

Rensing av kloakk i aerobe dykkede biologiske filtre

Av Bjørn Rusten

Bjørn Rusten er siv.ing. og dr.ing. fra NTH, og ansatt som forsker i SINTEF.

INNLEDNING

Aerobe dykkede biologiske filtre har vært i bruk i over 50 år (1, 2). Stein, koks, tre og keramiske materialer ble tidligere brukt som filtermedier. Komprimert luft ble blåst inn gjennom perforerte rør i bunnen av filtertankene. I 1940 årene ble det rapportert om enkelte dykkede biofiltre hvor driftsproblemer førte til luktulempør og stort behov for tilsyn (3). Rensing av kommunalt avløpsvann i dykkede aerobe biofiltre i New Jersey, USA, viste imidlertid at prosessen hadde livets rett (4). Etter at bedre diffusorer og fyllmaterialer av plast kom på markedet har man igjen fått en fornyet interesse for bruk av aerobe dykkede biologiske filtre (5, 6, 7).

Nesten alle norske renseanlegg er overbygd. For å redusere byggekostnadene er det viktig å bruke en plassbesparende renseprosess. I de siste årene har det blitt bygd mange biorotoranlegg i Norge. Det har imidlertid vært en del mekaniske problemer med disse biorotoranleggene. Et luftet dykket biologisk filter har ingen bevegelige deler, og ved å bruke et fyllmateriale med stor spesifikk overflate bør det være mulig å oppnå en høy nedbrytningshastighet pr. volumenhet.

Det er idag ingen dykkede biologiske filtre i drift i Norge. Prosessen er imid-

lertid enkel og interessant. SINTEF bestemte seg derfor for å gjøre forsøk med dykkede biofiltre i pilot-skala. En ønsket blant annet å studere virkningen av filtermedier med ulikt spesifikt areal, finne luftbehovet og måle renseeffekten og slamproduksjonen ved forskjellige belastninger.

FORSØKSOPPLEGG

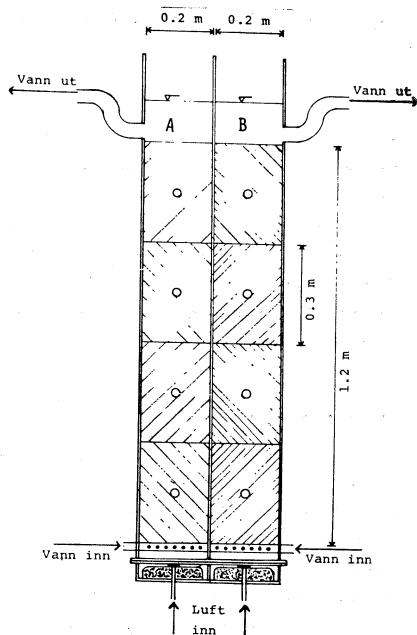
Figur 1 viser en skisse av pilot-anlegget. Filter A har en spesifikk overflate på $140 \text{ m}^2/\text{m}^3$, mens filter B har en spesifikk overflate på $230 \text{ m}^2/\text{m}^3$. Luften tilføres gjennom en finluft-diffusor plassert i bunnen av hver filterkolonne. Kloakken pumpes inn i bunnen av filterne hvor den fordeles gjennom et perforert rør. Først ble filterne kjørt i parallell, med hver sin sedimenteringstank. Senere ble de koblet i serie, uten mellomsedimentering. Lufttilførselen ble holdt konstant på $0.6 \text{ m}^3/\text{h}$ (15°C , 1 atm.) til hvert filter, mens den hydrauliske og organiske belastningen varierte over et stort område.

Forsedimentert kommunal kloakk ble pumpet til filterne fra en lagertank på 2.5 m^3 . Alle vannprøvene ble analysert med hensyn på total og løst KOF, alkalitet, SS, $\text{NH}_3\text{-N}$ og pH. I tillegg ble total og løst BOF₇ pluss løst organisk

karbon (DOC) målt på noen av prøvene. Løste komponenter ble målt etter filtrering gjennom Whatman GF/C glassfiber-filtre. Slammet i sedimenteringstankene ble målt som totalt og flyktig tørrstoff (TS og FTS). Oksygenkonsentrasjoner og

temperaturer ble registrert inne i hvert filter.

Tabell 1 viser råvannets konsentrasjonsområde. Korrelasjonen mellom BOF_7 og KOF viser at det vannet som er brukt i disse forsøkene er relativt tungt biologisk nedbrytbart.



Figur 1.
Skitse av pilot-anlegg.

Filter A
Filtervolum: 0,048 m³
Filtermedium: PLASdek S19
Spes. overflate: 140 m²/m³
Total overflate: 6,72 m²

Filter B
Filtervolum: 0,048 m³
Filtermedium: PLASdek S12
Spes. overflate: 230 m²/m³
Total overflate: 11,04 m²

TRACER STUDIER

Strømningsbildet i en reaktor er av betydning for hvordan prosessforløpet i reaktoren vil bli. I en totalomblandet reaktor vil konsentrasjonen av et hvert stoff være like stor i utløpet som i et hvert punkt i reaktoren. Et renseanlegg med stempelstrømning vil derimot få en avtagende konsentrasjon gjennom reaktoren.

For å kartlegge de hydrauliske forholdene i filtrene ble det gjort tracer-studier

Tabell 1.

Karakterisering av forsedimentert kommunal kloakk brukt til forsøkene.

Parameter	Min. verdi	Maks. verdi
pH	6,8	7,7
Total KOF, mg/l	129	579
Løst KOF, mg/l	59	264
SS, mg/l	24	189
NH ₃ -N, mg/l	14	40
Alkalitet, mekv./l	3,05	4,95

Korrelasjoner:

$\text{DOC} = 0,324 \text{ KOF}_F - 2,5 \text{ (mg/l)}$
 $N = 36 \quad r = 0,9564$

$\text{BOF}_7 = 0,381 \text{ KOF} - 8,8 \text{ (mg/l)}$
 $N = 30 \quad r = 0,9569$

med Rhodamin WT som sporstoff. Forsøkene ble utført med forskjellige luftmengder og uten biologisk vekst på filtermediene. Strømningsbildet er helt villkårlig og ingen av de idealiserte strømningsmodellene kan brukes når det ikke tilføres luft. I de tilfellene hvor filterne tilføres luft, er alle tracer-kurvene tilnærmet lik den idealiserte kurven for en totalomblandet reaktor.

Luftinnblåsing gir altså en så kraftig omrøring at de dykkede biofilterne må betraktes som totalomblandede reaktorer og teoretiske modeller for slike reaktorer kan brukes. Biofilmprosesser antas å ha en reaksjonsorden høyere enn null. Teoretisk sett vil det derfor være optimalt å bygge dykkede biologiske filtre med flere reaktorer koblet i serie.

EFFEKTIVT BIOFILMAREAL

I biofilmreaktorer bør belastninger og nedbrytningshastigheter relateres til biofilmarealet. Rislefiltere med stor spesifikk overflate kan være mindre effektive enn tilsvarende filtre med lavere spesifikk overflate (8). Dette skyldes enten kanaldannelse eller at den hydrauliske belastningen er for lav til å fukte hele overflaten på de tetteste filtermediene. Det effektive biofilmarealet vil derfor bli mindre enn den oppgitte spesifikke overflaten.

For å finne ut om filter A ($140 \text{ m}^2/\text{m}_3$) og filter B ($230 \text{ m}^2/\text{m}^3$) er like effektive på arealbasis ble disse kjørt i parallell. Filter B ble tilført ca. $230/140 \approx 1.64$ ganger mer vann enn filter A, slik at den organiske belastningen pr. arealenhet skulle bli like stor. Begge filterne ble tilført $0.6 \text{ m}^3/\text{h}$ med luft.

Det viste seg å være umulig å skille de to filterne fra hverandre, både når det

gjelder nedbrytning av løst organisk stoff og totalt organisk stoff. Konklusjonen må derfor bli at begge filterne er like effektive, basert på spesifikt areal. I et dykket biologisk filter vil den kraftige luftingen strippe av biofilmen, slik at denne ikke kan bli så tykk at den tetter igjen noen av porene i filtermediet. Den kraftige turbulensen sikrer også tilførsel av substrat til alle deler av filteret, og det effektive biofilmarealet blir lik filtermediets totale overflate.

Begge filterne var i drift i mer enn seks måneder. Kanaldannelse ble ikke observert. Selv ved maksimal organisk belastning strømmet luftboblene fritt i alle porene i det tetteste filtermediet. I vårt tilfelle vil derfor filtermediet med en spesifikk overflate på $230 \text{ m}^2/\text{m}^3$ være å foretrekke, fordi dette gir høyest nedbrytningshastighet pr. volumenhet.

NEDBRYTNINGSHASTIGHETER

Reaksjoner av O.orden, $1/2$. orden og 1. orden, samt Monodkinetikk har blitt brukt til å beskrive nedbrytningen av løst organisk stoff i biofilmer. På et renseanlegg vil avløpsvannets mengde og sammensetning variere og gi skiftende forhold i biofilteret. Dessuten kan partikulært materiale adsorberes til biofilmen og bli biokjemisk oksydert. De fleste modeller som brukes til dimensjonering av biofilmprosesser er derfor rent empiriske eller basert på 1. ordens nedbrytning.

Både hydraulisk oppholdstid og råvannets substratkonsentrasjon har inngått i dimensjoneringsprosedyrer for biofilmprosesser. For biorotorer har det imidlertid kommet mange publikasjoner som viser at den klart viktigste parameteren er total organisk arealbelastning. Nedbrytningshastigheten ved en gitt organisk belastning har vært like stor uansett om belast-

ningen forårsakes av høy substratkonsentrasjon ved lav vannføring eller lav substratkonsentrasjon ved høy vannføring (9, 10).

Sammenhengen mellom nedbrytningshastighet og belastning kan modelleres med en hyperbolsk funksjon, som ligner på en Monod-ligning:

$$r_{A,KOF} = r_{\max} \cdot \frac{B_{A,KOF}}{k + B_{A,KOF}} \quad (1)$$

hvor

$$\begin{aligned} r_{A,KOF} &= \text{nedbrytningshastighet (g KOF/m}^2 \cdot \text{d)} \\ r_{\max} &= \text{maksimal nedbrytningshastighet (g KOF/m}^2 \cdot \text{d)} \\ B_{A,KOF} &= \text{organisk arealbelastning (g KOF/m}^2 \cdot \text{d)} \\ k &= \text{den belastning hvor } r_{A,KOF} = \frac{1}{2} r_{\max} \text{ (g KOF/m}^2 \cdot \text{d)} \end{aligned}$$

Ligning 1 kan omformes til:

$$\frac{1}{r_{A,KOF}} = \frac{k}{r_{\max}} \cdot \frac{1}{B_{A,KOF}} + \frac{1}{r_{\max}} \quad (2)$$

Konstantene k og $r_{\max}$ kan bestemmes ved å kjøre lineær regresjonsanalyse med de observerte dataene.

Nedbrytningshastighetene av totalt organisk stoff (KOF) er vist i figur 2 og 3 for henholdsvis ett-trinns og to-trinns reaktorer. Filtrene ble kjørt uten temperaturkontroll. Temperaturavhengigheten ble imidlertid studert separat i to filtre i lab-skala (11), hvor det ble funnet en Q_{10} -

Fordi temperaturen hadde så liten innflytelse på nedbrytningshastigheten er det ikke tatt hensyn til temperatureffekter ved behandling av dataene fra pilot-anlegget. Det meste av tiden lå temperaturen i pilotanlegget mellom 11°C og 15°C.

verdi på 1,17.

$$(Q_{10} = \frac{r_{A,20^\circ C}}{r_{A,10^\circ C}})$$

Med data fra både filter A og filter B kan nedbrytningshastigheten i et ett-trinns filter skrives som:

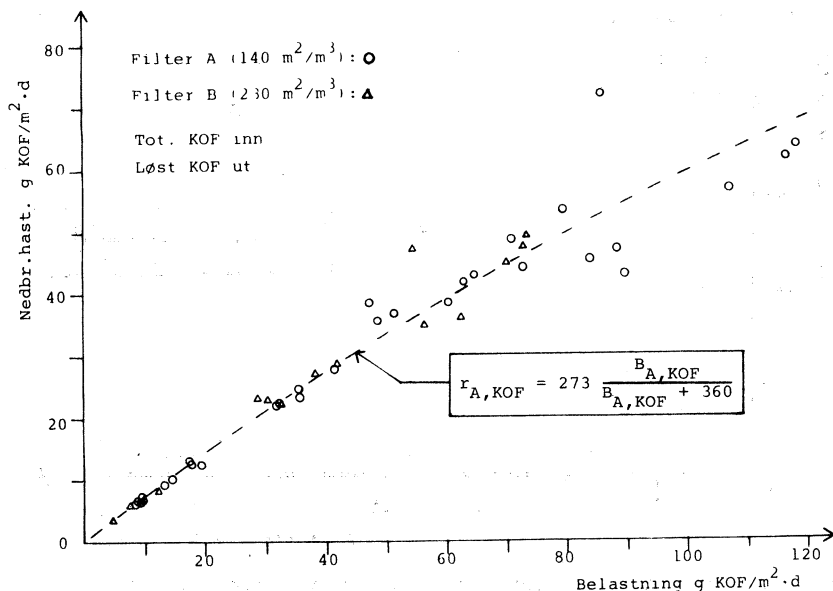
$$r_{A,KOF} = 273 \cdot \frac{B_{A,KOF}}{B_{A,KOF} + 360} \text{ (g KOF/m}^2 \cdot \text{d)} \quad (3)$$

Den stiplede linjen i figur 2 viser nedbrytningshastigheter beregnet med ligning 3.

Når filter A og filter B er koblet i serie, uten mellomsedimentering, kan den totale nedbrytningshastigheten skrives som:

$$r_{A,KOF} = 104 \cdot \frac{B_{A,KOF}}{B_{A,KOF} + 120} \quad (g \text{ KOF}/m^2 \cdot d) \quad (4)$$

Ligning 4 er vist i figur 3. Tabell 2 heter både når filtrene drives i parallell og når de er koblet i serie.



Figur 2. Nedbrytningshastighet som funksjon av organisk arealbelastning. Filter A og B er kjørt i parallell.

Når filtrene kobles i serie øker renses-effekten ved lave belastninger, mens den ved høye belastninger er lavere enn for et enkelt filter. Teoretisk sett bør renses-effekten øke når to totalomblandede bio-filmreaktorer kobles i serie. I vårt til-felle ble imidlertid mellomsedimenterin-gen utelatt og bioslammet som føres inn til filter B påvirker prosessen.

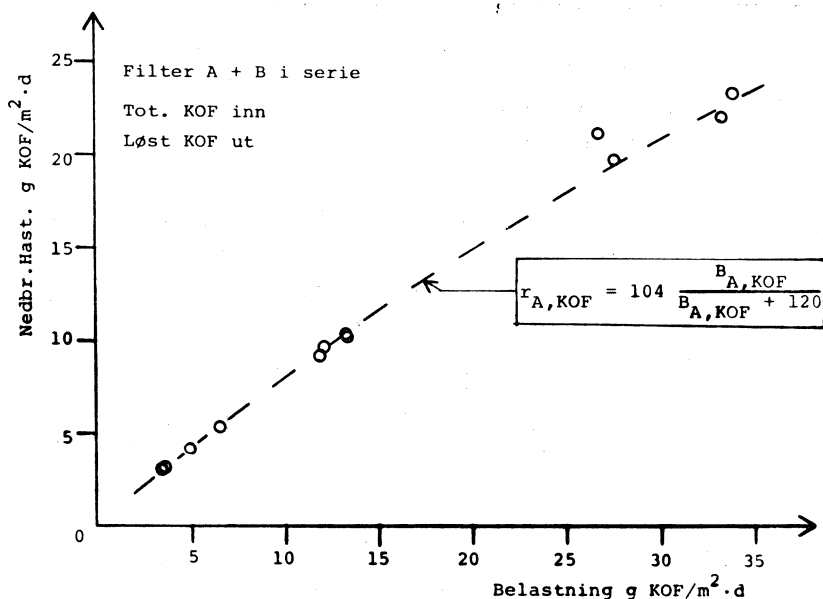
Ved lav belastning fjerner filter A mesteparten av det organiske stoffet.

Samtidig er slamproduksjonen lav, slik at filter B får en meget lav organisk be-lastning. Resultatet blir en høy renses-effekt. Ved høy organisk belastning om-formes store deler av det organiske materialet til biologiske celler. Filter B får nå en meget høy belastning av parti-kulært organisk materiale. En del av disse cellene brytes ned i filter B og dette reduserer nedbrytningen av løst organisk stoff. Når store mengder bioslam føres fra filter A til filter B reduseres derfor

både renseseffekten og slamproduksjonen.

Figur 4 viser nedbrytningen av løst organisk stoff når filtrene kjøres i paral-

lell. Spredningen i figur 4 er imidlertid meget stor. Ved å sammenligne figur 2 og figur 4, går det klart fram at belast-



Figur 3. Nedbrytningshastighet som funksjon av organisk arealbelastning.
Filter A og B er kjørt i serie.

ningen av partikulært organisk materiale innvirker på nedbrytningen av løst organisk materiale.

Biorotorprodusenten Autotrol Corporation, baserer sine dimensjoneringskurver for biorotorer (12) på løst organisk stoff og hevder at suspendert stoff ikke har noen innvirkning på nedbrytningen av løst organisk stoff. I høybelastede risle-filtre har Särner (13) funnet at høy belastning av suspendert og kolloidalt organisk stoff reduserer nedbrytningshastigheten av løst organisk stoff.

Våre forsøk med dykkede biologiske filtre viser at disse må dimensjoneres ut fra total organisk arealbelastning. Dette gir mye bedre korrelasjon mellom hastigheter og belastninger enn når man baserer seg på løst organisk stoff.

Ved bruk av biorotor kan man få oksygensvikt i første kammer når den organiske belastningen er høy. I vårt dykkede biofilter ble det ikke observert utilstrekkelig oksygenering, selv ved belastninger på 120 g KOF/m² . d (ca. 45 g BOF₇/m² . d).

Tabell 2. Renseeffekter og nedbrytningshastigheter.

$B_{A, KOF}$ $g\ KOF/m^2 \cdot d$	Data for filter A og filter B		Filter A+B koblet i serie	
	$r_{A, KOF}$ $g\ KOF/m^2 \cdot d$	%	$r_{A, KOF}$ $g\ KOF/m^2 \cdot d$	%
5	3.74	74.8	4.16	83.2
15	10.92	72.8	11.56	77.0
25	17.73	70.9	17.93	71.7
40	27.3	68.3	26.0	65.0
70	44.44	63.5		
120	68.25	56.9		
Ligninger	$r_{A, KOF} =$ $273 \cdot \frac{B_{A, KOF}}{B_{A, KOF} + 360}$		$r_{A, KOF} =$ $104 \cdot \frac{B_{A, KOF}}{B_{A, KOF} + 120}$	
Antall obser- vasjoner	46		12	
Korr.koeff.	0,9971		0,9997	

Den volumetriske nedbrytningshastig-
heten har vært oppe i over 10 kg KOF/
 $m^3 \cdot d$ i begge filterne. Dykkede biolo-
giske filtre bør derfor være godt egnet
som et første rensetrinn, etter forbehand-
ling. De kan drives ved høy belastning
og store mengder organisk stoff kan fjer-
nes i et kompakt anlegg.

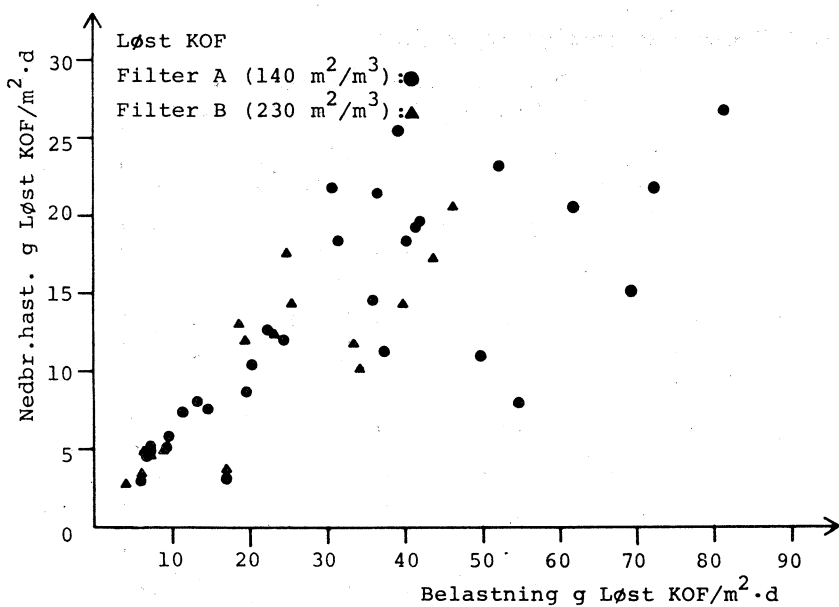
UTLØPSKONSENTRASJONER

Organisk stoff

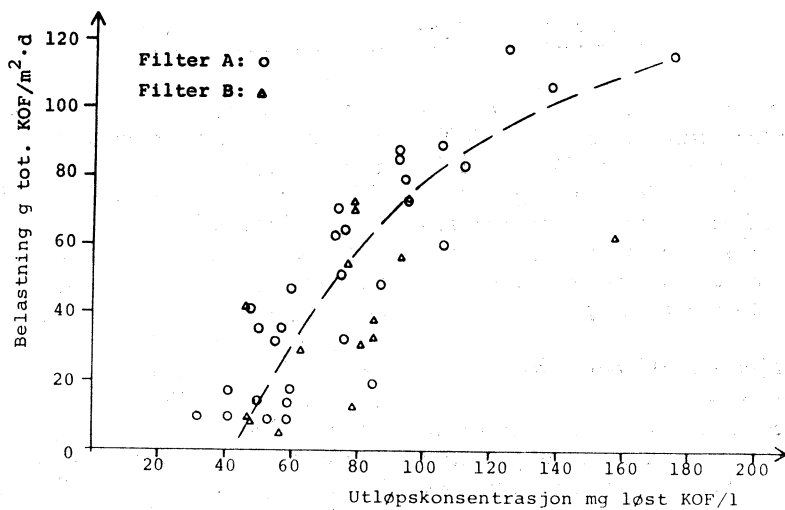
Utløpskonsentrasjonen av organisk stoff,
når filterne drives i parallell, er vist i
figur 5. For at sedimenteringstankenes
effektivitet og hydrauliske belastning ikke
skal påvirke resultatene er utløpskonsen-
trasjonene angitt som mg løst KOF/l.

Utløpskonsentrasjonen stiger med økende
organisk belastning. En belastning på 80
g total KOF/ $m^2 \cdot d$ gir ca. 100 mg løst
KOF/l i utløpet. Dette tilsvarer i under-
kant av 30 mg BOF₇/l.

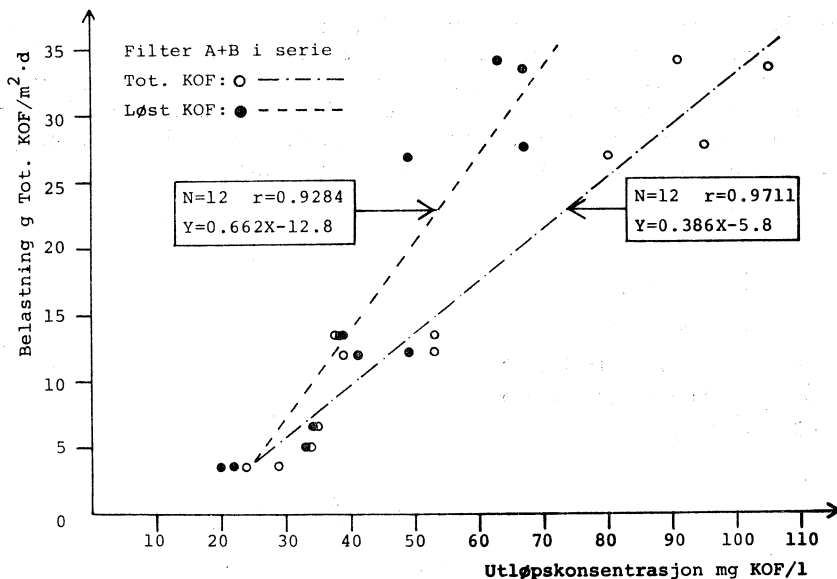
Utløpskonsentrasjoner for både total og
løst KOF, når filterne er koblet i serie,
er vist i figur 6. En konsentrasjon på 76
mg KOF/l tilsvarer 20 mg BOF₇/l. En
total organisk belastning på 38 g KOF/
 $m^2 \cdot d$ (ca. 14 g BOF₇/ $m^2 \cdot d$) vil gi 20
mg løst BOF₇/l i utløpet. Med den lille
sedimenteringstanken kan organiske be-
lastninger opp til 24 g total KOF/ $m^2 \cdot d$
(ca. 9 g BOF₇/ $m^2 \cdot d$) brukes før utløps-
konsentrasjonen overstiger 20 mg total
BOF₇/l.



Figur 4. Nedbrytning av løst organisk stoff. Filter A og B er kjørt i parallell.



Figur 5. Utløpskonsentrasjon som funksjon av organisk belastning. Filtrene kjøres i parallell.



Figur 6. Utløpskonsentrasjoner som funksjon av organisk belastning. Filtrene er koblet i serie.

På det samme avløpsvannet som ble brukt til disse forsøkene er det tidligere kjørt forsøk med biorotor (14), hvor separeringsenheten bestod av et trommelfilter. Ved en stasjonær belastning på 13 g KOF/m² · d var utløpskonsentrasjonen fra biorotoren noe høyere enn fra biofiltrene koblet i serie, både på filtrerte og ufiltrerte prøver. Dette viser at dykkede biologiske filtre er minst like effektive som biorotorer ved lav organisk belastning. Ved meget høy organisk belastning kan man få oksygensvikt i biorotorens første trinn og et dykket biologisk filter vil gi bedre renseeffekt.

Suspendert stoff

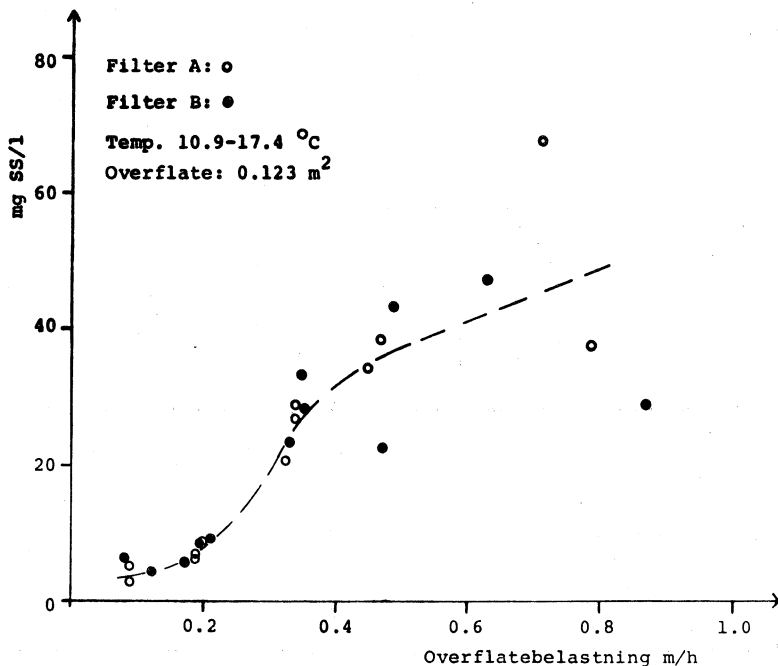
Den totale renseeffekten i et biologisk renseanlegg er svært avhengig av sedi-

menteringstankens evne til å fjerne de biologiske fnokkene. Biofilmslam består normalt av en grov og en fin fraksjon. Den finfordelte fraksjonen kan være vanskelig å avskille. Slam fra høybelastede rislefilter har vanligvis dårlige sedimenteringsegenskaper. Ved en overflatebelastning på 1 m/h fant Särner (13) en konsentrasjon på 40—70 mg SS/l i utløpet når biofilterets belastning var 2—3 kg BOF/m³ · d. Ved etterfølgende kjemisk felling ble SS innholdet redusert til 10—20 mg/l.

I dykkede aerobe biofiltre vil luftboblenes erosjon føre til en større andel finfordelte partikler. Vi observerte ingen slamflak av den typen vi får fra en biorotor. Figur 7 viser innholdet av suspendert stoff ut fra sedimenteringstankene,

når filterne kjøres i parallell. Den organiske belastningen er her relativt stor. En høy organisk belastning fører til at de aktive mikroorganismene i biofilmens ytre lag vaskes ut med korte tidsintervaller. Disse mikroorganismene har en lav slam-

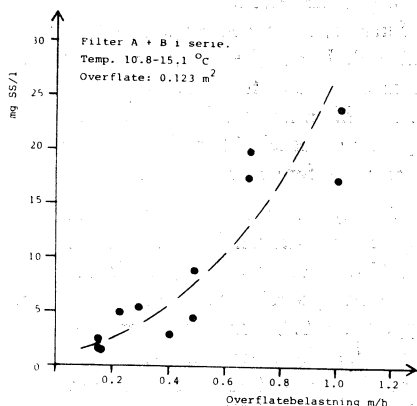
alder, og sedimenterer dårlig. Den kombinerte effekt av økt organisk og hydraulisk belastning fører til at utløpsvannet inneholder mer enn 20 mg SS/l når overflatebelastningen på sedimenteringstanken overstiger 0.3 m/h.



Figur 7. Suspendert stoff i utløpet som funksjon av sedimenteringstankenes overflatebelastning. Filter A og B kjøres i parallell.

Når filter A og B er koblet i serie vil den organiske belastningen på filter B bli lavere ved samme hydrauliske belastning. Slammet får dermed bedre sedimenteringsegenskaper. Figur 8 viser at utløpskonsentrasjonen overstiger 20 mg SS/l først når overflatebelastningen er større enn 0.9 m/h.

I praksis er sedimenteringen også avhengig av sedimenteringstankens dybde, slik at en tank i full skala vil fungere bedre enn de små enhetene som ble brukt i våre forsøk. Forsøkene viser imidlertid at slammet sedimenterer best når vannet renses i en to-trinns prosess.



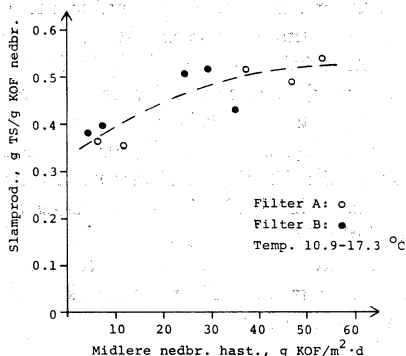
Figur 8.

Suspendert stoff i utløpet som funksjon av sedimenteringstankens overflatebelastning. Filter A og B koblet i serie.

SLAMPRODUKSJON

Slamproduksjon kan angis som g TS eller g celler produsert pr. g KOF eller g BOF som blir nedbrutt. Figur 9 viser spesifikk slamproduksjon, som g TS/g KOF nedbrutt når filtrene kjøres i parallell. Slamproduksjonen når filtrene er koblet i serie er vist i figur 10. Slamproduksjonen er basert på mengden av tørrstoff i sedimenteringstanken pluss mengden av suspendert stoff i utløpsvannet. Nedbrytningshastigheten av organisk stoff er beregnet ut fra total KOF i råvannet og løst KOF i utløpsvannet.

Når filtrene drives parallelt ligger den spesifikke slamproduksjonen mellom 0.35 og 0.55 g TS/g KOF nedbrutt. Den spesifikke slamproduksjonen øker med økende nedbrytningshastighet og organisk belastning. Den observerte slamproduksjonen er normal for middels og høyt belastede biofilanlegg.

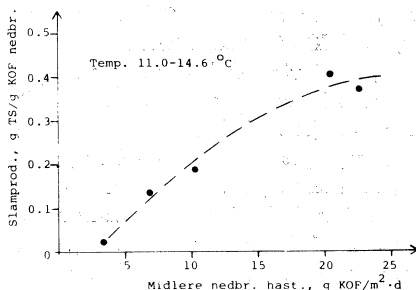


Figur 9.

Spesifikk slamproduksjon når filtrene

kjøres i parallell.

Med filtrene koblet i serie blir den spesifikke slamproduksjonen lavere. Filter nummer to er nå relativt lavt belastet og en del av slammet fra filter nummer en blir brutt ned i filter nummer to. En midlere nedbrytningshastighet over de to filtrene på 3 g KOF/m² · d vil gi tilnærmet null slam. Slamproduksjonen stiger så til ca. 0.40 g TS/g KOF nedbrutt ved en nedbrytningshastighet på 25 g KOF/m² · d.



Figur 10.

Spesifikk slamproduksjon når filtrene er koblet i serie, uten mellomsedimentering.

Ved små anlegg, hvor slamdisponeringen kan være et problem, kan det være aktuelt å koble flere dykkede biofiltre i serie og kjøre disse ved lav organisk belastning. Slamproduksjonen blir da liten eller neglisjerbar. Samtidig er slammets mer stabilt. Gløding av slamprøvene viste at disse inneholdt 77—80% organisk stoff når filtrere ble kjørt i parallell. Med filtrere koblet i serie viste en stikkprøve at slammets innhold av organisk stoff var sunket til 61%.

Ved å sammenligne figur 9 og 10 ser en at ved en nedbrytningshastighet på 10 g KOF/m² . d er slamproduksjonen i et to-trinns filter halvparten av slamproduksjonen i et enkelt filter.

OKSYGENERING

Luftforbruket har stor betydning for prosessens økonomi. I våre forsøk har det hele tiden blitt dosert 0.6 m³/h luft til hvert av filtrere. Den organiske belastningen har imidlertid variert over et stort område. Ved å plote oksygeninnholdet i filtrere mot den spesifikke lufttilførselen kan en derfor se hvor godt den tilførte luftmengden oksygenerer filtrere. Den spesifikke lufttilførselen er uttrykt som m³ luft (15°C, 1 atm.) pr. kg total KOF tilført filteret.

Figur 11 viser O₂-konsentrasjonen i filter A (140 m²/m³) og figur 12 viser O₂-konsentrasjonen i filter B (230 m²/m³). Ved høy spesifikk lufttilførsel ligger oksygenkonsentrasjonen i begge filtrere rundt 8 mg/l. Variasjoner i vanntemperaturen gir imidlertid stor spredning fordi metningskonsentrasjonen av oksygen er temperaturavhengig. Filtrere har imidlertid blitt kjørt i parallell og har hatt tilnærmet samme temperatur. Ved en spesifikk lufttilførsel på 20 m³/kg KOF er

oksygenkonsentrasjonen under 3.5 mg/l i filter A, mens den er over 4.5 mg/l i filter B. Dette viser at filter B utnytter lufta bedre enn filter A. Filter B har et tettere filtermedium. Luftboblene får tro- lig lengre kontaktid med vannet og kan derfor overføre mer oksygen.

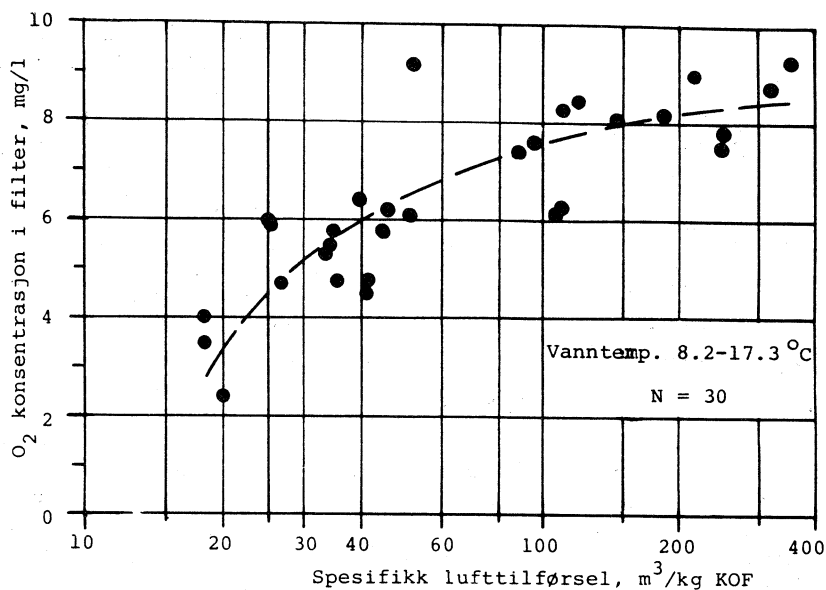
Vanndybden fra topp diffusor var 1.38 m i begge filtrere. Eckenfelders resultater (15) viser at oksygenoverføringen er tilnærmet proporsjonal med vanndybden opphøyd i 0.7. For å sammenligne data fra ulike kilder har en brukt Eckenfelders ligning til å regne om luftforbruket til antall Nm³ (0°C, 1 atm.) ved 3 m vanndybde.

Aktivslamanlegget ved Nora Sunrose/Hedemark Tørrmelk vil kreve 59 Nm³ luft/kg KOF for å holde en O₂-konsentrasjon på 0.3 mg/l i luftebassenget (16). Forsøk i Japan (7) med rensing av industriavløp i dykkende aerobe filtre viste et luftbehov på ca. 40 Nm³/kg BOF₅ for å holde 1 mg O₂/l i filtertanken.

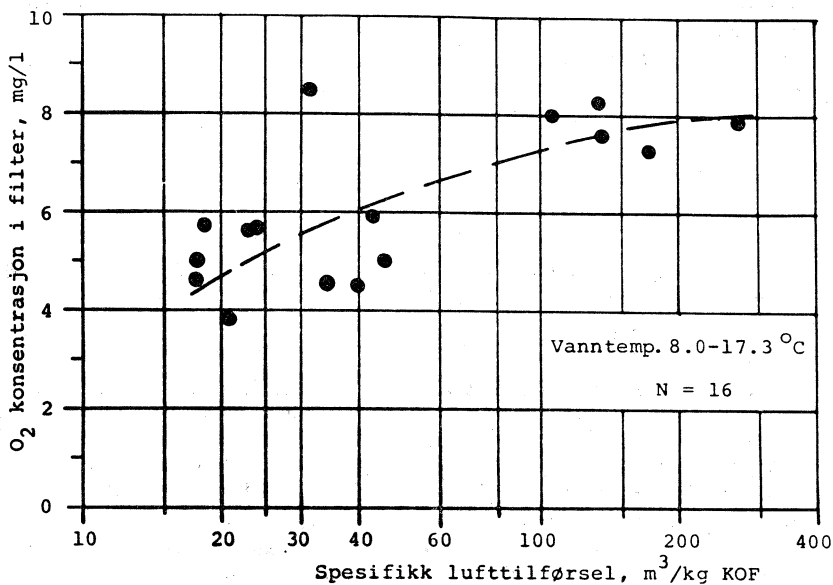
Ved 3 m innblåsningsdybde vil ca. 11 Nm³ luft/kg KOF gi et O₂-innhold i underkant av 3.5 mg/l i filter A og i overkant av 4.5 mg/l i filter B. 11 Nm³/kg KOF tilsvarer ca. 30 Nm³/kg BOF₇.

SAMMENDRAG

For å komme fram til mer kompakte anlegg for biologisk rensing av avløpsvann, har man ved SINTEF utført forsøk med aerobe dykkede biologiske filtre. Finluftdiffusorer er plassert i bunnen av en tank. Over disse plasseres filtermedium av plast. Biofilteret er dykket og avløpsvannet pumpes inn i bunnen. To filtermedier har blitt testet. Disse er av typen PLASdek, med spesifikk overflate på henholdsvis 140 og 230 m²/m³.



Figur 11. Oksygenkonsentrasjon i filter A som funksjon av spesifikk lufttilførsel.



Figur 12. Oksygenkonsentrasjon i filter B som funksjon av spesifikk lufttilførsel.

Filtrene bør dimensjoneres ut fra total organisk arealbelastning. Renseeffekten i våre forsøk avtok fra 75% til 57%, målt som KOF, når belastningen økte fra 5 til 120 g KOF/m² · d. Den volumetriske nedbrytningshastigheten var oppe i over 10 kg KOF/m³ · d i begge filterne.

Slammets sedimenteringsegenskaper var delvis avhengig av filterets organiske belastning. Med filterne koblet i serie var overflatebelastninger opp til 0.9 m/h akseptable for å oppnå mindre enn 20 mg SS/l i effluenten. Fullskala sedimenteringstanker vil sannsynligvis gi bedre resultater.

Den spesifikke slamproduksjonen øker med økende organisk belastning. Når filterne ble kjørt i parallell lå slamproduksjonen mellom 0.35 og 0.55 g TS/g KOF nedbrutt. Med filterne koblet i serie kan slam fra filter nummer en bli brutt ned i filter nummer to. Slamproduksjonen ved seriekobling varierte fra tilnærmet null ved lav belastning til 0.40 g TS/g KOF nedbrutt ved høy belastning.

Den tilførte lufta ble godt utnyttet i begge filterne. I fullskala anlegg med 3 m innblåsningsdybde vil ca. 10–15 Nm³ luft pr. kg KOF antagelig gi tilstrekkelig oksygenering med de to testede filtermediene.

Aerobe dykkede biologiske filtre bør være et godt alternativ til andre biologiske rensemetoder. Mikroorganismene vokser på filtermediet. Dermed unngår man returpumping av slam og problemer med slamsvelling og slamflukt. Rislefiltre må ha en viss minimum hydraulisk belastning for å virke skikkelig. I aerobe dykkede biologiske filtre vil luftboblene erodere biofilmen og hindre gjentetting av filtermediets porer. Den sterke turbulensen sikrer også god kontakt mellom mikroorganismer og substrat. Med et filtermedium med høy spesifikk overflate kan en derfor bygge et meget enkelt og kompakt anlegg. Som andre biologiske renseanlegg kan også dykkede biologiske filtre kombineres med forskjellige former for kjemisk felling.

REFERANSER

1. *Bach, H.*: Phenolhaltige Abwässer und ihre Reinigungsmöglichkeit. Zeitschrift für angewandte Chemie, Vol. 39, pp. 1093–1098, 1926.
2. *Bach, H.*: The Tank Filter for the purification of Sewage and Trade Wastes. Part I and II. Water Works and Sewerage, pp. 389–393 and pp. 446–449, 1937.
3. *Fair, G. M., Fuhrman, R. E., Ruchhoft, C. C., Thomas H. A. and Mohlman F. W.*: Sewage Treatment at Military Installations-Summary and Conclusions. Sewage Works Journal Vol. 20, No. 1, pp. 52–95, 1948.
4. *Wilford, J. and Conlon, T. P.*: Contact Aeration Sewage Treatment Plants in New Jersey. Sewage and Industrial Wastes, Vol. 29, No. 8, pp. 845–855, 1957.
5. *Huang, C. S.*: The Air Force Experience in Fixed-Film Biological Processes. Proceedings First International Conference on Fixed-Film Biological processes, Kings Island, Ohio, April 20–23, 1982, pp. 1777–1805.
6. *Abd-El-Bary, M. F. and Eways M. J.*: Biological Nitrification in Contact Aeration Systems. Water & Sewage Works, pp. 91–93, June 1977.

7. *Kato, K. and Sekikawa, Y.*: Fixed Activated Sludge Process for Industrial Waste Treatment. Proc. of the 22nd Ind. Waste Conf. May 2—4, 1967, Purdue Univ., pp. 926—949.
8. *Särner, E.*: The Importance of the Specific Surface of Trickling Filter Medium. Vatten, No. 4, pp. 310—327, 1981.
9. *Stover, E. L. and Kincannon, D. F.*: Rotating Biological Contactor Scale-Up and Design. Proceedings, First International Conference on Fixed-Film Biological Processes, Kings Island, Ohio, April 20—23, 1982, pp. 1667—1687.
10. *Orwin, L. W. and Siebenthal, C. D.*: Hydraulic and Organic Forcing of a Pilot Scale RBC Unit. Proceedings of the First National Symposium on RBC Technology, Champion, Pennsylvania, Feb. 4—6, 1980, pp. 119—136.
11. *Rusten, B.*: Rensing av kommunalt avløpsvann i aerobe dykkede biologiske filtre. SINTEF, Teknisk kjemi, SFT21 A83076.
12. *Autotrol Corporation*: Wastewater Treatment Systems Design Manual. 1979.
13. *Särner, E.*: Removal of dissolved and particulate organic matter in high-rate trickling filters. Water Research, Vol. 15, pp. 671—678, 1981.
14. *Oland, I.*: En driftsstudie av Mecana Biospiral. Hovedoppgave VAR-teknikk 1981, D-1-81-9, Inst. for Vassbygging, NTH.
15. *Eckenfelder, Jr. W. W. and O'Connor, D. J.*: Biological Waste Treatment. Pergamon Press, 1961.
16. *Ødegaard, H.*: Biologisk rensing av konsentrerte organiske avløp. Delrapport nr. 3. Driftsundersøkelse ved Nora Sunrose/Hedemark Tørrmelk. SINTEF, Teknisk kjemi, STF21 A83009.