail "stammen". For å bedre forholdene ble flere tiltak testet ut, blant annet ved kraftig økning av prosesslufting og diskontinuerlige "vaske"-prosedyrer. Uavhengig av hvilke tiltak som ble testet ut viste det seg umulig å kontrollere biofilmtykkelsen til et ønsket nivå. Dette er et problem spesielt i de to første reaktorene, der biomassen var størst.

Bruk av grovluftere og store mengder luft viste seg å fungere noe bedre enn membranluftere fordi de skapte mer turbulens i reaktorene. Dette førte til etablering av en tynnere biofilm i de ytre deler av biotailen, men ikke i de indre deler. Her var det fortsatt betydelige mengder med immobilisert og stedvis anaerobt slam som førte til en sammenklistring av polypropylenbåndene. Luftmengden som ble benyttet var for øvrig mye høyere enn hva som var nødvendig for å sikre høye oksygenkonsentrasjoner, og er selvsagt svært kostnadskrevenende (og urealistisk?) ved evt. fullskaladrift.

Til tross for kreative og ressurskrevende tiltak viste det seg at en effektiv og optimal biofilmkontroll ikke var mulig i de indre deler av biotailen. Ved visuelle vurderinger ble grovt sett den ytre tredjedel av hver Biotail i første reaktor, og den ytre halvdel av hver Biotail i andre og tredje reaktor, antatt å ha hatt en effektiv biofilm for bakterielle omsetninger. Det vil si at betydelige deler av overflaten til biotailen ikke var utnyttbar til nitrifikasjon og at spesifikk effektiv biofilmovertflate for Biotailsystemet følgelig er langt lavere enn det teoretiske på ca. 290 m²/m³.

2. *Finne prosessens maksimale nitrifikasjonskapasitet og ulike faktorerens betydning for denne*

Høyeste nitrifikasjonshastighet, beregnet som middelerdi over alle tre reaktorer, ble målt til ca. 100 g $\text{NH}_4\text{-N}/\text{m}^3\cdot\text{d}$. Høyeste nitrifikasjonshastighet over en enkelt reaktor ble målt til ca. 140 g $\text{NH}_4\text{-N}/\text{m}^3\cdot\text{d}$. De høyeste nitrifikasjonshastighetene ble målt mot slutten av forsøkene hvilket viste at biofilmen var i utvikling. Siden forsøksperioden bare varte i tre måneder kan oppnådde nitrifikasjonshastigheter ikke betraktes som de maksimale nitrifikasjonshastigheter som kan oppnås med denne prosess og avløpsvann. Øvrige faktorer sammen med utviklingstendenser gav likevel en god indikasjon på Biotail-systemets potensiale.

Resultater som ble oppnådd mot slutten av forsøkene må anses som mest representative. Midlere nitrifikasjonshastighet i denne periode, beregnet som middelerdi over alle tre reaktorer, ble målt til 80 g $\text{NH}_4\text{-N}/\text{m}^3\cdot\text{d}$. Midlere nitrifikasjonshastighet over siste reaktor ble målt til 120 g $\text{NH}_4\text{-N}/\text{m}^3\cdot\text{d}$. Disse resultater ble oppnådd ved 10°C, en oksygenkonsentrasjon på 10,8 mg/l, ammonium i overskudd og med en organisk stoff fjerning i forkant av og i selve perioden på ca. 400-800 g COD/ $\text{m}^3\cdot\text{d}$ over alle tre reaktorer.

I Tabell 9 er oppnådde nitrifikasjonshastigheter i våre forsøk sammenlignet med resultater fra andre biofilmsystemer. Faktorer som temperatur, oksygen og avløpsvannets C/N-forhold er også tatt med fordi disse i sterk grad vil påvirke oppnåelige nitrifikasjonshastigheter.

Ved sammenligning av nitrifikasjonshastigheter oppnådd for ulike systemer og forskjellige typer avløpsvann må en være svært forsiktig med å trekke for bastante og sikre konklusjoner. Årsaken er at det er svært mange faktorer som påvirker nitrifikasjonen. For å illustrere dette er resultater fra to perioder med rislefilterforsøk ved Bekkelaget renseanlegg gitt i tabellen. Resultatene viste at nitrifikasjonshastigheten tilnærmet ble fordoblet ved at forbehandlingen av avløpsvannet ble bedret. I dette tilfellet ved at alt innløpsvannet ble biologisk forbehandlet kontra forholdene før da bare 40 % ble biologisk forbehandlet mens resterende 40 % var kjemisk forfelt avløpsvann. I tillegg må det taes i betraktning at våre resultater er de første som er fremkommet med Biotail-systemet, endog med relativt kort forsøksperiode, mens øvrige systemer er etablerte og har opparbeidet seg en betydelig erfaringsdatabase.

Med ovennevnte forhold tatt i betraktning kan følgende slutninger trekkes:

- Sett i sammenheng med Biotail-systemets relativt høye teoretiske spesifikke overflate per reaktorvolum var oppnådde nitrifikasjonshastigheter svært lave. Dersom de volumetriske hastigheter regnes om til hastighet per overflate, var henholdsvis midlere og maksimal nitrifikasjonshastighet lik 0,3 og 0,5 g $\text{NH}_4\text{-N}/\text{m}^2\cdot\text{d}$. For dykkede biofiltre med definert overflate (f.eks. biorotor, rislefilter, "moving bed" etc.) ligger normalt nitrifikasjonshastighetene i området 0,5-3 g $\text{NH}_4\text{-N}/\text{m}^2\cdot\text{d}$ avhengig av grad av forbehandling. Hastigheter på ca. 1,0 g $\text{NH}_4\text{-N}/\text{m}^2\cdot\text{d}$ benyttes ofte som en tommelfingerregel for hva som kan oppnås ved nitrifisering av et godt forfelt avløpsvann. Benyttes denne sammenheng indikerer forsøkene at "effektiv" utnyttbar overflate i Biotailsystemet var mindre enn halvparten av den teoretiske på 290 m^2/m^3 .

- Oppnådde nitrifikasjonshastigheter med Biotail-systemet kan grovt sammenlignes med de nedre nitrifikasjonshastigheter som oppnås i rislefilter som har en spesifikk overflate på rundt 140 m²/m³. Tilsvarende forhold gjelder ved sammenligning mot aktivslam-anlegg.
- Erfaringer med KMT-prosessen som har noenlunde lik teoretisk spesifikk biofilmooverflate som Biotail, viser typiske nitrifikasjonshastigheter på rundt 150-400 g NH₄-N/m³*d. Resultatene gitt i **Tabell 9** viser at oppnådde midlere nitrifikasjonshastigheter ved nitrifisering av et ustabil forfelt avløpsvann var dobbelt så høye som våre. Maksimal hastighet i en enkeltreaktor var mer en tre ganger høyere. Nitrifikasjonshastigheter fra BIOSTYR-forsøkene er tatt med i tabellen for å illustrere potensialet til biofilmsystemer med svært høye reaksjonshastigheter.
- Oppnådde nitrifikasjonshastigheter viser at Biotail-systemet, med dagens utforming, må operere med lave belastninger for å oppnå fullstendig nitrifisering. Forsøksperiodens lengde på tre måneder antas imidlertid å ha vært for kort til å kunne benytte oppnådde hastigheter som bilde på systemets maksimale kapasitet. Tendensen i nitrifikasjonshastigheter samt vurderinger av biofilmkarakteristikk gjør det imidlertid rimelig å anta at betydelig høyere nitrifikasjonshastigheter ikke kan forventes ved nitrifisering av denne type avløpsvann.

Tabell 9. Sammenligning av oppnådde nitrifikasjonshastigheter for ulike biofilmforsøk gjennomført i Norge. I tillegg er typiske nitrifikasjonshastigheter for aktivslam-anlegg vist.

Prosess	Temp. (°C)	Oksygen (mg O ₂ /l)	C/N innløp (g BOD ₇ /g N _{nit.})	Nitrifikasjonshastighet (g NH ₄ -N/m ³ *d)	
				Middel	Maks. enkelt- reaktor eller profil
BIOTAIL ¹⁾	10	10,8	ca. 2-3	80	140
Rislefilter 1 ²⁾	14,6	ca. 10	ca. 1,5	81	170
Rislefilter 2 ²⁾	8-15,2	8-10	ca. 0,5	154	
KMT ³⁾	12,5	ca. 8-12	ca. 3	170	490
Dykket filter ⁴⁾			ca. 2	270	
BIOSTYR ⁵⁾	14-15	9-10	ca. 1,3	800	1500
Aktivslam 1 ⁶⁾	10	> 2,5	varierende	70-90 *	
Aktivslam 2 ⁷⁾	10	> 2,5	2-3	110-160 *	

¹⁾ Denne undersøkelse. Innløpsvann: Forfelt avløpsvann, varierende kvalitet.

²⁾ Basert på resultater fra Hall, 1993. Innløpsvann: Mekanisk, kjemisk og i ulik grad biologisk behandlet.

³⁾ Basert på resultater fra Siljudalen, 1993. Innløpsvann: Forfelt avløpsvann, veldig varierende kvalitet.

⁴⁾ Fra Ødegaard og Hem, 1988. Innløpsvann: Forfelt

⁵⁾ Basert på resultater fra Nordeidet, 1993. Innløpsvann: Forfelt

⁶⁾ Basert på resultater fra 7 ulike aktivslam anlegg i Sverige (SNV, 1991)

⁷⁾ Fra Ødegaard, 1992. Oppgitte nitrifikasjonshastigheter er retningsgivende maksimale hastigheter for gitt temperatur og C/N-forhold.

* For aktivslam er oppgitte nitrifikasjonshastigheter basert på en slamkonsentrasjon på 3600 mg SS/l. Hastighetene er et uttrykk for slammets nitrifikasjonskapasitet uten ammoniumbegrensning.

3. *Vurdere og teste ut selve biofilmmediets egnethet og eventuelt foreslå aktuelle optimaliseringstiltak for prosessens spesifikke biofilmoeverflate, utforming, tetthet, fastsittingsevne for mikroorganismer, etc.*

Resultatene vist at den testede utgave av Biotail-mediet ikke var egnet som et effektivt biofilmmadie for nitrifikasjon. Oppnådde nitrifikasjonshastigheter, spesifikke reaksjonshastigheter, biofilmkarakteristikk og visuelle vurderinger underbygger denne påstanden. Den viktigste årsak til denne konklusjon mener vi er at selve mediets utforming umuliggjorde en effektiv biofilmkontroll hvilket førte til en immobilisering av bioslam, stedvis anaerobt, som resulterte i sammenklustering av polypropylenbåndene. Biofilmsystemets effektive biofilmoeverflate sank dermed drastisk i forhold til systemets teoretiske biofilmoeverflate.

Biomassemålinger og beregninger av spesifikke reaksjonshastigheter viste på generelt grunnlag at biomasseinnholdet måtte økes i systemet for å kunne forvente høye nitrifikasjonshastigheter. Dette viste seg imidlertid ikke å være forenlig med systemets kapasitet til å holde på en effektiv biomasse fordi en økning i biomassen samtidig resulterte i en for tykk og ineffektiv biofilm. Mediets utforming i kombinasjon med tetthet og fastsittingsevne var dermed ikke egnet for etablering av en effektiv nitrifiserende biofilm.

Den testede Biotail-prosessen kan kun tenkes brukt i lavbelastede nitrifiserende anlegg. Fordelene med systemet er at mediet enkelt kan tilpasses eksisterende anlegg og at transporten av medie blir lite kostnadskrevende på grunn av dets lave vekt og volum. Videre kan mengde biotail enkelt tilpasses i hvert enkelt tilfelle og erfaringene så langt tyder på at mediet er robust mot fysiske påkjenninger. Viktigste ulempe med prosessen er at høye luftinnblåsningsmengder har vist seg nødvendig for å oppnå en viss biofilmkontroll. Dersom "normale" luftinnblåsningsmengder benyttes må en forvente at biotailen vokser igjen, hvilket medfører reduserte reaksjonshastigheter. Fjerning av overskuddsbiomasse kan selvsagt også gjøres ved skyllevannsmetoder sammenlignbare med de som benyttes for biofiltre med sekvensielle tilbakespylinger. Dette er imidlertid meget kostnadskrevende og er ikke realistisk i praksis for en prosess uten filtreringsegenskaper og uten et potensiale for høye nitrifikasjonshastigheter.

En generell vurdering av det testede Biotail-systemet tilsier at selve mediets utforming må endres betydelig for at prosessen skal bli volumeffektiv for bakterielle omsetninger. Dersom nye generasjoner av denne type medie vurderes utviklet vil vi komme med følgende vurderinger og anbefalinger:

- Biotailen må utformes slik at vann- og luftstrøm kommer i bedre kontakt med hele mediets overflate. Dette kan eksempelvis gjøres ved at fibrenes lengde (fra stammen og ut i vannfasen) og tetthet reduseres betydelig. Videre kan fibrene syes på stammen slik at en ideell spredning i hele horisontalplanet oppnås og ikke som en "spiral" som førstegenerasjonsmediet. Det bør også vurderes om fibrene bør gjøres stivere slik at de ikke klebes sammen.
- Siden hver enkelt biotail må utformes med betydelig lavere biofilmoeverflate må antall biotail i hver reaktor mangedobles. En konsekvens av dette er at produksjonskostnadene økes.

- Valgt utforming må ikke kreve uforholdsmessige store luftinnblåsningsmengder for å sikre en effektiv biofilmkontroll. Videre må det legges vekt på å gjøre systemet mest mulig vedlikeholdsfritt slik at driften blir enkel og lite ressurskrevende.

9. Litteraturliste

- Bishop P.I. and Kinner N.E., 1986. Aerobic Fixed Film Processes, Biotechnology Volume 8, VCH Verlagsgesellschaft mbH, Berlin.
- Hall E., 1993. Bekkelaget renseanlegg, nitrogenfjerningsprosjekt, rislefilter/sandfilter, sluttrapport. Oslo vann- og avløpsverk, Oslo.
- Harremöes P., Sekoulov I. and Bonomi L., 1981. Design og fixed film nitrification and denitrification units based on laboratory and pilot scale results. Euroäische Abwasser Symposium, Abwassertechnische Vereinigung, München.
- Hem L.J., 1991. Nitrification in a moving bed biofilm reactor. Dr.ing.-thesis, Institutt for vassbygging, NTH.
- Honig K., 1996. Nitifikasjon av kommunalt avløpsvann i en BIOTAIL-biofilmreaktor. Hovedoppgave ved Techniscen Fachhochschule Berlin.
- Horn H., 1994. Dynamics of a nitrifying bacteria population in av biofilm controlled by an oxygen microelectrode. Wat. Sci. Tech., Vol. 29, No. 10-11.
- Kugaprasatham S., Nagaoka H. and Ohgaki S., 1991. Effect of short-term and long-term changes in hydraulic conditions on nitrifying biofilm. Wat. Sci. Tech., Vol. 24, Kyoto, pp. 1487-1494.
- Nordeidet B., 1993. Bekkelaget renseanlegg, nitrogenfjerningsprosjekt, Biostyrprosessen. Sluttrapport fra forsøksvirksomhet, Oslo kommune, Oslo vann- og avløpsverk.
- Nordeidet B. og Englund G., 1996. Sopp i avløpsrensing. Sluttrapport fase 1. NIVA-rapport, l.nr.
- Nordeidet B., Rusten B. and Ødegaard, H., 1994. Phosphorus requirements for tertiary nitrification in a biofilm. Wat. Sci. Tech. Vol. 29, No. 10-11, pp 77-82.
- Rusten B., 1992. Pilot-forsøk med nitrogenfjerning ved Nordre Follo kloakkverk. Rapport FAN-R 6/92.
- Sharma B. and Ahlert R., 1977. Nitrification and nitrogen removal. Water Research, Vol. 11, pp. 897-925, Pergamon Press.
- Siegrist H. and Gujer W., 1987. Demonstration of mass transfer and pH effects on av nitrifying biofilm. Wat. Res., Vol. 21, No. 12, pp. 1481-1487.
- Skulberg O.M., 1996. Personlig kommunikasjon.
- SNV, 1991. Kvävereduktion vid kommunala avloppsreningsverk, 23. Sluttrapport, Naturvårdsverket Rapport 3975, ISBN 91-620-3975-X.
- Ødegaard H., 1992. Fjerning av næringsstoffer ved rensing av avløpsvann. Tapir forlag, Trondheim.
- Ødegaard H. and Hem L.J., 1988. The SINTEF-process, a cost/effective method for sewage treatment. Report nr. 80/88, NTNFS Sanitary Engineering Programme.

Vedlegg A. Driftsjournal

Vedlegg B. Analyseresultater

ANALYSEDATA BIOTAIL FORSØK, TAU

DATO	ICOD (mg/l)				SCOD (mg/l)								BSCOD mg/l				NH4-N (mg/l)							
	INN	UT S1	UT S2		INN	S1A	S1B	S1C	UT S1	S2A	S2B	S2C	UT S2	S1	S2	INN	S1A	S1B	S1C	UT S1	S2A	S2B	S2C	UT S2
	22/09	42	11	16		66	49	44	44	41	52	44	37	46	24	20	6.63	5.60	5.15	5.26	5.12	5.56	5.67	5.20
25/09	104	34	38		83				31				29	52	54	3.36				2.00				2.00
26/09	98	29	24		73				39				28	35	45	2.06				1.50				1.70
27/09	195	33	30		126	43	31	22	26	42	30	28	27	100	99	3.28				3.57				3.84
29/09																1.00				0.94				0.99
03/10	97	33	41		71				26				28	45	43	5.17				2.02				2.10
10/10	80	39	44		65				27				29	38	36	20.50				13.90				13.70
13/10	74	31	34		59				30				28	29	32	30.20				23.80				24.10
17/10	67	37	55		57				24				31	32	26	17.00				6.22				5.84
19/10	107	40	43		66				33				40	33	26	25.30				14.80				15.50
24/10	83	35	39		47	38	25	25	27	49	35	23	26	19	20	18.30	17.40	14.00	8.95	8.23	17.60	14.70	9.97	8.99
27/10	102	28	33		67				32				43	35	24	24.30				13.20				13.40
01/11					49				45				42	4	7	20.10				12.60				13.60
07/11	169	89	108		75				35				30	40	45	29.70				18.30				19.00
09/11	129	35	38		59	42	36	35	39	34	52	53	48	20	11	22.80	19.70	17.70	13.20	16.20	20.60	17.00	13.00	15.70
20/11																37.00				20.00				19.80
21/11	194	57	69		166				33				34	133	133	25.40				15.70				14.40
22/11	263	48	62		115	89	55	33	32	86	52	34	35	83	79	24.60	21.00	20.40	16.10	17.40	21.50	20.20	15.50	16.00
08/12	195	56	54		118	70	43	32	30	67	43	27	41	88	77	24.30	21.40	18.20	11.60	11.60	21.90	18.20	11.20	11.60
11/12	70	27	43		34	38	18	24	16	32	22	22	26	18	7	15.50	17.90	11.20	3.82	3.72	16.70	12.60	1.73	1.68
12/12	129	18	35		78				19				25	59	53	22.10				5.39				4.34
13/12	124	43	46		134	25	48	33	44	30	27	38	23	90	111	16.70	15.20	11.40	4.91	5.43	16.10	13.70	7.49	8.58
14/12	59	33	61		88				23				27	65	61	20.70				8.09				8.71
15/12	71	23	23		48	35	31	22	19	38	20	40	30	30	18	20.80	19.60	15.80	8.64	8.53	20.50	17.10	10.10	9.98
18/12	41	21	27		35	32	28	24	18	31	24	21	22	17	13	27.30	26.80	21.30	14.60	13.80	27.00	23.00	16.50	16.40
19/12	144	40	47		60				23				34	37	25	27.30				15.70				15.70
20/12	67	38	41		42	30	25	26	26	30	22	27	29	16	13	24.80	23.50	18.90	11.40	11.10	23.90	20.60	11.10	11.10
21/12	90	35	41		55	26	27	30	28	35	30	37	35	27	20	27.10	24.60	19.50	12.70	12.40	25.50	21.70	12.30	11.90
16/01	204	39	38		110				27				25	84	86	6.83								
19/01	169	49	50		100				36				40	64	60	33.40				18.00				18.40

DATE	NO3-N (mg/l)										NO2-N (mg/l)									
	INN	S1A	S1B	S1C	UT S1	S2A	S2B	S2C	UT S2	INN	S1A	S1B	S1C	UT S1	S2A	S2B	S2C	UT S2		
22/09	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.06	0.07	0.10	0.21	0.31	0.06	0.09	0.18	0.29		
25/09	2.11				2.32				2.00	0.16				1.00				0.91		
26/09	1.83				2.77				2.57	0.15				0.75				0.66		
27/09	0.86	0.73	1.17	2.15	2.05	0.59	1.06	1.83	1.91	0.28	0.25	0.49	0.84	0.94	0.24	0.43	0.70	0.82		
29/09	1.31				2.62				2.48	0.36				0.68				0.68		
03/10	0.00				1.57				1.62	0.07				1.00				1.00		
10/10	0.04				2.38				3.10	0.20				1.40				0.92		
13/10	0.00				4.08				4.58	0.09				1.08				0.87		
17/10	0.00				5.59				5.33	0.10				0.64				0.72		
19/10	0.00				6.66				4.85	0.04				0.69				0.78		
24/10	0.00	u	1.23	6.13	6.13	u	1.55	4.85	4.33	0.09	0.22	0.28	0.42	0.42	0.19	0.28	0.36	0.45		
27/10	0.00				8.27				4.56	0.14				0.45				0.48		
01/11	0.34				6.29				5.73	0.08				0.34				0.33		
07/11	0.00				3.54				3.75	0.10				0.37				0.41		
09/11	0.00	0.00	0.97	3.39	3.01	0.00	1.15	4.07	3.69	0.04	0.16	0.28	0.36	0.31	0.20	0.35	0.42	0.41		
20/11	0.00				5.45				6.62											
21/11	0.00				5.25				6.22	0.03				0.29				0.37		
22/11	0.00	0.00	0.00	3.24	4.93	0.00	0.00	4.19	5.82	0.00	0.01	0.08	0.29	0.28	0.01	0.08	0.37	0.35		
08/12	0.00	0.00	2.29	8.34	9.05	0.00	1.54	9.62	9.81	0.12	0.14	0.25	0.40	0.41	0.11	0.22	0.76	0.75		
11/12	1.14	1.02	5.26	12.40	12.10	2.25	4.17	14.60	14.40	0.10	0.13	0.27	0.44	0.46	0.14	0.22	0.84	0.78		
12/12	0.89				10.41				13.56	0.14				0.48				0.84		
13/12	0.68	2.13	5.38	12.69	16.38	0.64	3.92	11.40	12.60	0.11	0.13	0.25	0.45	0.36	0.13	0.20	0.66	0.63		
14/12	0.50				11.85				12.15											
15/12	0.00	1.04	5.06	10.95	10.80	0.41	3.82	10.05	10.32	0.05	0.09	0.20	0.34	0.33	0.09	0.17	0.45	0.48		
18/12	0.00	0.93	5.54	13.68	12.12	0.08	3.96	13.59	12.72	0.04	0.07	0.22	0.33	0.36	0.07	0.17	0.66	0.63		
19/12	0.00				12.03				11.73	0.04				0.51				0.57		
20/12	0.00	0.24	4.30	10.80	10.80	0.00	2.72	11.30	11.40	0.00	0.07	0.23	0.36	0.36	0.03	0.16	0.63	0.69		
21/12	0.00	0.17	3.69	9.81	9.72	0.00	2.06	10.02	11.01	0.00	0.06	0.21	0.39	0.36	0.02	0.14	0.66	0.69		
16/01	0.75				9.30				7.86	0.08				0.10				0.74		
19/01	0.15				9.56				9.72	0.17				0.21				0.87		

PO4-P (mg/l)													pH												
DATE	INN	S1A	S1B	S1C	UT S1	S2A	S2B	S2C	UT S2	INN	S1A	S1B	S1C	UT S1	S2A	S2B	S2C	UT S2							
22/09	0.35	2.73	3.11	0.22	0.67	2.13	1.18	1.88	0.00	8.13	7.93	7.91	7.97		7.94	7.92	7.94	8.04							
25/09	0.38				0.58				0.61	8.29				7.92				7.70							
26/09	0.43				0.41				0.38	8.42				7.92				7.89							
27/09	0.17	0.15	0.14	0.28	0.36	0.28	0.34	0.35	0.33	8.86	8.00	7.80	7.78	7.79	8.03	7.88	7.80	7.89							
29/09	0.12				0.28				0.23																
03/10	0.68				0.90				0.90	8.34				7.82				7.83							
10/10	0.34				0.21				0.21	8.18				7.83				7.82							
13/10	0.38				0.36				0.29	8.96				7.80				7.86							
17/10	0.25				0.23				0.22	8.22				7.60				7.67							
19/10	0.61				0.09				0.09	7.57				7.55				7.63							
24/10	0.08	0.15	0.05	0.04	0.07	0.13	0.04	0.21	0.04	7.89	7.67	7.62	7.48	7.54	7.68	7.65	7.50	7.62							
27/10	0.71				0.48				0.46	8.10				7.45				7.41							
01/11	0.66				0.90				0.90	8.15				7.68				7.82							
07/11	0.46				0.47				0.23	8.00				7.53				7.58							
09/11	0.28	0.34	0.23	0.21	0.14	0.33	0.23	0.19	0.14	7.31	7.82	7.76	7.73	7.73	7.75	7.73	7.65	7.74							
20/11	0.18				0.62				0.57																
21/11	0.32				0.51				0.18	8.23				7.90				7.93							
22/11	0.56	0.24	0.30	0.30	0.42	0.25	0.08	0.41	0.47	7.72	7.75	7.84	7.95	7.78	7.73	7.80	7.80	7.85							
08/12	0.29	0.30	0.25	0.45	0.44	0.23	0.23	0.70	0.64	7.28	7.86	7.88	7.91	8.00	7.92	7.93	7.82	7.79							
11/12	0.36	0.40	0.57	0.41	0.43	0.34	0.45	0.43	0.42	7.72	7.97	7.96	7.96	7.95	7.85	8.08	7.60	7.55							
12/12	0.78				0.78				0.46	7.46				7.58				7.78							
13/12	0.70	1.22	1.02	1.08	1.02	0.58	0.69	0.76	0.73	7.12	7.56	7.61	7.52	7.57	7.51	7.64	7.39	7.56							
14/12	1.58				0.85				0.77	7.83				7.52				7.52							
15/12	0.66	0.32	0.43	0.53	0.53	0.22	0.33	0.52	0.49	7.38	7.65	7.69	7.62	7.62	7.60	7.72	7.38	7.52							
18/12	1.22	0.52	0.66	1.00	1.06	0.56	0.70	0.98	0.92	7.30	7.77	7.82	7.70	7.66	7.63	7.77	7.35	7.62							
19/12	0.70				0.76				0.68	7.38				7.50				7.49							
20/12	1.72	1.68	1.26	1.06	0.96	1.26	1.12	0.90	0.86	7.52	7.78	7.81	7.67	7.76	7.73	7.82	7.45	7.54							
21/12	1.28	1.04	0.70	0.56	0.50	0.96	0.64	0.52	0.50	7.49	7.79	7.78	7.62	7.71	7.67	7.79	7.49	7.55							
16/01	0.14				0.16				0.12	7.33				7.82				7.64							
19/01	2.10				0.36				0.40	7.62				7.71				7.80							

Alkalitet (mekv./l)											
DATE	INN	S1A	S1B	S1C	UT S1	S2A	S2B	S2C	UT S2		
22/09	3.00	3.00	2.60	3.00		3.00	3.00	3.00	3.20		
25/09	2.70				2.20				2.40		
26/09	2.70				2.40				2.40		
27/09	3.60	3.00	2.80	2.60	2.60	3.00	2.80	2.60	2.60		
29/09											
03/10	3.20				2.70				2.80		
10/10	3.00				2.20				2.40		
13/10	3.80				2.60				2.60		
17/10	2.60				1.40				1.60		
19/10	2.70				1.40				1.60		
24/10	2.60	2.70	2.20	1.40	1.20	2.80	2.40	1.60	1.60		
27/10	2.40				1.00				1.30		
01/11	2.40				2.10				2.10		
07/11	3.80				2.40				2.70		
09/11	2.60	3.20	2.80	2.40	2.80	3.20	2.60	2.60	2.70		
20/11											
21/11	4.80				3.20				3.20		
22/11	4.60	4.40	4.20	3.60	3.40	4.40	4.20	3.40	3.20		
08/12	4.50	4.40	4.00	3.10	3.00	4.40	4.20	3.20	3.80		
11/12	3.20	3.40	2.70	1.60	1.60	3.20	2.80	1.30	1.80		
12/12	3.60				1.60				1.50		
13/12	3.40	3.30	2.60	1.70	1.60	3.40	3.00	1.90	2.00		
14/12	3.60				1.90				2.10		
15/12	3.60	3.60	3.00	2.10	2.00	3.60	3.10	2.20	2.10		
18/12	4.00	4.00	3.30	2.10	2.10	4.20	3.50	2.20	2.20		
19/12	4.60				2.30				2.60		
20/12	4.30	4.10	3.60	2.50	2.40	4.20	3.80	2.60	2.50		
21/12	4.20	4.10	3.40	2.50	2.40	4.20	3.70	2.60	2.40		
16/01	3.00				1.60				1.60		
19/01	2.20				0.90				1.10		

Norsk institutt for vannforskning

Postboks 173 Kjelsås
0411 Oslo

Telefon: 22 18 51 00
Telefax: 22 18 52 00

Ved bestilling av rapporten,
oppgi løpenummer 3511-96

ISBN 82-577-3054-8