

Nitrogenfjerning med biofilmreaktorer

Pilotforsøk ved Nordre Follo renseanlegg

Av Bjørn Rusten og Are Lorentsen.

Bjørn Rusten er seniorforsker hos Aquateam — Norsk vannteknologisk senter A/S og professor ved Institutt for vassbygging, NTH. Are Lorentsen er laboratorieleder hos Aquateam — Norsk vannteknologisk senter A/S.

Sammendrag og konklusjoner

Nitrogenfjerning med en ny og svært lovende biofilmprosess har vært testet i pilot-skala ved Nordre Follo renseanlegg. Den nye biofilmprosessen er utviklet i Norge og markedsføres av Kaldnes Miljøteknologi A/S (KMT). I denne prosessen vokser biofilmen på små plastelementer med en tetthet i underkant av 1 g/cm³. Disse plastelementene svever rundt i vannfasen på grunn av den turbulensen som skapes av luftere eller røreverk i reaktorene. Fyllingsgraden av plastelementer, og dermed også biofilmarealet i reaktorene kan varieres. Forsøkene ved Nordre Follo renseanlegg ble kjørt med et spesifikt biofilmareal på ca. 310 m²/m³.

To prosessvarianter ble undersøkt. Første forsøksperiode ble kjørt med fordenitrifisering pluss mellomfelling, hvor råvann ble brukt som karbonkilde. Andre forsøksperiode ble kjørt med forfelling pluss etterdenitrifisering med tilsetning av en ekstern karbonkilde.

Nitrifiseringen er svært avhengig av belastningen av organisk stoff og oksygenkonsentrasjonen i reaktorene. Ved lave organiske belastninger kunne nitrifiseringshastigheten fordobles ved å øke oksygenkonsentrasjonen i reaktoren

fra f.eks. 5 til 8 mg O₂/l. Nitrifiseringsprosessen var lite påvirket av temperaturen i området fra 8 til 18°C. Grunnen til dette var at vi hadde høyere oksygenkonsentrasjoner i reaktorene når temperaturen var lav. Maksimal nitrifiseringshastighet i enkeltreaktorer var noe høyere i perioden med forfelling pluss etterdenitrifisering (ca. 1,2 g NH₄-N/m²d ved 8–9°C og 10 mg O₂/l) enn i perioden med fordenitrifisering (ca. 1,0 g NH₄-N/m²d ved 8–9°C og 10 mg O₂/l).

Ved bruk av råvann som karbonkilde ble denitrifiseringen begrenset av mangel på lett tilgjengelig organisk materiale, slik at denitrifiseringshastighetene ble lave (< 0,4 g NO₃-N/m²d). Ved tilsetning av ekstern karbonkilde til etterdenitrifiseringsprosessen ble det målt denitrifiseringshastigheter opp i 2,2 g NO₃-N/m²d i første anoksiske reaktor.

For rensing av et typisk norsk avløpsvann viste forsøkene at det er realistisk å fjerne 50–70% totalnitrogen ved bruk av fordenitrifisering, med et resirkuleringsforhold på ca. 2,0 og en total hydraulisk oppholdstid i biofilmreaktorene på ca. 6 timer. Ved bruk av etterdenitrifisering med tilsetning av en ekstern karbonkilde kan man oppnå svært høye renseeffekter, f.eks. mer enn 85% nitrogenfjerning med mindre enn 3

timer total hydraulisk oppholdstid i biofilmreaktorene.

Valg av fordenitrifisering eller etterdenitrifisering vil være avhengig av avløpsvannets sammensetning og krav til renseseffekt. Avløpsvann med rimelig høye konsentrasjoner og en stor andel avleitt nedbrytbart organisk stoff favoriserer bruk av fordenitrifisering, forutsatt at kravet til nitrogenfjerning er moderat (<70% reduksjon). Etterdenitrifisering vil være gunstigst ved krav om høy nitrogenfjerning (>80% reduksjon), rensing av svært fortennnet avløpsvann eller avløpsvann med lav andel av lett nedbrytbart organisk stoff.

Forsøksresultatene fra pilot-anlegget indikerte at de nitrifiserende reaktorene kan dimensjoneres for ammoniumbelastninger på henholdsvis ca. 1,0 g NH₄-N/m²d i en fordenitrifiseringsløsning og ca. 1,4 g NH₄-N/m²d i en etterdenitrifiseringsløsning. Dette forutsetter imidlertid et høyt oksygeninnhold og at man på forhånd har fjernet mesteparten av det organiske materialet. De denitrifiserende reaktorene bør dimensjoneres for en denitrifiseringshastighet på maksimalt 0,3 g NO₃-N/m²d ved fordenitrifisering av vann med samme sammensetning som i våre forsøk. Ved etterdenitrifisering, med tilførsel av tilstrekkelige mengder eksternt karbonkilde, kan de denitrifiserende reaktorene dimensjoneres for belastninger opp til 2,0 g NO₃-N/m²d.

Pilot-forsøkene ved Nordre Follo renseanlegg ble kjørt med første generasjons biofilmmedium fra KMT. KMT har senere utviklet et biofilmmedium med større effektiv overflate, slik at det vil være mulig å operere med enda kortere oppholdstider enn i våre forsøk.

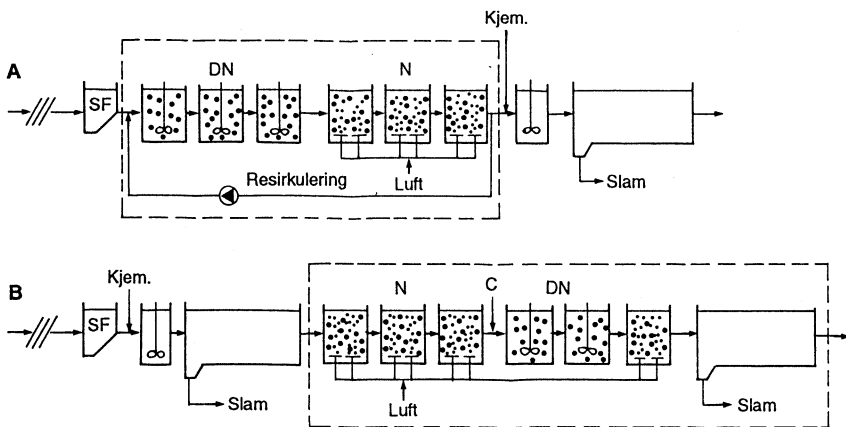
Innledning

Noe av målsettingen med det norske forskningsprogrammet om fjerning av næringsstoffer (FAN-programmet) var å utvikle, teste og dokumentere effekten av biologiske prosesser for nitrogenfjerning. De aktuelle prosessene måtte være arealgjerrige, økonomiske og tilpasset norske forhold. Det var en forutsetning at de kunne kombineres med fosforfjerning i eksisterende kjemiske renseanlegg.

To prosesser pekte seg ut som spesielt interessante for pilot-forsøk. Den ene var basert på fordenitrifisering i biofilmreaktorer, med etterfølgende mellomfelling (se figur 1A). Den andre var basert på forfelling etterfulgt av en etterdenitrifiseringsprosess i biofilmreaktorer (se figur 1B). For å få til en kompakt prosess må nitrifisering og denitrifisering skje i biofilmreaktorer.

I prinsippet kan renseanlegg som vist i figur 1 bygges opp av en eller flere av de tradisjonelle biofilmprosessene, som f.eks. rislefiltre, biorotorer eller dykkede biologiske filtre. For å komme ned i kortest mulige oppholdstider ønsker vi imidlertid et høyt spesifikt biofilmareal. Det kan vi oppnå med det nye biofilmmediet fra Kaldnes Miljøteknologi A/S eller med de franske dykkede biofilmprosessene, slik som **Biofor** fra Degremont, og **Biocarbone** eller **Biostyr** fra OTV. De franske prosessene er i prinsippet oppbygd som sandfiltre med innlagte luftere og de må tilbakespyles på samme måte som tradisjonelle sandfiltre.

Kaldnes Miljøteknologi A/S (KMT) har, i samarbeid med NTH/SINTEF, utviklet en ny type bioreaktor hvor biofilmen vokser på plastelementer. Disse plastelementene har en tetthet i underkant av 1 g/cm³ og de svever rundt



C = ekstern karbonkilde — N = nitrifisering — DN = denitrifisering — SF = sandfang

Figur 1. *Prinsippskisser av renseanlegg med henholdsvis A) fordenitrifisering og B) etterdenitrifisering i biofilmreaktorer, hvor nitrogenfjerningen er tilpasset et eksisterende kjemisk renseanlegg. De stiplede linjene avgrensar selve nitrogenfjerningsprosessen.*

i vannfasen på grunn av den turbulensen som skapes av luftere eller røreverk i reaktorene. Med første generasjons filtermedium kan det spesifikke biofilm-arealet enkelt reguleres fra null opp til ca. 400 m²/m³, ved å tilsette ellet ta ut plastbiter fra reaktorene. KMT-reaktorene har en svært enkel oppbygging og det er enkelt å bygge om eksisterende bassenger og luftetanker til KMT-reaktorer. KMT-reaktorene har lite trykktap og de har ikke behov for tilbakespyling eller resirkulering av slam. For adkomst til luftesystemet i forbindelse med vedlikehold og reparasjoner kan biofilmmediet (plastbitene) pumperes over til en annen KMT-reaktor eller til et ledig basseng for midlertidig lagring.

NTNF har fra starten støttet utviklingen av KMT-reaktorene. Disse reaktorene burde ha et stort potensiale ved

nybygging og oppgradering av kommunale renseanlegg for nitrogenfjerning. I et nasjonalt forskningsprogram om nitrogenfjerning var det derfor naturlig å kjøre forsøk med et pilotanlegg hvor man samtidig fikk testet norskutviklet teknologi.

På denne bakgrunnen bestemte FAN-programmets styringsgruppe at det skulle bygges et pilotanlegg basert på KMTs bioreaktorer. Pilot-anlegget ble plassert på Nordre Follo renseanlegg (NFR). NFR ble valgt fordi man har et avløpsvann med en sammensetning som antas å være representativ for flertallet av de renseanleggene som vil få krav om nitrogenfjerning.

Pilot-anlegget ble først kjørt ett år med fordenitrifisering, som vist skjematisk i figur 1A. Deretter ble anlegget bygd om og kjørt i ca. ett år med etterdenitrifisering, som vist skjematisk i

figur 1B. De viktigste resultatene fra disse pilot-forsøkene blir presentert her. For detaljert omtale av forsøksanleggene og resultatene henvises til Rusten og Lorentsen (1992 a,b).

Forsøksopplegg

Kort beskrivelse av pilot-anlegget

Pilot-anlegget bestod av seks bioreaktorer i serie med en etterfølgende sedimenteringstank. Hver bioreaktor hadde et vannvolum på 0,565 m³. Spesifikt biofilmareal var innledningsvis ca. 207 m²/m³ i de tre første reaktorene og ca. 310 m²/m³ i de tre neste reaktorene. Etter kort tid ble spesifikt biofilmareal justert til ca. 310 m²/m³ i samtlige reaktorer. To reaktorer hadde diffusorlufte, to hadde omrørere og to hadde både lufte og omrørere. Dette ga stor fleksibilitet med hensyn på størrelsen av henholdsvis anoksiske og aerobe soner.

Forsøkene med fordenitrifisering ble kjørt med avløpsvann fra utløpet av sandfanget på NFR. Dette råvannet ble forbehandlet i en sil (Rotostrainer) med lysåpning på 0,5 mm, før det ble pumpet til pilot-anlegget. Ved fordenitrifisering kommer den anoksiske sonen først (se figur 1A), og denne bestod av 2, 3 eller 4 reaktorer i serie. Størrelsen på den etterfølgende aerobe sonen varierte også fra 2 til 4 reaktorer i serie, avhengig av hvor mange reaktorer som ble kjørt anoksiske. Med 3 eller 4 aerobe reaktorer i serie ble rekkefølgen på de to siste reaktorene byttet hver uke (ved omstilling av ventiler). Dette ble gjort for å kunne opprettholde en nitrifiserende biofilm i siste reaktor selv i perioder med lav belastning.

Fordenitrifiseringen ble testet med innløpsvannmengder fra 0,39 til 0,83 m³/h. Resirkulert vannmengde

varierte fra 0,55 til 2,97 m³/h, tilsvarende resirkuleringsforhold (Q_R/Q) fra 0,9 til 7,5. Middelttemperaturen over døgnet i reaktorene varierte fra 7 til 18°C. I en kort periode ble pilot-anlegget kjørt med mellomfelling, for å demonstrere at fordenitrifisering meget enkelt kan kombineres med fosforfjerning. Fosforfjerningen gikk bra, men denne testen vil ikke bli nærmere omtalt her.

Etterdenitrifisering ble testet med kjemisk rensed avløpsvann fra NFR. På grunn av lav alkalitet og svært lave fosfatkonsentrasjoner i dette vannet, var det nødvendig med alkalisering (kalktilsetning) og tilsetning av fosfat på innløpet til pilot-anlegget. Det var også behov for å tilsette skumdemper til første (periodevis også andre) reaktor. For å unngå tilsetning av fosfat i praksis, må forfellingen drives slik at man slipper igjennom nok fosfat til å dekke mikroorganismenes behov i det biologiske rensetrinnet. Forsøkene med etterdenitrifisering ble hele tiden drevet med tre aerobe reaktorer, etterfulgt av to anoksiske reaktorer og én reaktor for etterlufting, slik som vist i figur 1B. Natriumacetat (NaAc) ble brukt som ekstern karbonkilde. En «on-line» nitratmåler fra Prosess-Styring A/S målte nitratkonsentrasjonen ut fra tredje aerobe reaktor og styrte tilsetningen av NaAc.

Forsøkene med etterdenitrifisering ble kjørt med innløpsvannmengder fra 0,43 til 1,79 m³/h. Middelttemperaturen over døgnet i reaktorene varierte fra 8 til 16°C.

Avløpsvannets sammensetning

Sammensetningen av råvannet i de to forsøksperiodene er vist i tabell 1, basert på døgnblandprøver. I tillegg til

Tabell 1. *Sammensetning av avløpsvannet ved Nordre Follo renseanlegg i de to forsøksperiodene, basert på døgnblandprøver.*

	Fordenitrifiseringsperiode Sandavskilt råvann				Etterdenitrifiseringsperiode Forfelt råvann			
	Min.	Maks.	Nedbør	Tørrvær	Min.	Maks.	Nedbør	Tørr- vær
Total COD (mg/l)	94	470	188	295	27	105	42	64
Filtrert COD (mg/l)	40	179	48	114	23	95	31	58
BSCOD ¹⁾ (mg/l)	13	136	18	68	4	56	12	30
SS (mg/l)	56	656	132	140	2	42	13	6
Tot. N ²⁾ (mg/l)	9,6	36,3	15,6	31,2	9,2	32,3	12,9	24,8
NH ₄ -N (mg/l)	6,3	28,8	12,6	24,5	3,9	37,7	7,6	26,9
NO ₂ -N (mg/l)	0,01	0,30	0,12	0,02	0,01	0,32	0,08	0,04
NO ₃ -N (mg/l)	0,18	2,9	2,0	0,40	0,10	3,3	2,5	0,38
Total P (mg/l)	---	---	---	3,42 ³⁾	<0,01	0,65	0,17	0,06
PO ₄ -P (mg/l)	---	---	---	1,32 ³⁾	<0,01	0,21	<0,01	0,02
Alkalitet (mckv./l)	1,6	3,5	2,1	3,4	0,5	2,0	0,9	1,7

- 1) Biologisk nedbrytbart, løst COD.
- 2) Påliteligheten av tot.N-målingene er usikker idet tot.N-verdiene ofte var lavere enn summen av de uorganiske N-forbindelsene. Sannsynligvis medfører mangelfull oksydering av NH₄-N og organisk N at tot. N-verdiene på innløpsvannet er for lave, spesielt i tørrværsperioder.
- 3) Fosforinnholdet ble ikke systematisk registrert i denne perioden bortsett fra i to uker da middelverdiene var som angitt.

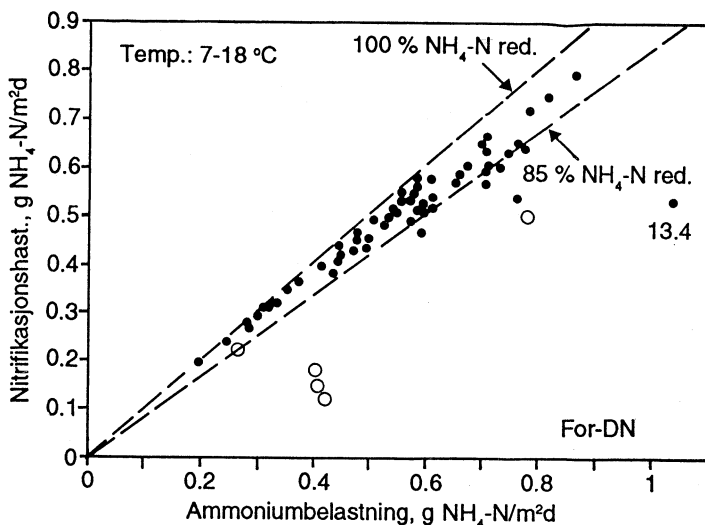
minimums- og maksimumsverdier viser tabellen typiske verdier for et døgn med nedbør og et døgn med tørrvær i hver periode. Sammensetningen varierte svært mye. Innholdet av lett nedbrytbart, organisk stoff var generelt svært lavt, noe som er ugunstig med tanke på fordenitrifisering. Timeprøver viste at vi hadde store døgnvariasjoner, spesielt i tørrvær. Innløpskonsentrasjonen av NH₄-N varierte f.eks. med en faktor på 4 i løpet av et normalt døgn.

Nitrifisering

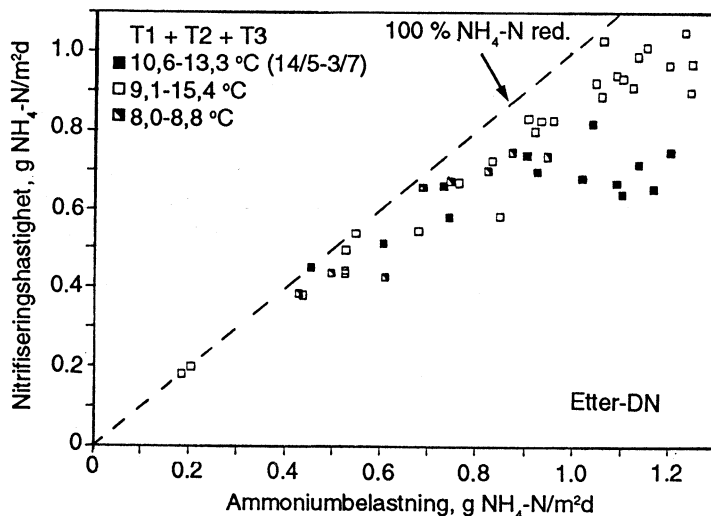
Figurene 2 og 3 viser midlere nitrifiseringshastigheter som funksjon av ammoniumbelastning i periodene med henholdsvis fordenitrifisering og etter-

denitrifisering. Hastigheter og belastninger er beregnet på grunnlag av effektivt biofilmareal.

Ved en gitt ammoniumbelastning lå midlere nitrifiseringshastighet på omtrent samme nivå med begge prosessløsningene. I forfellingsløsningen ble første aerobe reaktor stort sett brukt til nedbrytning av organisk stoff som ikke ble fjernet ved forfellingen. Ved fordenitrifisering ble imidlertid mesteparten av det biologisk nedbrytbare organiske stoffet brukt som karbonkilde i denitrifiseringstrinnet, slik at alle de aerobe reaktorene kunne nitrifisere. Når nitrifiseringshastigheten i prosessløsningen med forfelling og etterdenitrifisering ble beregnet på grunnlag av de rent nitrifiserende reaktorene (2. og 3. aerobe reaktor), viste det



Figur 2. Nitrifiseringshastighet som funksjon av ammoniumbelastning i fordenitrifiseringsperioden, beregnet over aerob del av pilotanlegget. Åpne symboler angir at pilot-anlegget gikk med liten lufttilførsel. Tallverdien ved datapunktet til høyre angir organisk belastning (g total COD/m²d) for dette punktet.



Figur 3. Nitrifiseringshastighet som funksjon av ammoniumbelastning i etterdenitrifiseringsperioden, beregnet som middelværdier over de tre første aerobe reaktorene. Sorte punkter angir perioden før sommerferien med relativt ny biofilm, de andre punktene angir perioden etter sommerferien.

seg at hastigheter på 1,6 g $\text{NH}_4\text{-N}/\text{m}^2\text{d}$ ble oppnådd med samtidig høy nitrifikasjonsgrad (>85%). Den maksimale nitrifikasjonshastighet i fordenitrifiseringsalternativet for tilsvarende nitrifikasjonsgrad var ca. 1 g $\text{NH}_4\text{-N}/\text{m}^2\text{d}$.

Organisk belastning og oksygenkonsentrasjon var de faktorene som i størst grad påvirket nitrifisering. Med begge prosessløsninger fant man at nitrifisering ble svært redusert ved belastninger over 10 g COD/ m^2d .

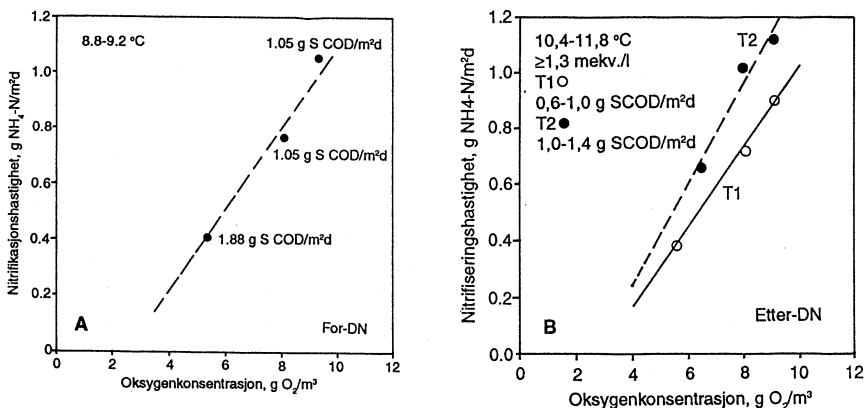
Nitrifiseringshastigheten sank når utløpskonsentrasjonen av ammonium falt under ca. 3 mg $\text{NH}_4\text{-N}/\text{l}$. Dette skyldes at nitrifisering da gikk over fra primært å være begrenset av oksygenkonsentrasjonen til primært å være begrenset av ammoniumkonsentrasjonen.

Forsøksresultatene fra pilot-anlegget indikerte at de nitrifiserende reaktorene kan dimensjoneres for ammoniumbelastninger på henholdsvis ca. 1,4 g $\text{NH}_4\text{-N}/\text{m}^2\text{d}$ i en etterdenitrifise-

ringsløsning og ca. 1,0 g $\text{NH}_4\text{-N}/\text{m}^2\text{d}$ i en fordenitrifiseringsløsning. Dette forutsetter imidlertid at man på forhånd har fjernet mesteparten av det organiske materialet, at man har et høyt oksygeninnhold og at andre faktorer som pH, alkalitet, inhiberende stoffer etc. ikke hemmer nitrifisering. Ønsker man utløpskonsentrasjoner under 3 mg $\text{NH}_4\text{-N}/\text{l}$ må dessuten siste nitrifiserende reaktor dimensjoneres for lavere belastninger enn det som er antydnet foran.

Oksygenkonsentrasjonens innflytelse

For å se på effekten av oksygenkonsentrasjonen ble det kjørt korttidstester med varierende luftmengder. Resultatene er vist i figur 4. Med begge prosessløsninger var nitrifiseringshastigheten tilnærmet lineært avhengig av oksygenkonsentrasjonen i variasjonsområdet 4—9 mg O_2/l ved temperaturer rundt 10°C. Den organiske belastningen har naturlig nok betydning. Ved



Figur 4. Oksygenkonsentrasjonens innflytelse på nitrifiseringshastigheten i KMT-reaktorene. Resultater fra korttidstester ved henholdsvis a) fordenitrifisering og b) etterdenitrifisering. Nedbrytningen av løst organisk stoff (g SCOD/ m^2d) er også gitt i figuren.

forfelling/etterdenitrifisering gikk reaktor 1 (T1) normalt med lite nitrifisering pga. den organiske belastningen. I den perioden denne testen pågikk, var imidlertid den organiske belastningen på denne reaktoren unormalt lav, noe som førte til god nitrifisering.

Alle kurvene i figur 4 ser ut til å skjære x-aksen ved 2,5—3 mg O₂/l, noe som kan tyde på at dette er den laveste oksygenkonsentrasjonen vi kan ha for i det hele tatt å få nitrifikasjon i denne reaktortypen. Vi ser forøvrig at nitrifikasjonshastigheten kunne fordobles ved å øke oksygenkonsentrasjonen fra 5 til 8 mg O₂/l.

Denne sterke oksygenavhengigheten kan sies å representere både en ulempe og en fordel med KMT-reaktoren. Det er selvsagt en ulempe dersom det høye oksygennivået i praksis vil kreve at nødvendig tilført luftmengde blir tilsvarende stor. Imidlertid er det grunn til å anta at oksygenoverføringen i systemet er god som en følge av tilstedeværelsen av mediet i reaktoren. Dette vil i så fall føre til et lavere luftbehov, f.eks. sammenlignet med aktivslamprosessen, enn det man skulle kunne forvente ut fra betraktninger om ønsket oksygenkonsentrasjon ved nitrifiseringen.

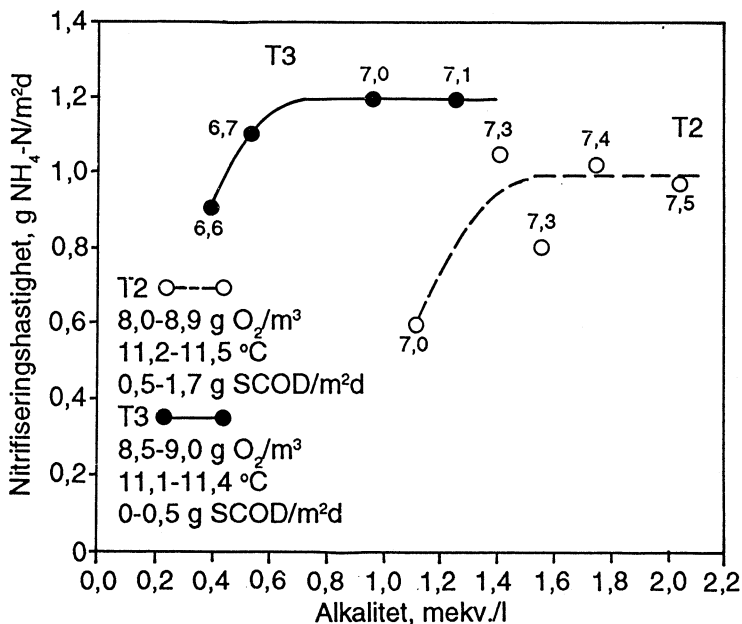
Fordelen med den sterke oksygenavhengigheten, har sammenheng med muligheten til å styre prosessen. Nitrifiseringsgraden kan styres etter oksygeninnholdet. Med andre ord kan volumene i bassengene utnyttes optimalt ved at nitrifiseringshastigheten reguleres ved hjelp av tilført luftmengde. Det vil være lønnsomt å operere med høy lufttilførsel og oksygenkonsentrasjon i starten av nitrifiseringsreaktoren der oksygen er begrensende for nitrifiseringen, og så senke oksygenkonsentrasjonen i slutten av

nitrifiseringstrinnet (siste reaktor) i de periodene av døgnet hvor ammoniuminnholdet er lavt og dermed begrensende for prosessen.

Alkalitetens innflytelse

Forfelt avløpsvann fra NFR hadde lav alkalitet og kalk ble brukt til å øke alkaliteten før avløpsvannet gikk inn på pilot-anlegget. Dette ga oss muligheten til å kjøre forsøk med varierende alkalitet i de nitrifiserende reaktorene. I litteraturen (Siegrist og Gujer, 1987) er det angitt at en restalkalitet på 1,5 mekv/l er nødvendig for ikke å få alkalitetsbegrensning på nitrifiseringen ved biofilmykkelser på 0,5 mm. Denne verdien blir ofte brukt som en tommelfingerregel for nitrifiserende biofilmer. I figur 5 er vist nitrifiseringshastigheter som funksjon av alkaliteten i de rent nitrifiserende reaktorene (reaktor 2 og 3) i etterdenitrifiseringsløsningen.

Det fremgår at den ovenfor nevnte tommelfingerregelen passet godt for reaktor 2, men at man i reaktor 3 kunne operere med betydelig lavere alkalitet (0,7—0,8 mekv/l) før alkalitetsbegrensning inntraff. Dette har sannsynligvis sammenheng med betydelig tynnere biofilm i reaktor 3. Tynnere biofilm betyr at pH innerst i biofilmen ikke faller til så lave verdier som den ville i en tykk biofilm. Dersom det i praksis viser seg at man kan drive et nitrifiserende biofilmanlegg med en alkalitet på 0,7—0,8 mekv/l i siste reaktor uten at nitrifiseringshastigheten reduseres, kan dette få stor betydning for driftsøkonomien. Forbruket av kalk kan reduseres betraktelig i anlegg som ellers ville ha alkalisert vannet til en restalkalitet på 1,5 mekv/l.



Figur 5. Nitrifiseringshastigheter i reaktorene 2 og 3, som funksjon av alkaliteten i reaktorene. Tallene ved hvert datapunkt angir pH-verdien i vannfasen. Faktatabellen nederst til venstre i figuren viser oksygenkonsentrasjoner, temperaturer og nedbrytningshastigheter av filtrert COD (SCOD).

Temperaturavhengighet

Alle biologiske prosesser er temperaturavhengige. Ved nitrifisering med KMT-reaktorene ble imidlertid temperatureffektene i stor grad maskert ved at prosessen normalt var oksygenbegrenset, og ved at vi hadde høyere oksygenkonsentrasjoner ved lave temperaturer. Den samme maskeringen av temperatureffekter har man forøvrig sett ved nitrifisering med rislefiltre (Okey & Albertson, 1989).

Ved å ta hensyn til endringene i oksygeninnholdet kunne vi beregne den virkelige temperatureffekten. Beregningene resulterte i en temperaturkoeffisient på $\Theta = 1,09$ ($r_{T2} = r_{T1} \cdot \Theta^{(T2-T1)}$).

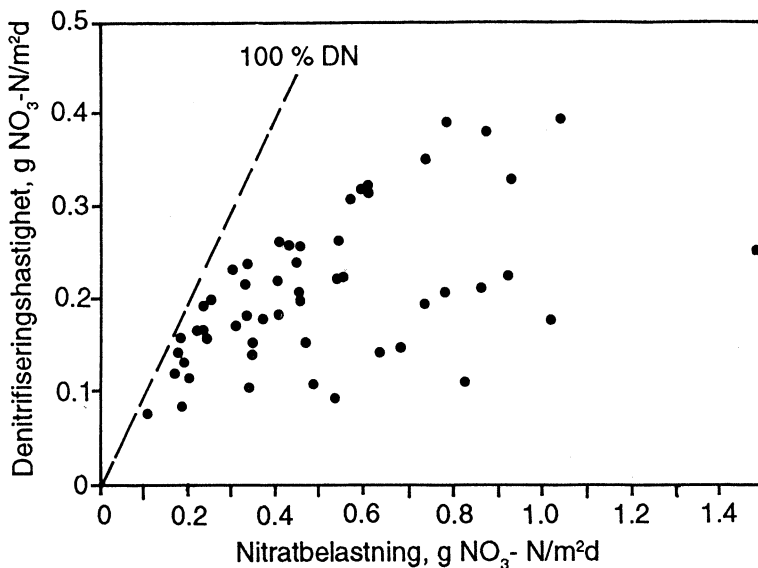
Denitrifisering

Fordenitrifisering

Det var vanskelig å oppnå god denitrifisering i fordenitrifiseringsanlegget. Hovedårsakene til dette var at råvannet inneholdt svært lite lett nedbrytbart organisk materiale, og at innløpsvann pluss resirkulert vann i praksis var tilnærmet mettet med oksygen. Dermed ble mye av det biologisk nedbrytbare materialet brukt til å fjerne oksygen.

Stikkprøver viste at forholdet mellom filtrert BOD₅ og TN i råvannet var ca. 1,5. Dette er veldig lavt og tilsier at denitrifiseringshastigheten vil bli lav.

Figur 6 viser denitrifiseringshastigheten som funksjon av nitratbelast-



Figur 6. Denitrifiseringshastigheten i fordenitrifiseringsanlegget, som funksjon av nitratbelastningen. Beregnet over hele den anoksiske delen, med fra to til fire reaktorer i serie.

ningen. Konsentrasjonen av lett nedbrytbart organisk materiale i innløpet til første anoksiske reaktor var svært lavt, med verdier fra nær null opp til ca. 40 g BSCOD/m³. Temperaturen varierte fra ca. 8 til 16°C.

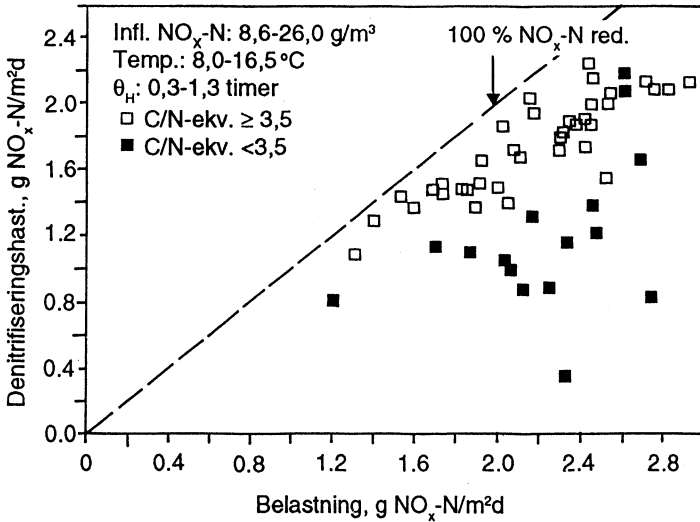
Dimensjonerende denitrifiseringshastighet vil være helt avhengig av tilgangen på lett nedbrytbart organisk stoff. Med samme type avløpsvann som ved NFR bør man ikke dimensjonere for høyere denitrifiseringshastigheter enn 0,3 g NO₃-N/m²d.

Etterdenitrifisering

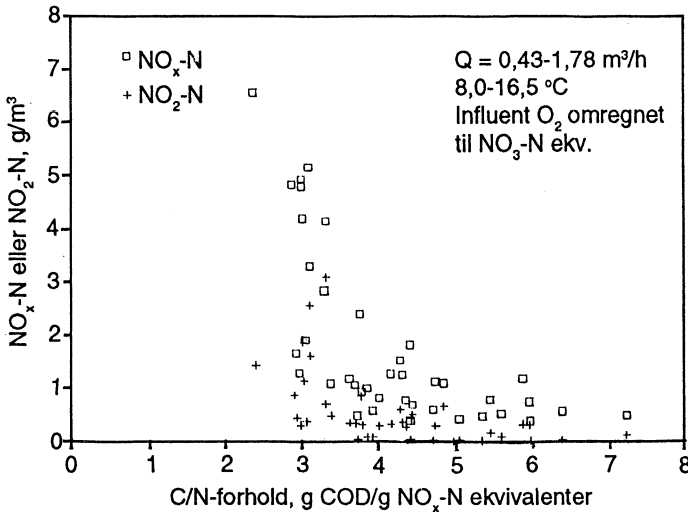
Ved etterdenitrifisering, hvor man styrer tilførselen av eksternt karbonkilde, kan man oppnå høye denitrifiseringshastigheter. Figur 7 viser denitrifiseringshastigheter i første anoksiske

reaktor for C/N-forhold henholdsvis over og under 3,5 g COD/g NO₃-N ekvivalenter. Ved angivelse av C/N-forholdet har innløpskonsentrasjonene av O₂ og NO₂ blitt regnet om til ekvivalente mengder NO₃-N. Resultatene tyder på at man ved tilførsel av tilstrekkelige mengder karbonkilde kan dimensjonere de anoksiske reaktorene for belastninger på 2 g NO₃-N/m²d.

C/N-forholdet er viktig for denitrifiseringsprosessen. Blir C/N-forholdet for lavt vil vi få en ufullstendig denitrifisering, en lav denitrifiseringshastighet og økte utløpskonsentrasjoner av NO₂ og NO₃. Figur 8 viser konsentrasjonene av NO_x-N og NO₂-N ut fra siste anoksiske reaktor, som funksjon av C/N-forholdet gitt som g COD/g NO₃-N ekvivalenter. To punkter med



Figur 7. Denitrifiseringshastigheter i første anoksiske reaktor i etterdenitrifiseringsanlegget, som funksjon av $\text{NO}_x\text{-N}$ belastning. C/N-forholdet er angitt som g COD/g $\text{NO}_3\text{-N}$ ekvivalenter.



Figur 8. Konsentrasjonen av $\text{NO}_x\text{-N}$ og $\text{NO}_2\text{-N}$ ut fra siste anoksiske reaktor i etterdenitrifiseringsanlegget, som funksjon av C/N-forholdet. Innløpskonsentrasjonen av oksygen er omregnet til $\text{NO}_3\text{-N}$ ekvivalenter og C/N-forholdet er gitt som g COD/g $\text{NO}_3\text{-N}$ ekvivalenter.

innløpskonsentrasjoner under 0,02 g $\text{PO}_4\text{-P}/\text{m}^3$ viste klart reduserte omsetningshastigheter på grunn av fosfatmangel og er ikke med i figuren.

Det framgår av figur 8 at vi ved et C/N-forhold på minimum 4 g COD/g $\text{NO}_3\text{-N}$ ekvivalenter alltid hadde under 2 mg $\text{NO}_x\text{-N}/\text{l}$ ut av anoksiske sone. Dette er et relativt lavt C/N-forhold. Grunnen til det gode resultatet var bruken av en on-line nitratanalysator som automatisk regulerte natriumacetatdoseringsen i takt med endrede innløpskonsentrasjoner av $\text{NO}_3\text{-N}$.

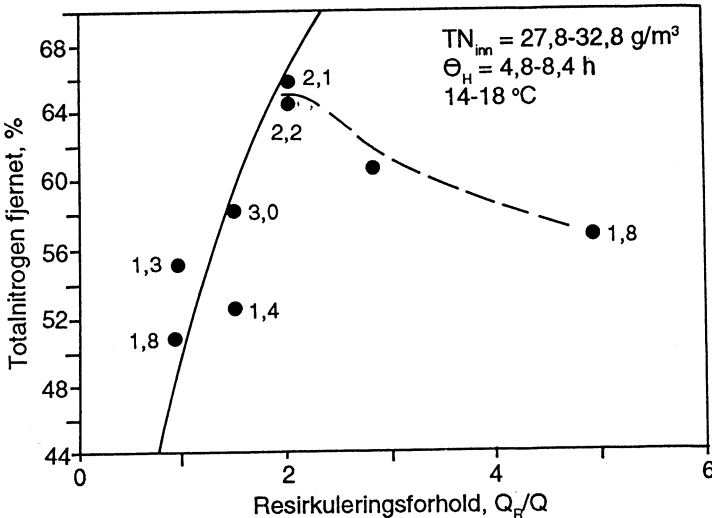
Fjerning av totalnitrogen

Fordenitrifisering

I fordenitrifiseringsløsningen var renseeffekten mht totalnitrogen påvirket av nitrogenkonsentrasjonen i rå-

vannet, C/N-forholdet, resirkuleringsforholdet og størrelsen på den anoksiske sonen. Normalt var tilgangen på organisk stoff som karbonkilde for denitrifisering den begrensende faktoren. Med de lave C/N-forhold som eksisterte ved NFR, og som sannsynligvis er representative for en stor del av norske anlegg som skal fjerne nitrogen, måtte man opp i en størrelse på den anoksiske sonen som utgjorde 2/3 av hele bioreaktorvolumet for å komme i nærheten av 70% renseeffekt mht totalnitrogen.

Figur 9 viser renseeffekten ved fordenitrifiseringsforsøkene som funksjon av resirkuleringsforholdet i en situasjon der anoksiske sone utgjorde 50% av bioreaktoren, og hvor innløpskonsentrasjonen var høyere enn hva som var normalt ved anlegget. Rense-



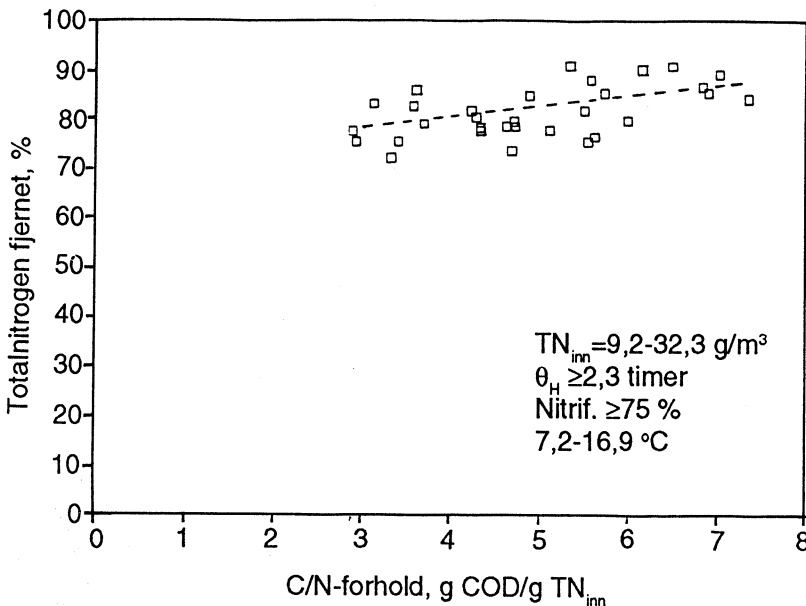
Figur 9. Fjerning av totalnitrogen som funksjon av resirkuleringsforholdet i fordenitrifiseringsanlegget med en anoksiske sone på 50% av totalt biofilmareal og konsentrert innløpsvann. Tallverdiene ved datapunktene i figuren angir C/N-forhold i råvannet som g BSCOD/g TN.

effekten fulgte godt den teoretiske kurve basert på en betraktning av resirkuleringsforholdet ($R=r/(r+1) \cdot 100\%$, der $r = \text{resirkuleringsforholdet} = Q_r/Q_{\text{inn}}$) opp til et resirkuleringsforhold på 2 (teoretisk renseseffekt på 67%). Med høyere resirkuleringsforhold sank renseseffekten. Dette skyldes dels den høyere oksygenmengde som returneres til denitrifiseringsreaktoren sammen med det resirkulerte vannet og dels det faktum at konsentrasjonen av lett nedbrytbart organisk stoff i tilløpsvannet blir fortennet av det resirkulerte vannet. For å kunne håndtere denne situasjonen, måtte i dette tilfellet den anoksiske reaktoren ha vært større.

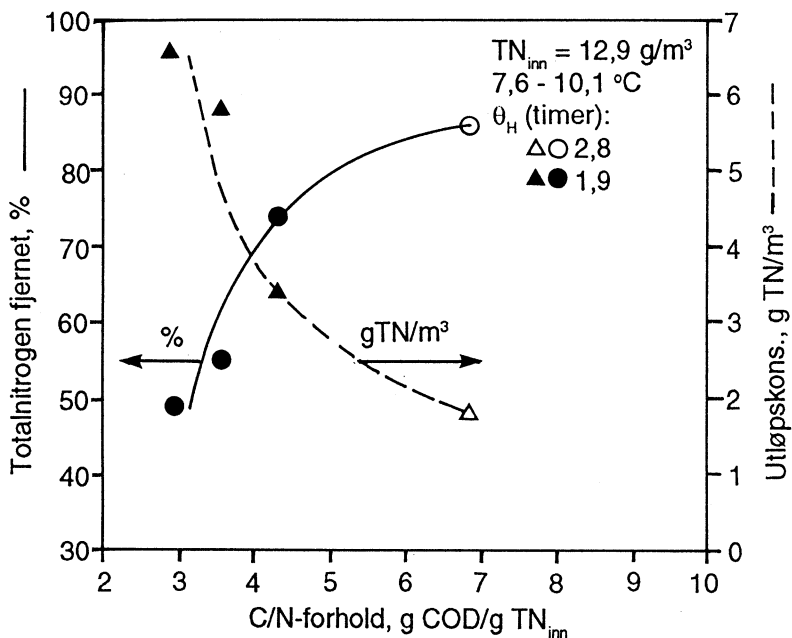
Etterdenitrifisering

Figur 10 viser renseseffekten mhp. totalnitrogen for samtlige døgn i etterdenitrifiseringsperioden hvor ikke sterkt begrensende forhold opptrådte. Selv ved så lave C/N-forhold som 2,9 g COD tilført/g TN i innløpet fjernet vi over 70% totalnitrogen i biofilmanlegget. I tillegg fjernes naturligvis en del totalnitrogen i forfellingene, slik at nitrogenfjerningen i et komplett rensesanlegg vil være større enn vist i figur 10.

Høy prosentvis fjerning av nitrogen fra tynt avløpsvann har blitt ansett som krevende, fordi man må ned i meget lave utløpskonsentrasjoner. Figur 11 viser imidlertid at vi ved etterdenitri-



Figur 10. Renseseffekt med hensyn på totalnitrogen i etterdenitrifiseringsanlegget, vist som funksjon av C/N-forholdet (g COD tilført/g TN i innløpet). Døgnprøver med mindre enn 75% nitrifisering i reaktorene T1 til T3, eller med mindre enn 2,3 timer total hydraulisk oppholdstid er utelatt.



Figur 11. Renseeffekter og utløpskonsentrasjoner av totalnitrogen, som funksjon av C/N-forholdet (g COD tilført/g TN i innløpet) ved rensing av tynt avløpsvann i et etterdenitrifiseringsanlegg. Døgnprøver fra uke 46, 1991.

fisering kan komme opp i ca. 90% nitrogenfjerning selv med relativt tynt avløpsvann. Et C/N-forhold på 4,0 g COD tilført/g TN i innløpet og en total hydraulisk oppholdstid i bioreaktorene («empty bed residence time») på 1,9 timer var nok til å fjerne minst 70% av totalnitrogenet.

Slamseparasjon og slamproduksjon

Slammet fra pilot-anlegget hadde gode sedimenteringsegenskaper. I etterdenitrifiseringsperioden, med den grønne sedimenteringstanken i pilot-anlegget og overflatebelastninger $\geq 1,1 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$,

lå f.eks. utløpskonsentrasjonen av suspendert stoff alltid i området 6-9 gSS/m³.

Midlere spesifikk slamproduksjon var 0,59 kg TS/kg total COD tilført ved bruk av fordenitrifiseringsprosessen og 0,25 kg TS/kg COD tilført ved bruk av etterdenitrifiseringsprosessen. Da er bidraget fra den eksterne karbonkilden inkludert i tallverdien for tilført COD til etterdenitrifiseringsprosessen. I et fullskala renseanlegg med forfelling og etterdenitrifisering må man imidlertid være klar over at man i tillegg vil få produsert slam i forfellingstrinnet og at det kjemiske slammet fra dette trinnet vil dominere den totale slamproduksjonen.

Referanser

- Okey R. and Albertson O.E. (1989): Diffusion's role in regulating rate and masking temperature effects in fixed-film nitrification. Journal WPCF, Vol. 61, No. 4, pp. 500—509.
- Rusten B. og Lorentsen A. (1992a): Pilot-forsøk med nitrogenfjerning ved Nordre Follo kloakkverk. I. Fordenitrifisering med dykket biologisk filter. FAN-rapport.
- Rusten B. og Lorentsen A. (1992b): Pilot-forsøk med nitrogenfjerning ved Nordre Follo kloakkverk. II. Etterdenitrifisering med dykket biologisk filter. FAN-rapport.
- Siegrist H. and Gujer W. (1987): Demonstration of mass transfer and pH effects in a nitrifying biofilm. Wat. Res., Vol. 21, No. 12, pp. 1481—1487.



Vi utfører tverrfaglig planlegging og prosjektering innen:

- *Vannbehandling*
- *Kommunale og industrielle renseanlegg*
- *Slambehandling*
- *Avfallsbehandling*
- *Aquakultur*

INGENIØR CHR. F. GRØNER A.S

Boks 414, 1322 Høvik. Tlf. (02) 12 80 00

Sarpsborg - Fredrikstad - Moss - Ski - Moelv - Hamar - Elverum - Porsgrunn - Skien - Larvik - Kristiansand
- Bergen - Førde - Åleund - Kristiansund - Trondheim - Bodø - Narvik - Finnsnes - Tromsø