

Laboratorieforsøk med nitrogenfjerning i KMT-reaktor med forfelling og etterdenitrifikasjon

Av Lars J. Hem

Lars J. Hem er dr. ing., og seniorforsker hos Aquateam - Norsk vann-teknologisk senter A/S.

Sammendrag og konklusjoner

Det er gjennomført forsøk i laboratorieskala med nitrifikasjon og denitrifikasjon i en biofilmprosess. Biofilmprosessen som ble benyttet var Kaldnes Miljøteknologis «Moving Bed Biofilm Reactor».

Forsøksanlegget var bygget opp som et etterdenitrifikasjonsanlegg med forfelling. Innløpsvannet var syntetisk, med en sammensetning som kommunal kloakk hva gjelder nitrogenforbindelser, fosfor, og organisk stoff målt som kjemisk oksygenforbruk.

Fellingskjemikaliet som ble benyttet var PAX 60. I fellingstrinnet ble ca. 90% av det partikulære organiske stoffet fjernet, samtidig som utløpskonsentrasjonen av totalt fosfor var ca. 1 mg P/l. Dersom konsentrasjonen av totalt fosfor ble redusert til 0,2—0,3 mg P/l, ble det for lite fosfor til bakterienes cellevekst, og nedbrytningshastighetene sank drastisk i løpet av 14 dager.

Å øke innholdet av totalt fosfor i innløpsvannet ut over 1—2 mg P/l hadde ingen påviselig effekt på reaksjonshastighetene i bioreaktorene.

I de tilfellene der forholdet mellom oksygen- og ammoniumkonsentrasjonene var 2—3 mg O₂/mg NH₄-N eller

lavere var oksygenkonsentrasjonen begrensende for nitrifikasjonshastigheten. Denne hastigheten var da tilnærmet en lineær funksjon av oksygenkonsentrasjonen. Det ble oppnådd nitrifikasjonshastigheter på ca. 1,0 g NH₄-N/m² · d (0,3 kg NH₄-N/m³ · d) med en oksygenkonsentrasjon på 7—9 mg O₂/l, og under forutsetning av at det organiske stoffet var brutt ned i et forutgående rensetrinn/reaktor.

Nitrifikasjonshastigheten sank med økende organisk belastning. Ved organiske belastninger over ca. 10 g COD/m² · d var det så godt som ingen nitrifikasjon.

Det var ingen påviselig effekt av å ha flere reaktorer i serie så lenge oksygenkonsentrasjonen var begrensende for nitrifikasjonshastigheten. Dersom ammoniumkonsentrasjonene i utløpet fra de aerobe reaktorene var så lave at disse var begrensende for hastigheten, ville en oppdeling i flere reaktorer gi et mere kompakt anlegg enn én stor reaktor.

Doseringen av eksternt karbon til denitrifikasjonstrinnet måtte være ca. 20 mg COD/l for å bringe oksygennivået i den anoksiske reaktoren ned fra en innløpskonsentrasjon på 9—10 mg O₂/l til under 1 mg O₂/l.

Forutsatt at det var overskudd av nitritt og nitrat, var denitrifikasjonshastigheten avhengig av mengden dosert karbon og dermed C/N-forholdet. En økning i C/N-forholdet medførte en økning i denitrifikasjonshastigheten inntil C/N-forholdet oversteg ca. 10 mg COD/mg NO₃-N-ekvivalenter.

Med belastninger under 1,4 g NO_x-N/m² · d ble det oppnådd ca. 90% reduksjon av NO_x-N ved C/N-forhold på 3—4 mg dosert COD/mg NO₃-N-ekvivalent. Ved høyere belastninger måtte C/N-forholdet økes for å oppnå tilsvarende %-vise reduksjon, noe som medførte en betydelig konsentrasjon av løst organisk stoff i utløp.

Med ca. 4,5 timers total hydraulisk oppholdstid i bioreaktorene, og 20—25 mg tot—N/l etter forfelling, ble det oppnådd 75—80% reduksjon av totalt nitrogen og ca. 90% reduksjon av totalt uorganisk nitrogen.

Forutsatt en dosering av karbon som var tilpasset innløpskonsentrasjonene av NO_x-N, medførte ikke belastningsvariasjoner over døgnet noen økning i de midlere utløpskonsentrasjonene av organisk stoff eller nitrogen i forhold til det som ble oppnådd under steady-state-forhold og med den samme midlere døgnelastningen av organisk stoff og nitrogen.

Innledning

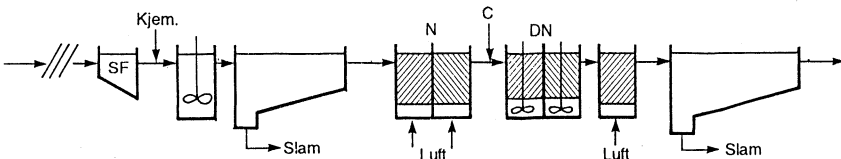
En av de oppgavene som skulle utføres av det norske forskningsprogrammet om fjerning av næringsstoffer (FAN) var en eksperimentell utprøving av løsninger som syntes særlig aktuelle på grunnlag av teknisk/økonomiske analyser. Biologisk nitrogenfjerning i kompakte biofilmreaktorer var en løsning som ble utprøvd eksperimentelt.

Det ble utført pilotforsøk ved Nordre Follo kloakkverk, både med fordenitrifikasjon og etterdenitrifikasjon (Rusten og Lorentsen, 1992-1, 1992-2). I et pilotanlegg ved et avløpsrensaneanlegg vil man imidlertid ha tildels store variasjoner i sammensetningen av innløpsvannet. For å kunne studere viktige forhold knyttet til nitrifikasjon og denitrifikasjon, ble det utført forsøk i laboratorieskala ved SINTEF/NTH (Hem et al., 1992).

Renseanlegg med forfelling og biologisk nitrogenfjerning med etterdenitrifikasjon i biofilmprosesser kan bygges opp som vist i figur 1.

Det eksisterer flere typer biofilmreaktorer, f.eks. rislefiltre, biorotorer og dykkede biologiske filtre. Alle disse reaktortypene kan benyttes til nitrifikasjon og denitrifikasjon.

Kaldnes Miljøteknologi (KMT) har utviklet en ny type bioreaktor i samar-



Figur 1 Eksempel på oppbygging av nitrogenfjerningsanlegg med forfelling og etterdenitrifikasjon i biofilmreaktorer.

beid med SINTEF/NTH. Reaktorene, som er betegnet «moving bed biofilm reactor», er fylt med plastelementer med høyde og diameter på ca. 10 mm, og tetthet i underkant av 1 g/cm³. Elementene «svever» i vannfasen i reaktorene. Energien, som er nødvendig for å skape bevegelsen, kommer fra luftere eller mekaniske omrørere. Bioreaktorene kan bygges svært kompakte, med et spesifikt areal på over 300 m²/m³.

Utviklingen av KMT-reaktoren har vært støttet av NTNF, som også ønsket at denne norske teknologien skulle benyttes i forsøkene med biologisk nitrogenfjerning.

Forsøksopplegg

Flytskjema for forsøksanlegget er vist i figur 2, og data for anlegget er gitt i tabell 1.

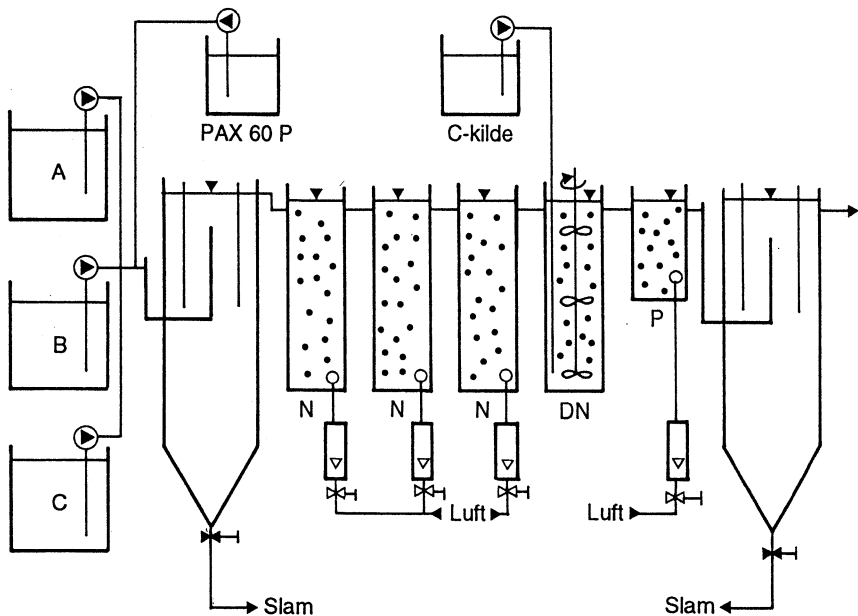
Innløpsvannet var syntetisk og hadde en sammensetning som simulerte kommunal kloakk mhp. fosfor, nitrogen, og organisk stoff målt som COD. Innløpsvannets sammensetninger er gitt i tabell 2.

Av praktiske årsaker ble varierende belastninger oppnådd ved å variere konsentrasjonene i innløpsvannet, mens den hydrauliske belastningen var konstant.

I tillegg ble det dosert ca. 2% husholdningskloakk for å få en jevn tilførsel av mikroorganismer.

Det ble utført tre typer forsøk:

- forsøk i perioder med stabil belastning («steady-state»).
- forsøk som skulle simulere støtbelastninger.
- forsøk med varierende belastninger med så korte tidsintervaller at biofilmen ikke var forventet å bli akkli-



N = nitrifiserende bioreaktor. DN = denitrifiserende bioreaktor. P = polering.

Figur 2. Forsøksanlegget.

Tabell 1. *Data for forsøksanlegget*

Felling/flokkulering:

- Fellingskjemikalie: PAX 60.
- Innblandingsenh: $Re = 4700$ og oppholdstiden ca. 0,2 sek ved en hydraulisk belastning på 20 l/h.
- Rørflokkulering: En ca. 1 m lang slange med innvendig diameter 15 mm. G-verdi er 8 sek^{-1} , og oppholdstiden ca. 32 sek ved en belastning på 20 l/h.

Sedimenteringstank:

- Overflateareal: $A = 0,078 \text{ m}^2$.
- Totalt volum var 90 l, hvorav 13 l var slamlomme.

Bioreaktorer:

- Volum 19,4 l for nitrifiserende og denitrifiserende reaktorer, 10 l for poleringsreaktoren.
- Bæremateriale for biofilm var KMTs førstegenerasjonsmedie.
- Aerobe reaktorer hadde spesifikt areal $300 \text{ m}^2/\text{m}^3$ basert på innvendig areal på mediet. Dette ga et innvendig areal på $5,8 \text{ m}^2$ pr. reaktor.
- Anacrobe reaktorer hadde spesifikt areal $200 \text{ m}^2/\text{m}^3$ basert på innvendig areal på mediet såfremt intet annet er angitt. Dette ga et innvendig areal på $3,9 \text{ m}^2$ pr. reaktor.
- Karbonkilde for denitrifikasjon var en blanding av eddiksyre og natriumacetat som ga nøytral pH.

Tabell 2. *Sammensetningen av det syntetiske avløpsvannet*

	Fra lagertank 1			Fra lagertank 2		
	Lav belastning	Middels belastning	Høy belastning	Lav belastning	Middels belastning	Høy belastning
NH_4Cl	50 mg/l	75 mg/l	100 mg/l			
NaHCO_3	400 "	470 "	530 "			
KH_2PO_4	25 "	37,5 "	50 "			
Eddiksyre				60 mg/l	90 mg/l	119 mg/l
Na-acetat				14,5	22	29
Humussyre				3	4,5	6
Stivelse				30	45	60
Fiskemel				29	43	52
CaCl_2				55	55	55
Latex				5	7,5	10
				Konsentrasjonen inn på pilotanlegget etter fortyning med kranvann		
				Lav belastning	Middels belastning	Høy belastning
Ammonium (mg $\text{NH}_4\text{-N/l}$)				12,5	17,8	25
Suspendert stoff (mg SS/l)				100	>100	> 100
Alkalitet (mekv/l)				6	7	8
Totalt organisk stoff (mg TCOD/l)				200	300	400
Løst (filtret) organisk stoff (mg SCOD/l)				75	112	150
pH				8	8	8
Ortho-fosfat (mg P/l)				4,4	6,6	8,8
Totalt fosfor (mg P/l)				5,3	8,0	10,6

matisert til den nye belastningen. Tidsintervallene var da 3—4 timer, dvs. ca. 3 ganger midlere hydraulisk oppholdstid.

Det ble tatt stikkprøver. I de periodene der det var steady-state, var disse stikkprøvene representative for en lengre forsøksperiode, dvs. flere døgn. Stikkprøvene var derfor like representative som blandprøver, samtidig som en minimaliserte faren for biologisk aktivitet i prøvene før analysering/konservering (dypfrysing). Prøvene ble i hovedsak analysert på pH, alkalitet, ammonium, nitritt, nitrat, totalt nitrogen, løst og totalt organisk stoff (COD) og orthofosfat. Temperatur, oksygen og vann- og luftstrømmer ble målt in situ. I tillegg ble prøver av råvannet og utløpsprøver fra forsedimentering og ettersedimentering analysert på totalt fosfor.

Temperaturen var 11—22°C, med et middel på 15°C.

Betydningen av å ha nok fosfor til de biologiske prosessene

Bakteriene har behov for fosfor til cellebyggingen, siden 1—2,5% av biomassen (målt som flyktig suspendert stoff) er fosfor. Det normale er at bakteriene benytter orthofosfat som fosforkilde. Med utgangspunkt i rapporterte utbyttekoeffisienter (Metcalf and Eddy, 1978, Sharma and Ahlert, 1977, Henze et al., 1990), og sammensetningen av vannet etter forfelling, kunne en forvente at det var behov for i størrelsesorden 1 mg PO₄-P/l til oppbygging/vedlikehold av biomasse i bioreaktorene.

I det forfelte vannet var det ca. 0,1 mg PO₄-P/l og ca. 1 mg totalt P/l. Fosforkonsentrasjonen endret seg lite gjennom forsøksanlegget. Såfremt utbyttet,

dvs. produksjon av biomasse og fosforandelen i biomassen var i samme størrelsesorden som forventet ut i fra litteraturen, viser forsøksresultatene at bakterienes fosforkilde ikke nødvendigvis må være orthofosfat.

Effekten av å begrense bakterienes tilgang på fosfor ble studert ved å lage det syntetiske vannet uten orthofosfat. Resultatene fra dette forsøket er vist i tabell 3.

En drastisk reduksjon av tilgjengelig fosfor vil medføre at det ikke blir dannet ny biomasse, og at denne gradvis vil dø ut. Etter 2 uker hadde nitrifikasjonen nær stoppet opp.

I den anoksiske reaktoren sank denitrifikasjonshastigheten allerede etter én uke. Siden de denitrifiserende bakteriene har en raskere vekst enn de nitrifiserende, er det rimelig at effekten av å redusere tilgangen på fosfor først ble observert i den anoksiske reaktoren.

En økning av konsentrasjonen av totalt fosfor utover 1—2 mg totalt P/l ga ingen påviselig effekt på reaksjonshastighetene i bioreaktorene.

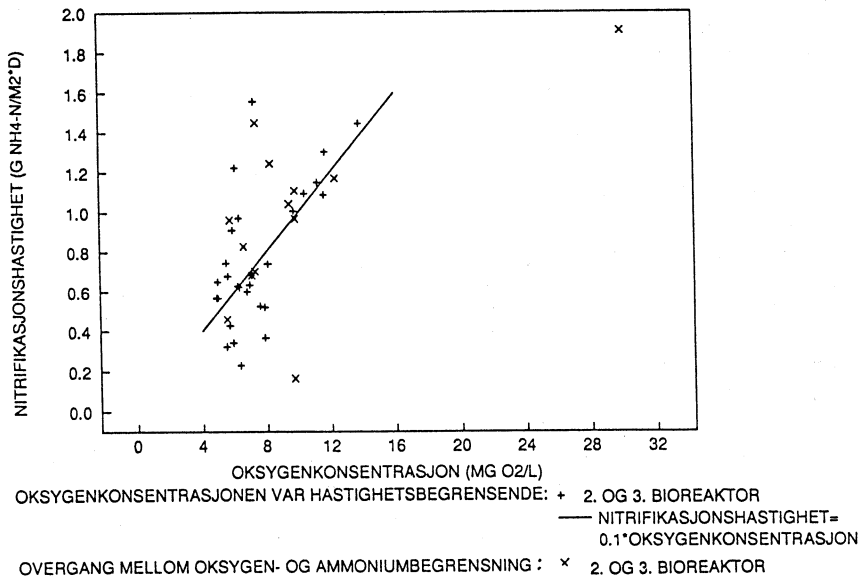
Effekten av oksygenkonsentrasjonen for nitrifikasjonshastigheten

Nitrifikasjonsprosessen forbruker oksygen, og oksygenkonsentrasjonen vil ha betydning for nitrifikasjonshastigheten i en biofilmprosess såfremt det er overskudd av ammonium og alkalitet. I KMT-reaktorene er det funnet en tilnærmet lineær sammenheng mellom oksygenkonsentrasjonen og nitrifikasjonshastigheten (Hem, 1991).

Sammenhengen mellom oksygenkonsentrasjonen og nitrifikasjonshastighetene i den andre og den tredje aerobe reaktoren er vist i figur 3. Det organiske stoffet var da nedbrutt i den første reaktoren.

Tabell 3. Resultater fra forsøk uten fosfat i råvannet. (Noe fosfor ble tilsatt i og med doseringen av råkloakk). Referansene var forsøk i steady-state-perioder henholdsvis 7 måneder før og 3 uker etter forsøkene.

	Referanse 1 (middel av 5 døgn)	7 dager etter start	11 dager etter start	14 dager etter start	Referanse 2 (middel av 3 døgn)
Ut fra forsedimentering:					
Orthofosfat (mg PO ₄ -P/l)	0,5	0,2	0,2	0,2	0,3
Totalt fosfor (mg P/l)	2,0	0,2	0,2	0,3	1,4
1. aerobe reaktor:					
Reduksjon av organisk stoff (g (tot COD _{tot} - løst COD _u)/m ² ·d)	8,7	3,3	4,5	4,1	12,5
Løst COD _u (mg/l)	14	66	137	142	40
1.-3. aerobe reaktorer:					
Ammoniumreduksjon (g NH ₄ -N/m ² ·d).	0,6	0,6	0,4	0,2	0,5
NH ₄ -N ut (mg N/l)	3,7	1,3	12	18	0,8
Anoksisk reaktor:					
Denitrifikasjon (g NO _x -N/m ² ·d)	1,5	1,0	0,6	0,2	1,4
NO _x -N ut (mg N/l)	5,1	14	7,1	1,8	1,5
Løst COD ut (mg/l)	120	200	250	330	22



Figur 3. Sammenhengen mellom oksygenkonsentrasjon og ammoniumreduksjon. Oksygenkonsentrasjonen er antatt begrensende når forholdet mellom denne og ammoniumkonsentrasjonen er under 2—3 mg O₂/mg NH₄-N.

Tabell 4. Korttidseffekten (etter et døgn) av økt oksygenkonsentrasjon i nitrifiserende bioreaktorer.

Gass som ble blåst inn	Luft	Oksygen
Antall reaktorer	3	2
Midlere oksygenkonsentrasjon (mg O ₂ /l)	7	18
Organisk belastning (g tot COD/m ² ·d)	6,6	8,4
Reduksjon av organisk stoff (g tot COD inn - g løst COD) ut/m ² ·d)	6,2	7,5
Ammoniumkonsentrasjon ut (mg NH ₄ -N/l)	0,9	0,3
Ammoniumreduksjon (g NH ₄ -N/m ² ·d)		
1. Aerobe reaktor	0,2	0,4
2. Aerobe reaktor	0,7	1,4
3. Aerob reaktor	1,0	-
Midlere	0,6	0,9

En økning i oksygenkonsentrasjonen medførte en økning i nitrifikasjonshastigheten. Dette innebærer at det er av vesentlig betydning for dimensjonering av en bioreaktor for nitrifikasjon hvilken oksygenkonsentrasjon en tar sikte på å ha i reaktoren.

Med oksygenkonsentrasjoner på 7–9 mg O₂/l ble det oppnådd nitrifikasjonshastigheter fra 0,4 til 1,6 g NH₄-N/m²·d, med et middel på ca. 1,0 g NH₄-N/m²·d. Dette tilsvarer 0,3 kg NH₄-N/m³·d.

Korttidseffekten av en økning i oksygenkonsentrasjonen er vist i tabell 4.

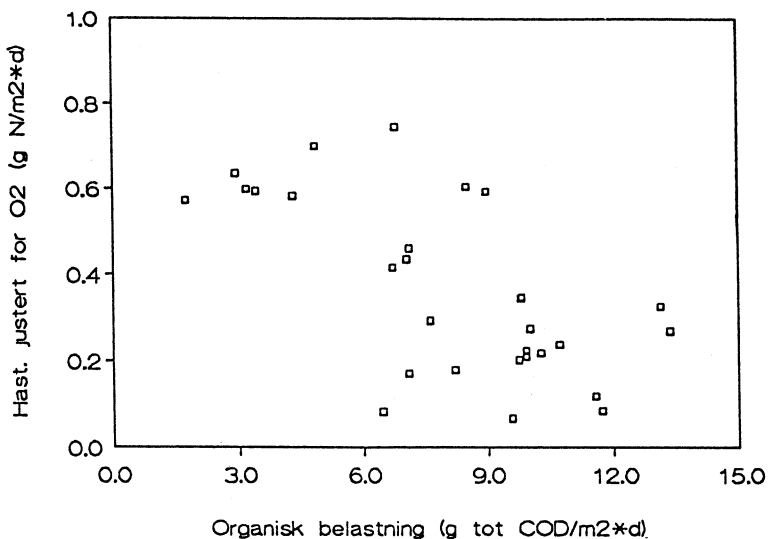
En økning av oksygenkonsentrasjonen fra 7 til 18 mg O₂/l, medførte en så stor økning i nitrifikasjonshastighetene at en kunne ha redusert reaktorvolumet med over 30%. Nå vil det normalt ikke være aktuelt med overmetning av oksygen i vannet, men tilsvarende effekt vil en få ved økninger fra f.eks. 4 til 8 mg O₂/l. Når effekten av å øke oksygenkonsentrasjonen ble målt allerede etter et døgn, viser dette at en kan øke oksygenivået utover det en har i vanlig drift for å kunne takle toppbelastninger.

Den organiske belastningens innvirkning på nitrifikasjonshastigheten

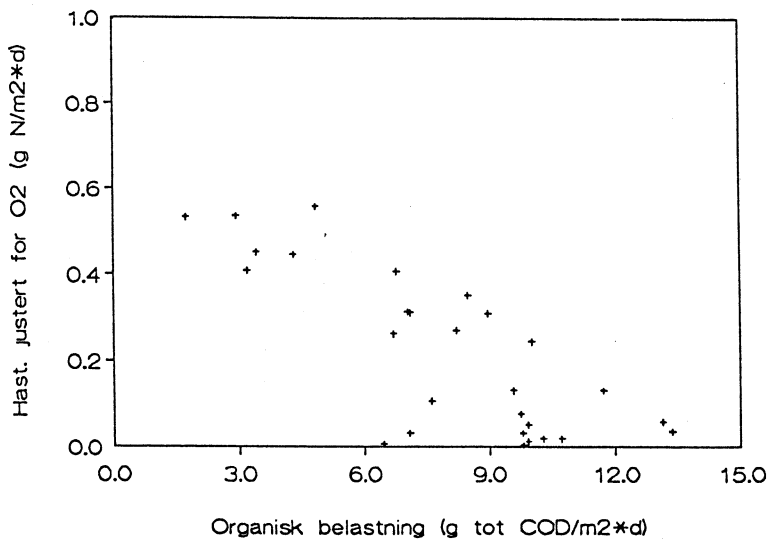
Nedbrytning av organisk stoff i bioreaktorene blir normalt utført av heterotrofe bakterier. Disse har en betydelig høyere veksthastighet enn de nitrifiserende bakteriene, noe som innebærer at dersom den organiske belastningen er høy, vil de heterotrofe bakteriene utkonkurrere de nitrifiserende i konkurransen om tilgjengelig oksygen.

Effekten av den organiske belastningen på nitrifikasjonshastigheten i den første reaktoren er vist i figur 4.

Nitrifikasjonshastigheten sank etter hvert som den organiske belastningen økte. Ved belastninger over ca. 10 g tot COD/m²·d var det ikke lenger noen nitrifikasjon av betydning. At ammoniumreduksjonen ikke ble null, skyldes at de heterotrofe bakteriene forbruker noe nitrogen i cellebyggingen. For å oppnå stabil nitrifikasjon måtte den organiske belastningen holdes under ca. 6 g tot COD/m²·d.



a) Ammoniumreduksjon.



b) NO_x-produksjon.

Figur 4. Nitrifikasjon som funksjon av organisk belastning på 1. bioreaktor. Reaksjonshastighetene er justert for variasjoner i oksygenivå til 9–10 mg O₂/l. Resultater fra steady-state-forsøk.

Tabell 5. *Midlere konsentrasjoner, belastninger og nedbrytningshastigheter. Belastninger og nedbrytningshastigheter er regnet for hhv. én, to og tre reaktorer.*

	Én reaktor	2. reaktorer i serie	3. reaktorer i serie
Temperatur (°C)	14	15,5	14
Oksygenkonsentrasjon (mg O ₂ /l)			
1. reaktor	8,4	7,6	7,9
2. reaktor		6,9	6,7
3. reaktor			7,8
Totalt COD _{ut} (mg/l)	38	72	67
Løst COD _{ut} (mg/l)	< 10	38	18
Partikulært COD _{ut} (mg/l)	ca. 30	34	49
Ammoniumkonsentrasjon _{ut} (mg NH ₄ -N/l)	4,2	3,3	3,4
Organisk belastning (g tot COD/m ² d)	3,4	3,8	3,4
Ammoniumbelastning (g NH ₄ -N/m ² d)	0,86	0,64	0,63
Reduksjon av organisk stoff ((g tot COD _{inn} -g løst COD _{ut})/m ² d)	3,1	2,5	2,9
Reduksjon av løst organisk stoff (g løst COD/m ² d)	2,7	2,3	2,4
Ammoniumreduksjon (g NH ₄ -N/m ² d)	0,56	0,55	0,55
NO _x -produksjon (g NO _x -N/m ² d)	0,44	0,50	0,44
Antall prøvedager	6	7	6

Effekten av å ha flere aerobe bioreaktorer i serie

Forsøksanlegget var bygget med tre aerobe bioreaktorer i serie. Når det skulle vurderes hvorvidt det hadde noen hensikt å ha tre reaktorer i stedet for én, ble belastningen variert og de midlere reaksjonshastighetene i henholdsvis én, to og tre reaktorer ble målt. Resultatene fra dette forsøket er vist i tabell 5.

I situasjonene der oksygenkonsentrasjonen var begrensende for nitrifikasjonshastigheten, mens det var overskudd av ammonium og alkalitet, var det ingen påviselig effekt av å dele den nitrifiserende delen av forsøksanlegget i flere reaktorer.

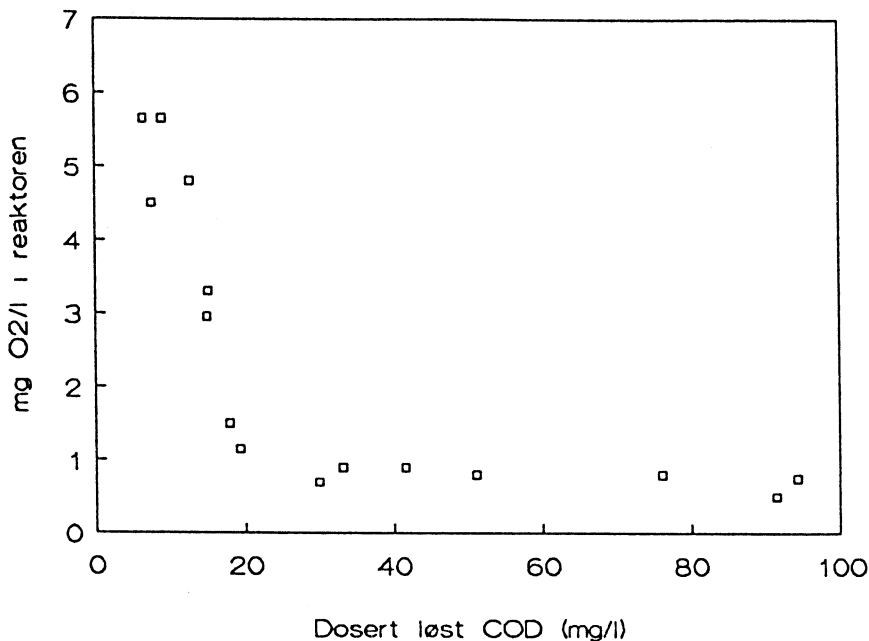
Dersom utløpskonsentrasjonen av ammonium skal være så lav at denne vil bli begrensende for nitrifikasjonshastigheten, vil hastigheten i den siste reaktoren kunne bli betydelig lavere enn de resultatene som er vist i tabell 5. I en slik situasjon kan en oppdeling i flere aerobe reaktorer være gunstig.

En oppdeling av den nitrifiserende delen av anlegget i flere reaktorer, vil også gi en mulighet for å operere med en lavere oksygenkonsentrasjon i den siste aerobe reaktoren enn i de øvrige. En slik reduksjon av oksygenkonsentrasjonen vil kunne bidra til å redusere forbruket av karbonkilde i den anoksiske reaktoren.

Betydningen av oksygenkonsentrasjonen i innløpsvannet til den anoksiske reaktoren

Denitrifikasjon er en anoksisisk prosess, noe som innebærer at prosessen ikke vil fungere med aerobe forhold inne i biofilmen. Dersom forholdene er aerobe, vil bakteriene forbruke oksygen i stedet for nitrat som oksydasjonsmiddel.

Det oksygenet som er i innløpsvannet må derfor forbrukes før denitrifikasjonsprosessen starter. I figur 5 er det vist hvordan oksygenkonsentrasjonen sank med økende karbondosering.



Figur 5. *Oksygenkonsentrasjonene i den første anaerobe reaktoren som funksjon av innholdet av løst organisk stoff i innløpsvannet. Oksygenkonsentrasjonen i innløpsvannet var 9–10 mg O₂/l.*

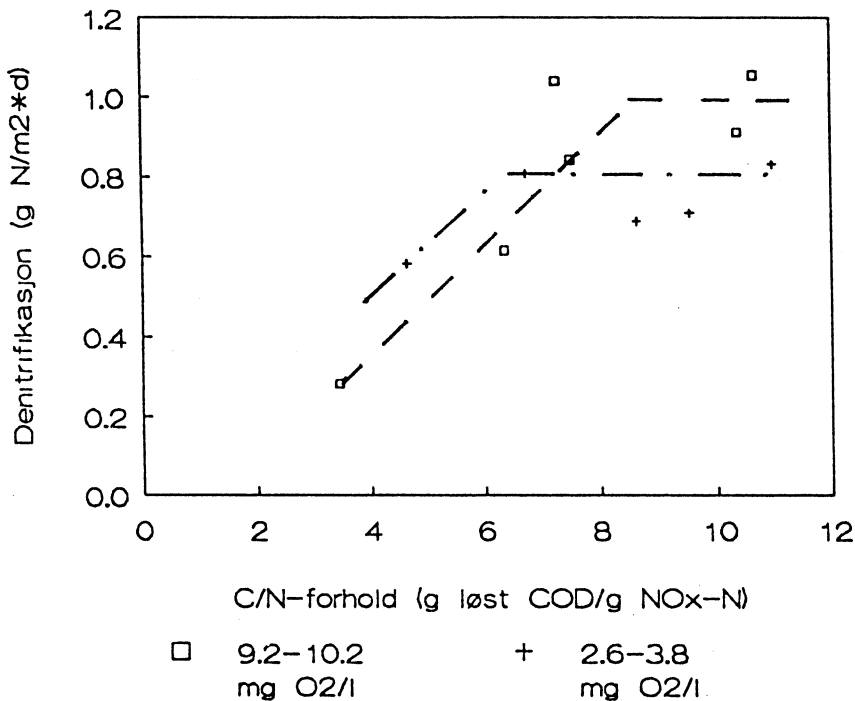
Det var nødvendig å dosere ca. 20 mg COD/l før oksygenkonsentrasjonen sank til ca. 1 mg O₂/l. En høyere dosering av karbonkilde medførte ikke noen ytterligere reduksjon i oksygenkonsentrasjonen. Disse resultatene viser at ca. 20 mg COD/l av den doserte karbonkilde ble forbrukt aerobt, dvs. for å redusere oksygenkonsentrasjonen, mens resten av den doserte karbonkilden var tilgjengelig for denitrifikasjonsprosessen.

I to perioder ble C/N-forholdet variert, mens belastningen av NO_x-N (nitritt + nitrat) var konstant. Forskjellen mellom de to forsøksperiodene var oksygenkonsentrasjonen i innløpsvannet. Resultatene er vist i figur 6.

Dersom det er mye oksygen i innløpsvannet, vil det optimale C/N-forholdet målt som g løst COD/g NO_x-N være høyere enn med lite oksygen i vannet. Med det optimale C/N-forholdet menes det forholdet mellom dosert COD og tilført NO_x-N der tilgangen på karbon ikke lenger er begrensende for denitrifikasjonshastigheten.

Når C/N-forholdet var lavt og karbontilførselen var begrensende for denitrifikasjonshastigheten, ble hastighetene størst når oksygenivået i innløpet var lavt. Dette skyldes at jo mindre karbon som forbrukes aerobt, jo mere er tilgjengelig for denitrifikasjonsprosessen.

Når C/N-forholdet angis i forhold til



Figur 6. Denitrifikasjonshastighet som funksjon av C/N-forholdet målt som g dosert løst COD/g NO_x-N i innløpet.

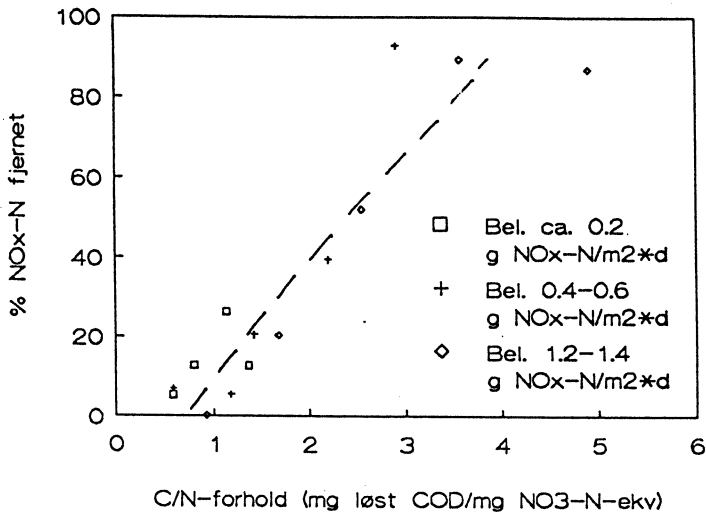
mengde NO_x-N i innløpet, vil en som vist i figur 6 få forskjellige sammenhenger mellom C/N-forholdet og denitrifikasjonshastigheten avhengig av oksygenkonsentrasjonen. En mer korrekt måte å beregne C/N-forholdet er derfor som g dosert COD/g NO₃-N-ekvivalenter, der oksygen og nitritt er omregnet til nitratekvivalenter.

Effekten av karbondosering og C/N-forhold for fjerning av NO_x-N i den anoksiske reaktoren

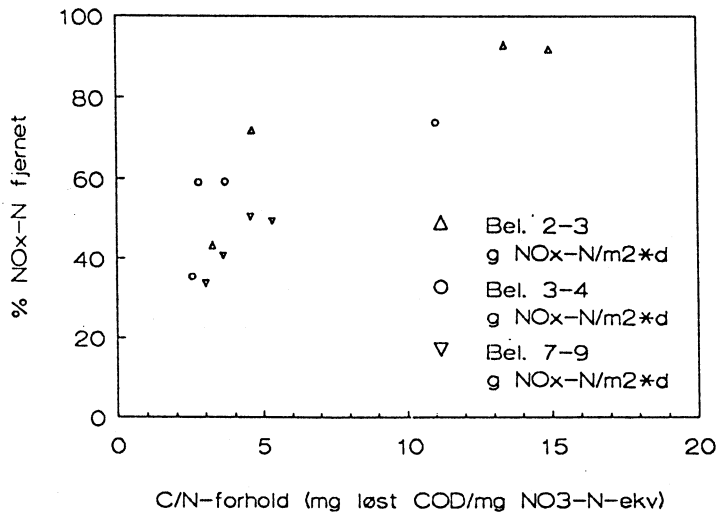
Den prosentvise NO_x-reduksjonen er i figur 7 vist som funksjon av C/N-forholdet.

Så lenge belastningen var lavere enn ca. 1,4 g NO_x-N/m² · d, var reduksjonen av NO_x-N tilnærmet en lineær funksjon av C/N-forholdet. Med C/N-forhold i underkant av 1 g COD/g NO₃-N ekv. var det ikke mer karbon tilgjengelig enn det som ble forbrukt aerobt, og renseeffekten mhp. NO_x-N var nær null. For å oppnå ca. 90% renseeffekt ved belastninger mellom 1,2 og 1,4 g NO₂-N/m² · d, måtte C/N-forholdet være ca. 4 g COD/g NO₃-N-ekv., hvilket er nær det optimale C/N-forholdet angitt av Henze et al., (1990).

Når belastningen oversteg ca. 2 g NO_x-N/m² · d, måtte en overdosere karbon for å oppnå høye renseeffekter.

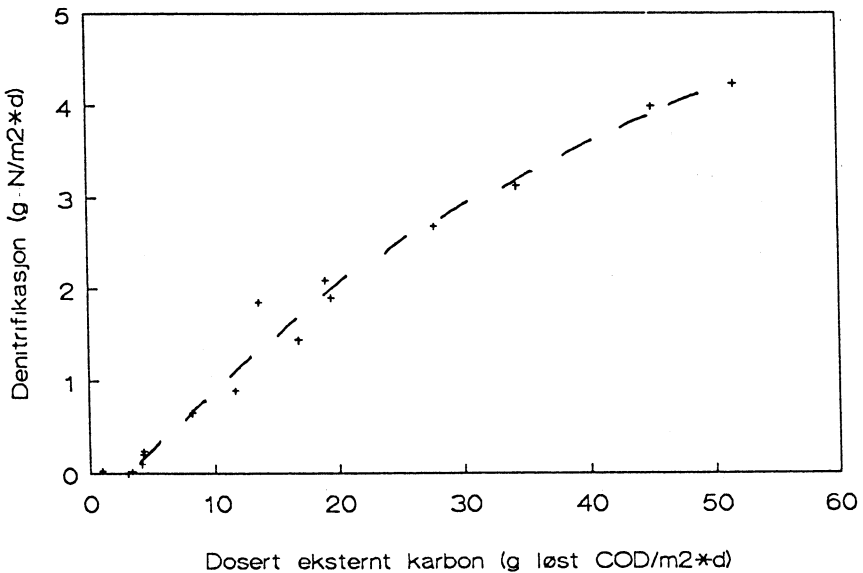


a) Belastningen var < 1,4 g NO_x-N/m².d.



b) Belastningen var > 2 g NO_x-N/m².d.

Figur 7. Prosentvis NO_x-reduksjon som funksjon av C/N-forholdet i innløpet mått som g dosert løst COD/g NO₃-N i innløpet.



Figur 8. Denitrifikasjonshastighet som funksjon av mengde dosert eksternt karbon for forsøk der utløpskonsentrasjonen av $\text{NO}_x\text{-N}$ var over 1,7 mg $\text{NO}_x\text{-N/l}$.

Renseeffekter på ca. 90% ble da ikke oppnådd med lavere C/N-forhold enn 12 g COD/g $\text{NO}_3\text{-N-ekv}$.

Sammenhengen mellom dosert mengde eksternt karbonkilde og denitrifikasjonshastigheten er vist i figur 8.

En økning i karbondosering medførte økte denitrifikasjonshastigheter såfremt det fremdeles var tilgjengelig nitritt eller nitrat. Utløpskonsentrasjonene av løst COD ble imidlertid svært høye med de høyeste karbondoseringene, over 200 mg løst COD/l ble målt i utløpet av den anoksiske reaktoren. Det er lite aktuelt å operere en anoksiske reaktor på denne måten, både fordi karbonkilden er kostbar og fordi en må fjerne overskuddet av karbon i en etterfølgende aerob reaktor.

I og med at en økt karbondosering var gunstig mhp. denitrifikasjonshas-

tigheten, bør en, dersom en har flere anoksiske reaktorer i serie, dosere alt karbon til den første reaktoren. Dette bør gi høyere denitrifikasjonshastigheter i denne reaktoren enn en vil få dersom en fordeler doseringen på flere av reaktorene.

Effekten av belastningsvariasjoner over døgnet

På bakgrunn av de resultatene som allerede er omtalt, ble anlegget operert med en hydraulisk oppholdstid på 4,5 timer i de biologiske reaktorene, og med et spesifikt areal på 300 m^2/m^3 i alle reaktorene.

Anlegget ble først operert i fire uker med steady-state-forhold, og med 20–25 mg totalt N/l etter forfelling. Deretter ble belastningen variert over døgnet

Tabell 6. *Midlere renseresultater og utløpskonsentrasjoner i bioreaktorene med sedimentering som sluttseparasjon. Innløpsvannet var forfelt.*

	Steady-state-forhold	Døgn med belastningsvariasjoner
Reduksjon av totalt nitrogen (%)	72	82
Reduksjon av totalt uorganisk nitrogen (%)	88	94
Reduksjon av ammonium (%)	100	100
Utløpskonsentrasjon av total COD (mg/l)	70	40
Utløpskonsentrasjon av løst COD (mg/l)	20	25
Utløpskonsentrasjon av totalt fosfor (mg P/l)	0,5	0,3
Utløpskonsentrasjon av suspendert stoff (mg/l)	19	11
Utløpskonsentrasjon av totalt uorganisk nitrogen (mg N/l)	2	1
Utløpskonsentrasjon av totalt nitrogen (mg N/l)	6	4
Midlere C/N-forhold (g løst COD dosert/g NO ₃ -N-ekv)	5,9	6,8

ved å la 1/3 av døgnbelastningen av ammonium bli tilført i løpet av 4 timer, mens de øvrige 2/3 av døgnbelastningen ble fordelt på de resterende 20 timene. Den midlere belastningen var den samme som i steady-state-perioden. Det ble gjennomført to døgn med slike belastningsvariasjoner, og det ble tatt stikkprøver fem ganger i døgnet.

Midlere renseresultater fra den siste uken med steady-state-forhold og døgnene med belastningsvariasjoner er gitt i tabell 6.

Det ble ikke observert at belastningsvariasjonene hadde noen negativ effekt på renseresultatene. I den nitrifiserende delen var den siste reaktoren i utgangspunktet begrenset av ammoniumtilgangen. En økning i belastningen ble derfor nær kompensert for ved at nitrifikasjonshastigheten økte. I den anoksiske reaktoren ble karbondose-

ringen variert i takt med belastningen, og denitrifikasjonshastigheten varierte tilsvarende. Disse to forholdene, sammen med den utjevningen en hadde i bioreaktorene og sedimenteringstankene, var tilstrekkelig til å hindre at belastningsvariasjonene fikk noen negative følger.

En vesentlig del av nitrogenet og det organiske stoffet i utløpet var partikulært, og det var 10–20 mg SS/l i utløpet. Sluttseparasjonen var ikke optimal, noe som har bakgrunn i at slam «hang» på veggene. Dette må betraktes som en skalaeffekt, siden forholdet mellom veggareal og volum var betydelig større i forsøksanlegget enn det en vil ha i fullskala. I fullskala bør en derfor kunne forvente mindre partikulært nitrogen og organisk stoff i utløpsvannet enn det en fikk i forsøkene.

Referanser

- Hem, L.J. (1991) Nitrification in a moving bed biofilm reactor. Dr.ing-avhandling, Institutt for vassbygging, NTH.
- Hem, L.J. Andersen J. og Ødegaard, H. (1992) Grunnleggende forsøk med nitrogenfjerning fra avløpsvann. Forfelling og etterdenitrifisering. Rapport FAN-R 7/92, SFT.

- Henze, M., Harremos, P., Jansen, J. la Cour, and Arvin, E. (1990) Spildevandsrensning. Biologisk og kemisk. Polyteknisk Forlag, Danmark.
- Metcalf and Eddy (1979) Wastewater Engineering: Treatment, disposal, reuse. McGraw-Hill, Inc.
- Rusten, B. og Lorentsen, A. (1992—1) Pilotforsøk med nitrogenfjerning ved Nordre Follo kloakkverk. I. Fordenitrifisering med dykket biologisk filter. Rapport FAN-R 5/92, SFT
- Rusten, B. og Lorentsen, A. (1992—2) Pilotforsøk med nitrogenfjerning ved Nordre Follo kloakkverk. II. Etterdenitrifisering med dykket biologisk filter. Rapport FAN-R 6/92, SFT.
- Sharma, B. and Ahlert, R. (1977) Nitrification and nitrogen removal. Water Research, Vol 11, pp 897—925, Pergamon Press.

GRUNNVANN — BRØNNBORING

Grunnundersøking — Grovhullsboring

Vår allsidige maskinpark og lange erfaring gjør at vi kan utføre dei fleste typer boringar til fornuftig pris.

HALLINGDAL BERGBORING

Magne Veslegard

3570 Ål - Telefon: 067/84 200

5700 Voss - Telefon: 055/11 285

Utstyr for:

VANNHASTIGHETSMÅLING

VANNSTANDSMÅLING

LANDMÅLING

Repr.

A. Ott
Kampen

Sigurd Baalsrud

Jacob Aalls gt. 17, 0364 Oslo 3
Tlf.: (02) 46 46 65

Askania Werke
Berlin W