

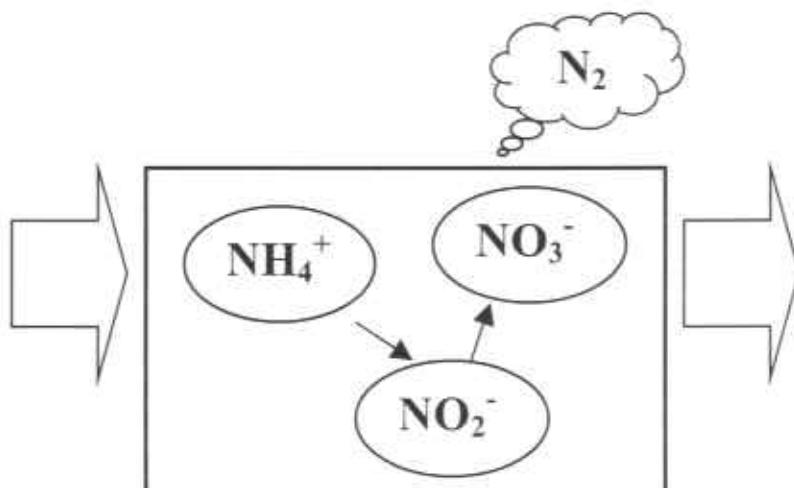
# NORVAR

102  
—  
2000

## Prosjektrapport

Oppsummering av resultater og erfaringer  
fra forsøk og drift av

### NITROGENFJERNING VED NORSKE AVLØPSRENSEANLEGG



Norsk VA-verkforening

# NORVAR-rapport

Norsk VA-verkforening

Postadresse: Vangsvegen 143, 2317 Hamar  
Besøksadresse: Vangsvegen 143, Hamar  
Telefon: 62 55 30 30

Rapportnummer:	102 - 2000
Dato:	15.03.2000
Antall sider (inkl. bilag):	60
Tilgjengelighet:	
Åpen:	x
Begrenset:	

Rapportens tittel:

## OPPSUMMERING AV RESULTATER OG ERFARINGER FRA FORSØK OG DRIFT AV NITROGENFJERNING VED NORSKE AVLØPSRENSEANLEGG

Forfattere: Svein Erik Moen og Ole Lien

### Ekstrakt:

Rapporten inneholder korte oppsummeringer av forundersøkelser, forsøk og vurderinger utført ved norske avløpsrenseanlegg på 1990-tallet. Videre omtales kriterier og valg av rense løsninger for nitrogen samt driftserfaringer fra renseanlegg som har bygget ut og etablert vidtgående fjerning av nitrogen. Rapporten inneholder referanser til en rekke rapporter som dokumenterer nærmere de arbeider som er gjort.

4 renseanlegg har bygget prosessløsninger med biofilm, mens 2 anlegg har valgt løsninger med aktivslam. Ytterligere 7 renseanlegg har gjort forundersøkelser og/eller forsøk med nitrogenfjerning. Forundersøkelser og forsøk omfatter både biologiske prosesser og fysisk-kjemiske prosesser.

Resultatene dokumenterer at nitrogenfjerning er fullt mulig med norsk avløpsvann på tross av tidlig skepsis i forhold til vårt "tynne" og kalde avløpsvann. Med utgangspunkt i avløpsvannets karakter og vår tradisjon for overbygd renseanlegg er det blitt utviklet og tilpasset gode prosessløsninger som er kompakte og krever relativt lite areal.

### Emneord, norske:

Avløpsrensning, nitrogenfjerning,  
aktivslamprosesser, biofilmprosesser,  
fysisk-kjemiske prosesser, pilotforsøk,  
driftserfaringer

### Emneord, engelske:

Wastewater treatment, nitrogen removal,  
activated sludge processes, biofilm processes,  
physical-chemical processes, pilot plant  
studies, operation experiences

Andre utgaver:

## **FORORD**

På 1990-tallet ble det gjort forundersøkelser og forsøk med nitrogenfjerning ved en rekke renseanlegg her i landet. I løpet av de siste årene er det dessuten høstet viktige driftserfaringer ved de anleggene som så langt har bygget ut nitrogenfjerning. Målet med denne rapporten er å gi en sammenstilling av resultater og erfaringer fra forsøk og drift av nitrogenfjerning ved norske avløpsrenseanlegg.

Rapporten er utarbeidet på bakgrunn av kontakt med de enkelte anleggene samt foreliggende publikasjoner, artikler eller foredrag. Som utgangspunkt for kontakten med anleggene ble laget et spørreskjema. Dette er benyttet først og fremst for de anleggene har foretatt utbygging og ellers så langt det har passet, og er gjengitt i rapporten. Dette er i en del tilfeller besvart av den enkelte anleggseier og i andre tilfeller sylt ut av prosjektmedarbeiter på grunnlag av telefonisk kontakt. Detaljeringen av opplysningene kan dersom variere noe fra anlegg til anlegg.

Hensikten har vært å få fram en del nøkkelopplysninger. For de som ønsker nærmere informasjon, anbefales å ta kontakt med det aktuelle anlegget. Adresser, telefonnummber og navn på kontaktperson ved de enkelte anlegg er dersom tatt med i rapporten.

Utarbeidelsen av rapporten er finansiert av Statens Forurensningstilsyn, SFT.

Hamar, den 15. mars 2000

Ole Lien

# INNHOLDSFORTEGNELSE

## FORORD

1. BAKGRUNN / INNLEDNING	1
2. ANLEGGSVIS OPPSUMMERING AV RESULTATER OG ERFARINGER FRA FORSØK OG FULLSKALA DRIFT	2
2.1 Lillehammer renseanlegg	2
2.2 Gardermoen renseanlegg	10
2.3 Nordre Follo renseanlegg	13
2.4 VEAS - Vestjorden Avløpsselskap	16
2.5 Groos renseanlegg	19
2.6 Bekkelaget renseanlegg	21
2.8 Askim, Hobøl og Spydeberg avløpsrenseanlegg (ASHA)	25
2.9 Øra renseanlegg, FREVAR	26
2.10 Remmendalen renseanlegg	28
2.11 Solumstrand og Muusøya renseanlegg	29
2.12 Mjøndalen renseanlegg	31
2.13 RA-2	32

## VEDLEGG

I Rapportliste fra VEAS	1
II Orientering om VEAS, anlegget og prosessen, foredrag 1999	7
III Igangkjøring og driftserfaringer med KMT-prosessen for nitrogenfjerning ved Nordre Follo renseanlegg, foredrag 1999	12
IV Groos renseanlegg, Grimstad kommune: 3 års erfaringer og optimalisering (på engelsk), foredrag 1999	19

## **1. BAKGRUNN / INNLEDNING**

Med bakgrunn i internasjonale avtaler, blant annet Nordsjødeklarasjonene og EUs avløpsdirektiv, og hensyn til lokale og regionale miljøproblemer ble det på slutten av 1980-tallet satt statlige mål om at utsippene av næringssaltene nitrogen og fosfor til utsatte deler av Nordsjøen skulle reduseres med 50 % så raskt som mulig regnet fra 1985.

På det tidspunkt hadde man allerede lang erfaring med fjerning av fosfor ved norske avløpsrenseanlegg, mens fjerning av nitrogen var helt nytt. Dette førte blant annet til at det i 1988 ble startet et 3-årig forskningsprogram som hadde til hensikt å komme fram til egnede løsninger for fjerning av nitrogen i tillegg til fosfor og vurdere kostnader for slike løsninger. Programmet ble kalt FAN-programmet (fjerning av næringsstoffer) og var finansiert av SFT og NTNF. I regi av dette programmet ble det blant annet kjørt en rekke pilotforsøk ved flere renseanlegg som er rapportert separat. Det ble også utgitt en statusrapport med oversikt over teknologier: FAN-rapport R-3/90: Fjerning av nitrogen i kommunalt avløpsvann. En statusrapport (H. Ødegård, desember 1990).

Planleggingen av tiltak ble konsentrert om utsippene til Oslofjorden, og i løpet av første halvdel av 1990-tallet fikk en rekke store renseanlegg her enten varsel om pålegg eller pålegg fra myndighetene om å innføre nitrogenfjerning fra avløpsvannet med 70 % som årsmiddel. I tiden etter at det ble varslet om pålegg, gjennomførte en del av anleggene forundersøkelser, forsøk og nærmere vurderinger av hvordan nitrogenfjerning kunne gjennomføres. I 1997 ble en del av påleggene opphevet, mens et mindre antall større anlegg har bygget ut eller er i ferd med å bygge nitrogenfjerning.

I forbindelse med forberedelser og planlegging ble det utført en omfattende FoU-virksomhet hos flere kommuner og anleggseiere. Det er grunn til spesielt å nevne VEAS og Oslo kommune, Vann- og avløpsstaten (tidligere Oslo vann- og avløpsverk, OVA), som var tidlig ute med å planlegge anlegg for fjerning av nitrogen. Av den grunn ble det gitt tilslagn om tilskudd til nødvendig FoU-virksomhet til disse to organisasjonene på henholdsvis:

- OVA: ca 16 millioner kr
- VEAS: ca 35 millioner kr

For å koordinere FoU-virksomheten, oppnevnte Miljøverndepartementet i 1991 en styringsgruppe (NOVE-gruppen). Gruppen avsluttet sin virksomhet i 1997. Arbeidet er rapportert i :

1. Administrativ sluttrapport, Oslo 20. juni 1997
2. Faglig sammenstillingsraport fra FoU-virksomheten ved Bekkelaget renseanlegg 1991-1994
3. VEAS-utbyggingen 1991-1996, beskrivelse av prosjektet. Erfaringer. Videre muligheter.

Disse rapportene finnes hos NORVAR, som var sekretariat for NOVE-gruppen.

For sammendrag av virksomheten vedrørende nitrogenfjerning ved VEAS og Oslo kommune, VAV vises til omtale i kapittel 2.

## 2. ANLEGGSVIS OPPSUMMERING AV RESULTATER OG ERFARINGER FRA FORSØK OG FULLSKALA DRIFT

### 2.1 Lillehammer renseanlegg

Renseanleggets navn	Lillehammer renseanlegg		
Adresse	Lillehammer kommune, 2626 Lillehammer		
Telefon	61 24 73 50	Telefaks	61 25 46 96
Kontaktperson	Steinar Bungum		
Kommune(r)	Lillehammer		
Fylke	Oppland		
Anleggsstørrelse, PE	70 000 (hydraulisk)		
Type renseprosess før N-fjerning	Mekanisk/kjemisk før 50 000 pe		
Type slambehandling for N-fjerning	Fortykking og avvanning i centrifuge. Dosering av kalk før avvanning.		
Type renseprosess med N-fjerning	Mekanisk/biologisk (biosfilm med KMf-prosessen)/kjemisk. Fleksibelt anlegg der man kan kjøre både for denitrifikasjon, etterdenitrifikasjon og kombinasjonen.		
Type slambehandling med N-fjerning	Fortykking og avvanning i centrifuge (uten kalk)		

1. Hva var de viktigste utfordringene da man skulle starte arbeidet?	<p>a. Bygge ut innenfor eksisterende bygningsmasse og tomt.</p> <p>b. Finne en prosess som var egnet for tynt og kaldt avløpsvann. Temperaturen under snøsmelteperioden kan være helt nede i 4 – 5 °C. Målt minimum i 1999 på 3,2 °C.</p> <p>c. Å bli ferdig til de olympiske vinterleker i februar 1994. Dette fordi anlegget var definert som et pilotprosjekt der man skulle forsøke å få ferdig nitrogenfjerningstrippet til OL. Det ble gitt tilskudd både for å forsegre utbyggingen i forhold til andre som hadde fått krav og tilskudd som pilotprosjekt for forundersøkelser mm. Totalt tilskudd ca 50% av anleggskostnadene + forserings-/pilottilskudd (24 + 8 = 32 mill kr tilsvarende ca 68% av investeringene til N-fjerningstripp).</p> <p>d. Problemstillinger rundt å holde det strenge kravet til fosfor. Opprinnelig krav i det gamle anlegget var 0,5 mg/l, nytt krav er 0,25 mg/l. Kommunen tok opp med fylkesmannen usikkerheten om å holde dette strenge kravet da N-fjerning og P-fjerning på en måte er motstridene krav i en biologisk prosess. Kravet ble opprettholdt, men man ville se an drifts erfaringer. I ettertid viser det seg at kravene holdes med god margin.</p>
--	--

2. Hvordan gikk man fram for å løse oppgaven ?	<p>Man valgte en konvensjonell planleggingsmodell med bruk av rådgivende ingeniør. Det ble gjennomført et omfattende forprosjekt. Det vises til rapporten "Utvidelse av renseanlegg R2 - forprosjekt. Hovedrapport av juni 1992" (se ref.liste pkt 1).</p> <p>Prosessvalget ble vurdert i flere trinn. I forprosjektet ble det besluttet å utrede følgende alternative løsninger:</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>- biologisk rensing basert på aktivt slam</li> <li>- biologisk rensing basert på biologisk filter</li> </ul> <p>Det ble forutsatt å benytte en fleksibel prosessoppbygging, dvs en kombinert for- og etterdenitrifikasjon, som kan tilpasses ulike belastningssituasjoner. Under forstudiene for planleggingen behandlet man spesielt forholdet med tynt/kaldt avløpsvann. Ved sammenligning av de to prosessvariantene kom man fram til at aktivslamprosessen er godt dokumentert, men egner seg dårlig for tynt/kaldt vann. Man valgte derfor i en tidlig fase å satse på biologisk filter. Begrunnelse for valg av KMT-prosessen er beskrevet i pkt 6.</p>
3. Hvilke informasjoner og konklusjoner kunne man trekke ut av forundersøkelser og forsøksdrift ?	<p>Konklusjonen var at det er spesielt tynt og kaldt vann i perioder på Lillehammer og at man måtte ta hensyn til dette for å kunne oppfylle rensekravene. Dette førte til valg av biofilmprosess.</p>

4. Hvilke utslippskrav har man for N og P ?	<p>Tot-P: 0,25 mg/l      Tot-N: 8 mg/l (70% som årsmiddel)      LOC: 10 mg/l      KOF/BOF<sub>7</sub>: 10 mg/l</p>
5. Kort beskrivelse av selve N-fjerningsprosessen (evt. henvisning til enkel skisse)	<p>Anlegget har en konvensjonell forbehandling bestående av rist, sandfang, forsedimentering. Deretter går vannet inn i to parallelle prosesslinjer (KMT-prosessen). Hver linje har et volum på 1850 m<sup>3</sup>, dvs totalt reaktorvolum på 3700 m<sup>3</sup>. Hver linje består av 9 separate reaktorer, alle utstyrt for høsting. Videre er det installert blandepropeller i 6 reaktorer. Det vises til skissen i figur 2.1.</p> <p>Bærcmediet for biosilmen i KMT-prosessen består av små plastelementer. Bulkvolumet av plastelementene i anlegget er på 1350 m<sup>3</sup> for hver linje. Prosessen er konstruert for etterdenitrifikasjon, og prosessgarantien er basert på at dette alternativet er i drift. Prosessen er konstruert for automatisk drift og er kontrollert og styrt av SATCON 90 styringssystem.</p> <p>For alle driftsalternativer er doseringen av karbonkilde kontrollert av en online NO<sub>2</sub>-måler ved innløpet av den første reaktoren for etterdenitrifikasjon. I tillegg er det installert online målere for O<sub>2</sub>, pH og NH<sub>4</sub>-N. Instrumenteringen er lik for begge linjer. O<sub>2</sub>-måleren kan være med å regulere doseringen av karbonkilde.</p> <p>KMT-anlegget er også konstruert for en alternativ drift som en kombinert prosess med for- og etterdenitrifikasjon. En pumpe</p>

	<p>for returpumping av nitrifisert vann er derfor installert i hver reaktorlinje.</p> <p>Krav til effektivitet av nitrogenfjerningen er årlig reduksjon på 70% i middel og med et maks innhold på 8 mg/l målt som tot-N.</p>
<b>6. Hvorfor ble den valgte løsningen valgt ?</b>	Grunnen til valg av KMT-prosessen var dels økonomi, plassbehov, vannets sammensetning (kaldt/tynt vann) og til slutt litt vekt på norsk leverandør.
<b>7. Staten har gitt/gir betydelige tilskudd til utbyggingen av N-fjerning, men ikke til drift. Har dette påvirket valget av løsning ?</b>	Valget ble gjort av grunner nevnt i punkt 6. Hovedargumentet var problemer med tynt og kaldt vann. Man antok at aktivslamprosessen ikke ville virke flere måneder i året pga av disse forhold.
<b>8. Hva var de viktigste utfordringene i utbyggingsfasen ?</b>	<p><i>Ufوردning nr 1:</i>  Oppgradering av KMT-prosessen til fullskala.  Man hadde her bare erfaringer fra tidligere pilotanlegg på Bekkelaget renseanlegg i Oslo. Det var derfor en rekke problemer med tekniske løsninger/usikre dimensjoneringskriterier. Dette førte til mye ekstra arbeid med møter, økte konsulenthonorarer med mcr. Noen løsninger måtte senere endres. Dette førte imidlertid ikke til kostnadsoverskridelser.</p> <p>Man hadde en avtale med prosessleverandøren, som gikk ut på å kjøpe biomasse og teknisk støtte. Det ble gitt en spesiell garanti pga at anlegget var såpass nyt og uprøvd.</p> <p><i>Ufوردning nr 2:</i>  Utbygging mcs anlegget var i drift. Man klarte dette unntatt i en 14 dagers periode ved ombygging av innløpsdelen. Fikk da dispensasjon til å slippe urensset vann i Mjøsa.</p> <p><i>Ufوردning nr 3:</i>  Spesial entrepriseform med delte entrepriser. Byggherren kjøpte selve prosessen av prosessleverandøren som ikke var hoved-entrepreneur (se ovenfor). Dette medførte mye koordineringsarbeid for byggherren.</p> <p><i>Ufوردning nr 4:</i>  Tidsknapphet i forhold til ferdigstillelse til vinter-OL. Det ble imidlertid på et tidlig stadium avklart at dette ikke var mulig.</p>
<b>9. Hva er de viktigste driftsutfordringene ?</b>	<p>Valgte renseprosess er relativt komplisert, og den viktigste utfordringen har derfor vært å lære prosessteknologi selv. Kommunen valgte å løse innkjøringsproblemene selv og ansatte en egen prosessansvarlig.</p> <p>Det var også en utfordring å luke ut feil i prosessen, da den som nevnt ikke var bygget i fullskala anlegg før. "Dumt å være først ute". Det største problemet har vært planlene mellom reaktorene. Disse er bygget om. Det har vært en rekke brudd på</p>

	<p>silene pga hydraulisk overbelastning. Silene ble dimensjonert for statiske krefter og ikke dynamiske krefter. Man er nå i ferd med å prøve ut et nytt system med rørsiler. Leverandøren har erfaring med dette fra andre anlegg. Pga av problemet med silene har en linje i anlegget vært ute av drift fra juni til desember 1999.</p> <p>En annen utfordring har vært pålitelig dosering av karbonkilde. Doseres ut fra vannmenge, nitratkonsentrasjon og oksygenkonsentrasjon.</p> <p>Styringssystemene er ombygd. Verken doseringspumper eller diverse målere var gode nok i utgangspunktet. Kjøpte for billig utstyr, men har nå investert i bedre utstyr som er svært mye dyrere enn det opprinnelige.</p> <p>Et annet problem/utfordring: Valg av riktig karbonkilde. Man brukte først metanol. Etter erfaring fra bl.a. Malmö skiftet man fra metanol til etanol. Dette ga økt omsetningshastighet, mindre giftighet/mindre farc for eksplosjoner. Man har også prøvd å skifte tilbake til metanol. Erfaringen er at man ved omstilling fra etanol til metanol bruker lang tid på å få en stabil drift, mens skifting tilbake fra metanol til etanol går svært raskt. Tidligere var prisen på metanol relativ høy, kr 6,80 pr liter. Denne er nå redusert til 1,80 kr pr liter. Etanol har en pris på 2,70 kr pr liter. I tillegg til nevnte fordele gir etanol også 30% større utbytte enn metanol.</p> <p>En annen utfordring var at man like etter igangsettelsen fikk flom i Mjøsa (mai 1995). Anlegget måtte da i en periode settes ut av drift, og man fryktet at det ville ta svært lang tid før man fikk bygget opp igjen den riktige mikroorganismekulturen i anlegget og få i gang igjen driften. Det viste seg imidlertid mulig å holde liv i mikroorganismene på KMT-mediet ved å lufte bassengene, og prosessen kom derfor fort i gang igjen (i løpet av ca 50 timer).</p> <p>Man har ut fra driftserfaringer også vært i stand til å redusere kjemikaliesforbruket i ellersellingen med ca 30%, som har gjort at man har fått en besparelse på ca 300 000 kr pr år.</p>
<b>10. Har man nådd målet ?</b>	Ja.
<b>11. Hvilke rensesultater ligger man på for N og evt. P ?</b>	<p>1995 N: 73% P: 93% NB! N-renging bare en kort tid.</p> <p>1996 N: 79% P: 95%</p> <p>1997 N: 76% P: 95%</p> <p>1998 N: 76% P: 95%</p> <p>1999 N: ca 70 % (Tallene ikke helt klare pr jan 2000)</p>
<b>12. Hva kunne evt. vært gjort annerledes ?</b>	<p>Når det gjelder utformingen av anlegget kunne man</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>a. Hatt et bedre dimensjonert silarrangement i bioreaktorene.</li> <li>b. Investeret i mer driftssikre og pålitelige online instrumenter. Slike instrumenter bør ikke kjøpes via en pakke, men bør</li> </ul>

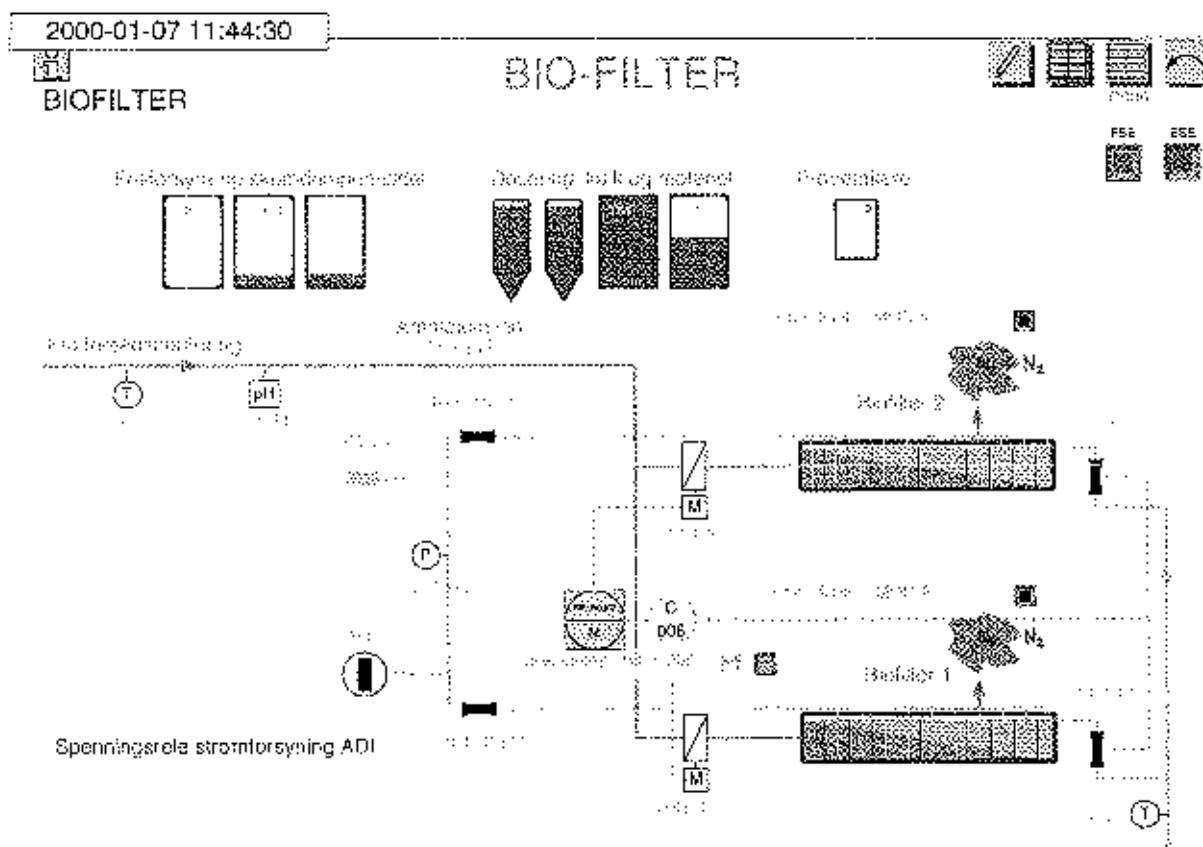
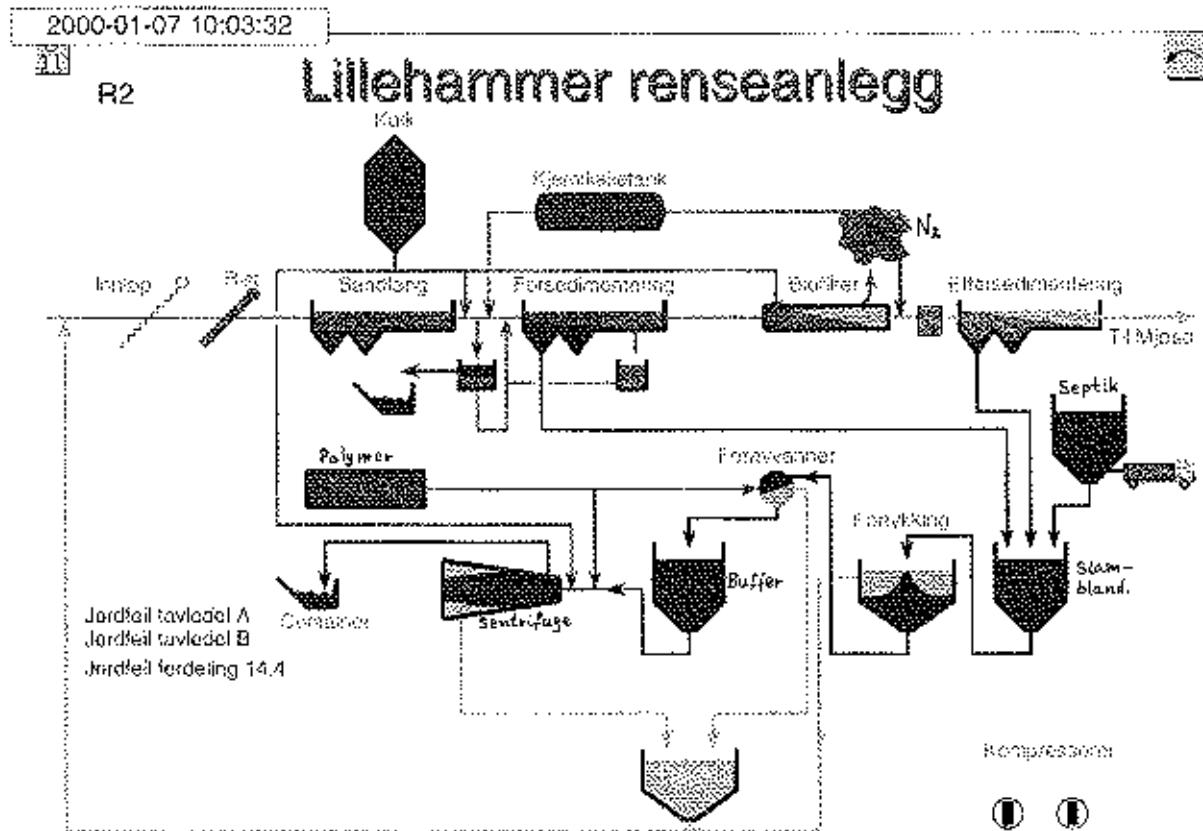
	<p>håndplukkes ut fra erfaringer.</p>																										
13. Hva kan gjøres videre med hensyn på driftsoptimalisering og reduksjon av driftskostnader ?	<p>a. Prosessen er godt dokumentert og man har mulighet for å optimalisere videre opp mot teoretisk drift. Dette gjelder spesielt styring/regulering av O<sub>2</sub> samt dosering av kjemikalier (pH-justering og karbonkilde). Det planlegges en brukerforening for KMT-prosessen for å arbeide med dette i fellesskap.</p> <p>b. Bruk av intern karbonkilde. Man har beregnet at man kan spare ca 100.000 kr pr år ved bruk av intern karbonkilde.</p> <p>c. Videre opplæring og kompetanseheving av personalet.</p> <p>d. Erfaringer med arbeidsmiljø. Det er en del støy fra en samlestokk for luft inne i bassenghallen. Lukt er lite problem. Det var et stort problem med skumdannelse i reaktorene, og man måtte bruke skumdemppningsmidler, som er dyre. Man bruker svært lite av dette nå ved rutinedrift.</p>																										
14. Hvilke tilleggskostnader har man fått som følge av N-fjerningskravet ?	<p>Følgende tall gjelder for <u>utbyggingen</u> (mill kr):</p> <table> <tbody> <tr> <td>Utvidelse av renseanlegget:</td> <td>43</td> </tr> <tr> <td>Nitrogenrensing:</td> <td>48</td> </tr> <tr> <td>Del av styrings/overvåkingssystem:</td> <td>5</td> </tr> <tr> <td>Senere investert/forbedringer:</td> <td>6</td> </tr> <tr> <td><b>Sum renseanlegget:</b></td> <td><b>ca 100 mill kr</b></td> </tr> </tbody> </table> <p>Dette er eksklusive avgifter. Det svarer ikke investeringsavgift eller moms av investeringer i avlopsanlegg.</p> <p>Stipulerete tall for tilleggskostnader <u>drift</u> 1999 (1000 kr);</p> <table> <tbody> <tr> <td>Karbonkilde:</td> <td>550</td> </tr> <tr> <td>Kalk/alkalie:</td> <td>80</td> </tr> <tr> <td>Ekstra energikostnader:</td> <td>ca 1.000</td> </tr> <tr> <td>Ekstra analysekostnader:</td> <td>100</td> </tr> <tr> <td>1 ekstra driftsoperatør:</td> <td>350</td> </tr> <tr> <td>1 laborant/lab.tekniker:</td> <td>ca 200</td> </tr> <tr> <td>Kapitalkostnader (tatt hensyn til tilskudd) ca 1.500</td> <td></td> </tr> <tr> <td>Andel av administrasjon</td> <td>ca 120</td> </tr> </tbody> </table> <p><b>Sum 3,9 mill kr pr år</b> fordelt på abonnentene i Lillehammer (5700), som utgjør ca 700 kr pr abonnent pr år.</p>	Utvidelse av renseanlegget:	43	Nitrogenrensing:	48	Del av styrings/overvåkingssystem:	5	Senere investert/forbedringer:	6	<b>Sum renseanlegget:</b>	<b>ca 100 mill kr</b>	Karbonkilde:	550	Kalk/alkalie:	80	Ekstra energikostnader:	ca 1.000	Ekstra analysekostnader:	100	1 ekstra driftsoperatør:	350	1 laborant/lab.tekniker:	ca 200	Kapitalkostnader (tatt hensyn til tilskudd) ca 1.500		Andel av administrasjon	ca 120
Utvidelse av renseanlegget:	43																										
Nitrogenrensing:	48																										
Del av styrings/overvåkingssystem:	5																										
Senere investert/forbedringer:	6																										
<b>Sum renseanlegget:</b>	<b>ca 100 mill kr</b>																										
Karbonkilde:	550																										
Kalk/alkalie:	80																										
Ekstra energikostnader:	ca 1.000																										
Ekstra analysekostnader:	100																										
1 ekstra driftsoperatør:	350																										
1 laborant/lab.tekniker:	ca 200																										
Kapitalkostnader (tatt hensyn til tilskudd) ca 1.500																											
Andel av administrasjon	ca 120																										
15. Kort sammenstilling av prosessmessige dimensjoneringskriterier og/eller typiske driftsverdier	<p>Vannmengde til N-fjerningstrinnet:</p> <p><math>Q_{dim} = 1200 \text{ m}^3/\text{time}</math>      <math>Q_{maksdim} = 1900 \text{ m}^3/\text{time}</math></p> <p><math>Q_{middel} = 26\,000 \text{ m}^3/\text{døgn}</math></p> <p>Belastning:</p> <p>Råvann: 5 925 kg KOF/døgn (228 mg/l) 755 kg tot-N/døgn (29 mg/l)</p> <p>Før vannet går til biotrinnet, skal det ha gjennomgått forfelling.</p>																										

	<p>Temperaturer i råvann:</p> <table style="margin-left: 20px;"> <tr><td>Median:</td><td>10 °C</td></tr> <tr><td>20- percentil:</td><td>7 °C</td></tr> <tr><td>10- percentil:</td><td>6 °C</td></tr> </table> <p>Bioreaktorvolum: 3 840 m<sup>3</sup> hvorav 2 500 m<sup>3</sup> biomedium. Bioreaktoren består av 2 linjer á 9 stk seriekoblede reaktorer som er fylt med KMT-medie, tilsvarende 65 % fyllingsgrad.</p> <p>Vannkvalitet: Alkalitet i acrobe bioreaktorer: &gt; 1,0 mekv/l pH i aerobic bioreaktorer: 7 – 8,5 Fosfor ut fra hver bioreaktor: &gt; 0,3 mg PO<sub>4</sub>-P/l</p> <p>Det vises for øvrig til refereanselistas pkt 3: Innlegg på nordisk konferanse i Stockholm av 1997.</p>	Median:	10 °C	20- percentil:	7 °C	10- percentil:	6 °C
Median:	10 °C						
20- percentil:	7 °C						
10- percentil:	6 °C						
16. Andre forhold eller opplysninger ?	<p>Prosessen er teknisk utfordrende og den har medført et stort kompetanseløft blant driftspersonalet i kommunene. Det er viktig å ta hensyn til dette i valg av prosess. Man ansatte i utgangspunktet en prosessansvarlig kjemiingeniør, en laborant og en ekstra operatør. Den prosessansvarlige kjemiingeniøren er senere kuttet ut og prosessansvarct er tillagt overingeniør/seksjonsleder.</p> <p>Et annet forhold er diskusjon rundt hvordan man skal kjøre et renseanlegg. Skal man:</p> <ol style="list-style-type: none"> <li>1. rense så godt som overhode teknisk mulig ?</li> <li>2. legge seg mot konsesjonskravene ?</li> </ol> <p>På Lillehammer har man valgt en mellomting.</p> <p>Ytre/indre miljø er under kontroll. Det er brukt en del ressurser på å bygge veggger, ventilasjon og kjemikalietilsetning (NUTRIOX) i renseanlegget. Arbeidsmiljøet er nå godt.</p> <p>NB! Man kjører fortsatt med en centrifuge fra 1977. Denne skal nå skifles ut, og man vil gå ut for å få konkurranse om et skisseprosjekt.</p>						

#### Referanseliste:

1. Berdal Strømme A/S: Utvidelse av renseanlegg R2 - forprosjekt. Hovedrapport av juni 1992.
2. Steinar Bungum: Innlegg på Nordisk seminar om nitrogenfjerning i Finland 23-25.01.1995 (oppstartserfaringer).

3. Steinar Bungum: Innlegg på Nordisk konferanse om nitrogenfjerning og biologisk fosfortrensing i Stockholm 28-30.01.1997 (driftserfaringer).
4. Årsrapporter fra driften 1995 - 1998.
5. Lillehammer kommune og Cambi AS: Pilotprosjekt våtorganisk avfall. Hydrolyse, karbonkilde, nitrogenrensing, fullskalaaforsøk på Lillehammer ra 1996 (10.12.96).



Figur 2.1 Lillehammer renseanlegg, flyteskjemaer

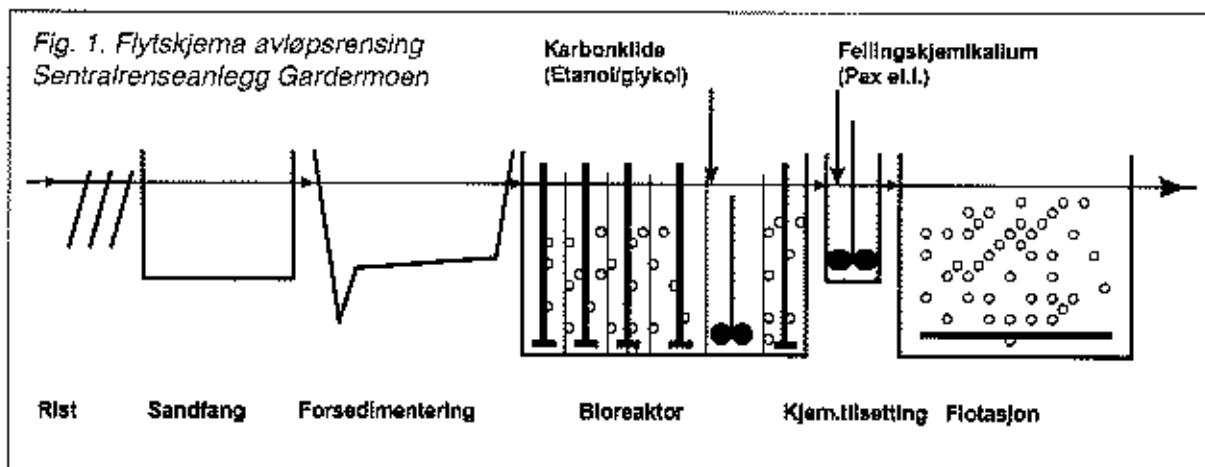
## 2.2 Gardermoen renseanlegg

Renseanleggets navn	Gardermoen renseanlegg		
Adresse	Ullensaker kommune, Postboks A, 2051 Jessheim		
Telofon	63 92 80 00	Telefaks	63 92 80 02
Kontaktperson	Ingar Tranum		
Kommune(r)	Ullensaker og Nannestad		
Fylke	Akershus		
Anleggsstørrelse, PE	50 000		
Type renseprosess før N-fjerning	(Nytt anlegg)		
Type slambehandling før N-fjerning			
Type renseprosess med N-fjerning	Mekanisk, kombinert for-/etterdenitrifikasjon i biofilm (KMT-prosessen), kjemisk selling og flotasjon		
Type slambehandling med N-fjerning	Utråtning, avvanning, tørring/hygienisering, granulering		

1. Hva var de viktigste utfordringene da man skulle starte arbeidet?	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Hensiktsmessig plassering av anlegg og utslippspunkt, herunder brukerinteressør knyttet til recipient</li> <li>- Eier- og driftsansvar for framtidig anlegg, herunder finansiering</li> <li>- Hensiktsmessig anbudsprosess og prosjektorganisering</li> <li>- Riktig dimensjonering</li> <li>- Brukt glykol fra flyplassen som ressurs i renseprosessen</li> </ul>
2. Hvordan gikk man fram for å løse oppgaven?	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Beregning av belastninger (for år 1999 og 2015)</li> <li>- Vurdering av utslippspunkt i samarbeid med myndigheter og lokale grendelag</li> <li>- Åpen anbudskonkurransc med totalentreprise for prosess, maskin og automasjon evaluert ved beregning av reelle byggekostnader for de tilbudte løsningene og deretter sammenlikning av totalkostnader for de ulike konseptene.</li> </ul>
3. Hvilke informasjoner og konklusjoner kunne man trekke ut av forendesøkelser og forsøksdrift?	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Testing av ulike karbonkilder i pilotanlegg viste at glykol var godt egnet og at prosessen raskt vennet seg til veksling mellom glykol og etanol.</li> <li>-Utslippspunkt ble flyttet 3 km lengre nedstrøms grunnet frykt for konflikt med andre brukerinteressenter og stor mediapågang.</li> </ul>

4. Hvilke utslippskrav har man for N og P?	Tot-P: 0,25 mg/l (~95 %) Tot-N: 70 %
5. Kort beskrivelse av selve N-fjerningsprosessen (evt. henvisning til enkel skisse)	Se figur 2.2.
6. Hvorfor ble den valgte løsningen valgt?	En biofilmprosess krever generelt mindre areal og volum enn en prosess med aktiv slam. Leverandøren var kjent og hadde aktuelle referanseanlegg i Norge. Løsningen har god fleksibilitet

	med hensyn til driften (for- og etterdenitrifikasjon).
<b>8. Staten har gitt/gir betydelige tilskudd til utbyggingen av N-fjerning, men ikke til drift. Har dette påvirket valget av løsning ?</b>	Har ikke påvirket valget av løsning direkte, selv om prognoserte og senere kontraktsfestede driftskostnader er vurdert i anbudsevalueringen. Leverandøren har forpliktet seg i forhold til et maks forbruk av innsatsfaktorer i en garantikjøringsperiode.
<b>8. Hva var de viktigste utfordringene i utbyggingsfasen ?</b>	Tidsfaktoren i forhold til åpning av den nye hovedflyplassen, og derav koordinering av framdriften for de enkelte aktørene.
<b>9. Hva er de viktigste driftsutfordringene ?</b>	Sikre/optimalisere god stabilitet gjennom etablering av gode beredskapsrutiner og rutiner for forebyggende vedlikehold. Anlegget har/har hatt betydelig fokus fra media og lokalsamfunnet, og det er viktig å minimalisere avvikene.
<b>10. Har man nådd målet ?</b>	Anlegget kan framvisse gode renseresultater og god stabilitet. Arbeidet med etablering av gode beredskapsrutiner og rutiner for forebyggende vedlikehold er ennå ikke fullført.
<b>11. Hvilke renseresultater ligger man på for N og evt. P ?</b>	1999: Tot-P: 0,19 mg/l ut (97 %) Tot-N: 89 %
<b>12. Hva kunne evt. vært gjort annerledes ?</b>	-
<b>13. Hva kan gjøres videre med hensyn på driftsoptimalisering og reduksjon av driftskostnader ?</b>	Driftsoptimalisering er en kontinuerlig prosess. Videre arbeides det med oppbygging av rutiner og prosedyrer for internkontroll, vedlikehold, avviksrapportering og beredskap (etter mal fra Hias). Systematisk arbeid for reduksjon av driftskostnader har hittil ikke vært høyt prioritert.
<b>14. Hvilke tilleggskostnader har man fått som følge av N-fjerningskravet ?</b>	Etter som dette er et nytt anlegg der N-fjerning inngår som en del av helheten, er ikke spesifikke kostnadstall for N-fjerning tilgjengelig.
<b>15. Kort sammenstilling av prosessmessige dimensjoneringskriterier og/eller typiske driftsverdier (hvis tilgjengelig)</b>	Dimensjoneringsdata for anlegget: $Q_{dim} = 920 \text{ m}^3/\text{time}$ $Q_{døgn} = 16\,000 \text{ m}^3/\text{døgn}$ $Q_{mekadim} = 1\,300 \text{ m}^3/\text{time}$ Typiske belastninger: Vannmengde: 5 700 m <sup>3</sup> /døgn      Tot-N innløp: 48 mg/l BOF <sub>7</sub> innløp: 219 mg/l      Tot-P innløp: 7,9 mg/l  SS-balanse gjennom anlegget: Innløp: 2015 kg/døgn      Inn biotinn: 691 kg/døgn Inn kjemisk trinn: 1229 kg/døgn      Utlosp: 74 kg/døgn Produksjon av bioslam: 538 kg/døgn  Typisk nitrifikasjonshastighet: 100 g NH <sub>4</sub> -N/m <sup>3</sup> *døgn Typisk denitrifikasjonshastighet: 410 g NO <sub>3</sub> -N/m <sup>3</sup> *døgn
<b>16. Andre forhold eller opplysninger ?</b>	Anlegget ble satt i drift høsten 1998.



*Figur 2.2 Gardermoen renseanlegg, flyteskjema*

### 2.3 Nordre Follo renseanlegg

Renseanleggets navn	Nordre Follo Renseanlegg
Adresse	1407 Vinterbro
Telefon	64946148
Kontaktperson	Bjørn Buller
Kommune(r)	Ski, Oppegård og Ås
Fylke	Akershus
Anleggsstørrelse, PE	40 000
Type renseprosess før N-fjerning	Mekanisk-kjemisk
Type slambehandling før N-fjerning	Hygienisering, utråtning, avvanning
Type renseprosess med N-fjerning	Mekanisk, kombinert for-/etterdenitrifikasjon i biofilm (KMT), kjemisk felling med flotasjon
Type slambehandling med N-fjerning	Hygienisering, utråtning, avvanning

1. Hva var de viktigste utfordringene da man skulle starte arbeidet?	Å finne fram til den renseprosess som totalt sett ville være mest økonomisk, herunder også driftsøkonomisk, samt få til en ryddig gjennomføringsprosess.
2. Hvordan gikk man fram for å løse oppgaven?	Det ble gjennomført et forprosjekt med kartlegging av belastninger og vurdering av alternative løsninger med kostnader. Tidlig på 1990-tallet hadde Nordre Follo vært åsted for pilotforsøk med N-fjerning med biofilmprosesser i regi av det norske forskningsprogrammet om fjerning av næringssstoffer (FAN-programmet). Resultater fra disse forsøkene kom til direkte nytte for anlegget da man fikk krav om N-fjerning.
3. Hvilke informasjoner og konklusjoner kunne man trekke ut av forundersøkelser og forsøksdrift?	På grunnlag av resultatene fra forprosjekten ble det valgt å satse på biofilm som renseprinsipp. Dette ble utgangspunkt for en påfølgende anbudsprosess.

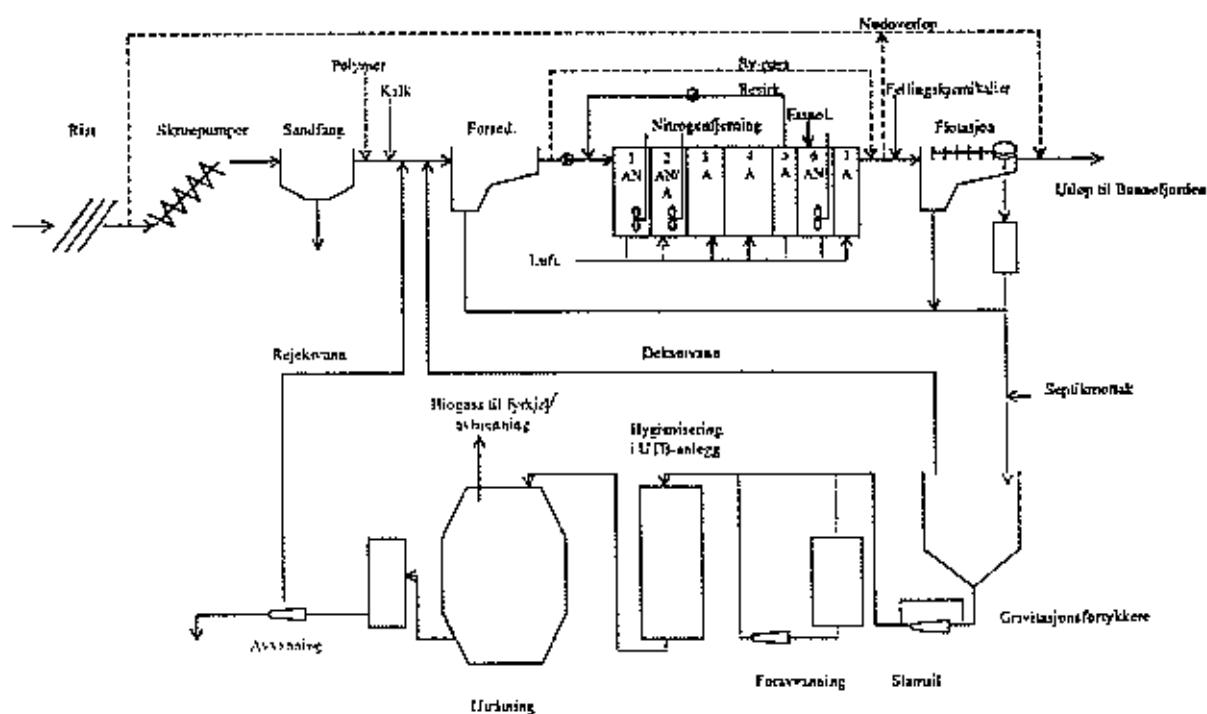
4. Hvilke utslippskrav har man for N og P?	Tot-N: 70 % (årsmiddel) Tot-P: 0,3 mg/l tilsvarende 90 %
5. Kort beskrivelse av selve N-fjerningsprosessen (evt. henvisning til enkel skisse)	Etter forbehandling og forsedimentering fordeles vannet på 2 nitrogenrenselinjer med kombinert for- og etterdenitrifikering (KMT-prosessen). Hver linje består av 7 reaktorer (R1-R7) hvorav reaktorene R1 og R2 normalt er anoksiiske og fungerer som fordenitrifikering. Nitratholdig vann pumpes tilbake fra R5 til innløpet til hver linje. R6 fungerer som etterdenitrifiserende reaktor. Det brukes metanol eller etanol som karbonkilde. De øvrige reaktorene (R3, R4, R5 og R7) er aerobe reaktorer. R3, R4 og R5 er nitrifiserende reaktorer, mens R7 omsetter

	overskuddskarbon som ikke blir omsatt i R6. Nitrifikasjonen er svært temperaturavhengig, og når vanntemperaturen er lavere enn 10 °C, kjøres R2 aerob for å øke volumet av den denitrifiserende delen.
6. Hvorfor ble den valgte løsningen valgt ?	På grunnlag av totale beregnede årskostnader.
9. Staten har gitt/gir betydelige tilskudd til utbyggingen av N-fjerning, men ikke til drift. Har dette påvirket valget av løsning ?	Nei
8. Hva var de viktigste utfordringene i utbyggingsfasen ?	Vanskelige grunnforhold som gjorde det nødvendig med peling. Liten tom.
9. Hva er de viktigste driftsutfordringene ?	Driftsstabilitet og pålitelighet ved on-line prosessmåleutstyr, samt et tilpasset driftsovervåkingssystem. Dette er en forutsetning for god drift.
10. Har man nådd målet ?	Garantikjøring av nitrogenrensestrinnet over 4 måneder høsten 1999 viste at anlegget tilfredsstiller kravene til renseeffekt for tot-N, tot-P og BOF, og til forbruk av innsatsmidler i hht gitte garantikrav.
11. Hvilke renseresultater ligger man på for N og evt. P ?	1998 N: 47 % P: 0,18 mg/l ut tilsvarende 93 % 1999 N: 51 % P: 0,24 mg/l ut tilsvarende 93 %
12. Hva kunne evt. vært gjort annerledes ?	Man mener at det meste er gjort riktig, men viser likevel til det som er sagt under pkt 9.
13. Hva kan gjøres videre med hensyn på driftsoptimalisering og reduksjon av driftskostnader ?	Sørge for at on-line-instrumenteringen fungerer best mulig, jfr pkt 9, samt tiltak for å redusere tilførselen av fremmedvann til anlegget.
14. Hvilke tilleggskostnader har man fått som følge av N-fjerningskravet ?	Anslagsvis 30 - 40 % økning av årskostnadene, hvilket utgjør ca. 2,5 mill kr pr år.
15. Kort sammenstilling av prosessmessige dimensjoneringskriterier og/eller typiske driftsverdier (hvis tilgjengelig)	$Q_{dim} = 750 \text{ m}^3/\text{time}$ $Q_{maksdim} = 1125 \text{ m}^3/\text{time}$ $Q_{meddele} = 14\,400 \text{ m}^3/\text{døgn}$  Dimensjoneringsverdier for nitrogenrensestrinnet (etter forsøk): 5 180 kg KOF/døgn (360 mg/l) 2 230 kg løst KOF/døgn (155 mg/l) 2 520 kg BOF7/døgn (175 mg/l) 5 620 kg SS/døgn (390 mg/l) 615 kg tot-N/døgn (42,7 mg/l) 395 kg løst tot-N/døgn (27,4 mg/l) 360 kg NH <sub>4</sub> -N/døgn (25,0 mg/l) 80 kg tot-P/døgn (5,6 mg/l)  Vanntemperatur: 10 °C som årsmiddel (7–14 °C på månedsbasis)
16. Andre forhold eller opplysninger ?	Totalt reaktorvolum er 3 700 m <sup>3</sup> . Midlere hydraulisk oppholdstid i nitrogenrensestrinnet er ca 7 timer.  Feil på datasystem og mekaniske feil på utstyr i innkjøringsfasen har medført mye ekstra arbeid. Isolert sett kan mange av disse

forholdene virke bagatellmessige, men de har hatt stor betydning for helheten.

Avløpsvann fra en tilknyttet såpefabrikk var årsak til ekstra problemer i en lengre periode under innkjøringen.

Det vises for øvrig til foredrag av Asgeir Wien og Bjørn Buller holdt på Nordisk konferanse om nitrogenfjerning og biologisk fosforfjerning i Oslo 2.- 4. februar 1999, se vedlegg III.



Figur 2.3 Nordre Follo renseanlegg, flyteskjema

## 2.4 VEAS - Vestfjorden Avløpsselskap

Renseanleggets navn	VEAS
Adresse	Bjerkåsholmen 125, 3470 Slemmestad
Telefon	66 79 86 60
Kontaktperson	Telefaks   66 79 67 55 Kirsti Grundnes Berg (prosessjef)
Kommune(r)	Oslo, Bærum og Asker
Fylke	Akershus
<b>Anleggsstørrelse, PE</b>	700 000
Type renseprosess før N-fjerning	Kjemisk felling (primærfelling)
Type slambehandling før N-fjerning	Utråtning, kalkkondisjonering og avvannning i kammer/filterpresse
Type renseprosess med N-fjerning	Kjemisk felling med etterfølgende nitrifikasjon og denitrifikasjon i fast filmreaktorer. Dessuten fjerning av nitrogen fra rejektvann ved stripping og adsorpsjon.
Type slambehandling med N-fjerning	Utråtning, kalkkondisjonering og avvannning i termiske vakuumbårker.

1. Hva var de viktigste utfordringene da man skulle starte arbeidet?	Tilpasning av et "nytt" anlegg innen eksisterende areal og til eksisterende inn- og utløp.
2. Hvordan gikk man fram for å løse oppgaven?	Det ble satt sammen biter av kjent eller delvis kjent teknologi til et nytt totalkonsept, blant annet gjennom bearbeiding av totale massestrømmer ved alternative kombinasjoner.
3. Hvilke informasjoner og konklusjoner kunne man trekke ut av forundersøkelser og forsøksdrift?	At det foreslalte konseptet, VEAS-konseptet, var mulig å gjennomføre.

4. Hvilke utslippskrav har man for N og P?	70 % nitrogenfjerning (tot-N) på årsbasis inklusive overløp 90 % fosforfjerning (tot-P) på årsbasis inklusive overløp
5. Kort beskrivelse av selve N-fjerningsprosessen (evt. henvisning til enkel skisse)	Det vises til figur 2.4 samt foredrag av Kirsti Grundnes Berg og Paul Sagberg holdt på Nordisk konferanse om nitrogenfjerning og biologisk fosforfjerning i Oslo i februar 1999, vedlegg II.
6. Hvorfor ble den valgte løsningen valgt?	Fordi den tilfredsstilte kravet i punkt 1.
7. Staten har gitt/gir betydelige tilskudd til utbygging-en av N-fjerning, men ikke til drift. Har dette på-virket valget av løsning?	Nei.
8. Hva var de viktigste utfordringene i utbyggingsfasen?	FoU og utbygging av et anlegg i "normal" drift.

<b>9. Hva er de viktigste driftsutfordringene?</b>	Sikker slamdisponering og økonomisk totaloptimalisering.
<b>10. Har man nådd målet?</b>	Ja.
<b>11. Hvilke renseresultater ligger man på for N og evt. P?</b>	1999: 68 % fjerning av nitrogen og 95 % fjerning av fosfor, inklusive overløp.
<b>12. Hva kunne evt. vært gjort annerledes?</b>	Både VEAS og leverandøren av BIOFOR-konseptet har erfart at det er mulig å utforme reaktorene på en annen måte og velge noe andre materialer med sikte på å redusere oksygeninnholdet i utløpet fra nitrifikasjonsbassengene, redusere tap av lecca (filtermateriale) og redusere vedlikeholdsbehovet.
<b>13. Hva kan gjøres videre med hensyn på driftsoptimalisering og reduksjon av driftskostnader?</b>	Se vedlegg II
<b>14. Hvilke tilleggskostnader har man fått som følge av N-fjerningskravet?</b>	Det er nærmest umulig å angi kostnaden for N-fjerning alene fordi hele konseptet er totalt endret. Driftskostnader for de siste 10 år, inflateret til 1998-kr-verdi, er som følger angitt i millt kr:
	1989: 67,0    1995: 60,9 * 1990: 68,6    1996: 70,0 1991: 72,4    1997: 77,1 1992: 65,7    1998: 72,4 1993: 54,4 *                                        1999: 77,5 1994: 56,2 *                                        * etablering av N-fjerning
<b>15. Kort sammenstilling av prosessmessige dimensjoneringskriterier og/eller typiske driftsverdier (hvis tilgjengelig)</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Hydraulisk belastning N-fjerning: 5,5 - 6,0 m<sup>3</sup>/sekund</li> <li>• Hydraulisk belastning totalt: 7,0 - 7,5 m<sup>3</sup>/sekund</li> <li>• Belastning N: 6,8 - 6,9 tonn/døgn</li> <li>• Belastning P: 1,0 - 1,2 tonn/døgn</li> <li>• Slamproduksjon: 14 000 tonn TS/år ekskl kalk</li> <li>• Slamkonsentrasjon før uttømning: 5,0 - 6,0 %</li> <li>• Vanntemperatur, årsmiddel: 10 - 11 °C variasjon: 2 - 17 °C</li> <li>• Nitrifikasjonshastighet: 0,54 kg NH<sub>4</sub>-N/m<sup>3</sup>·døgn</li> <li>• Denitrifikasjonshastighet: 0,9 kg NO<sub>3</sub>-N/m<sup>3</sup>·døgn</li> <li>• Vaskevann resirkulasjon: 9 - 10 %</li> </ul>
<b>16. Andre forhold eller opplysninger?</b>	Nitrogenfjerning ble trinnvis etablert i perioden 1993 - 95.

## FORUNDERSØKELSER VED VEAS FOR PLANLEGGING AV NITROGENFJERNINGSANLEGG

VEAS gjorde i perioden 1991-96 svært omfattende forundersøkler kategorisert i følgende grupper:

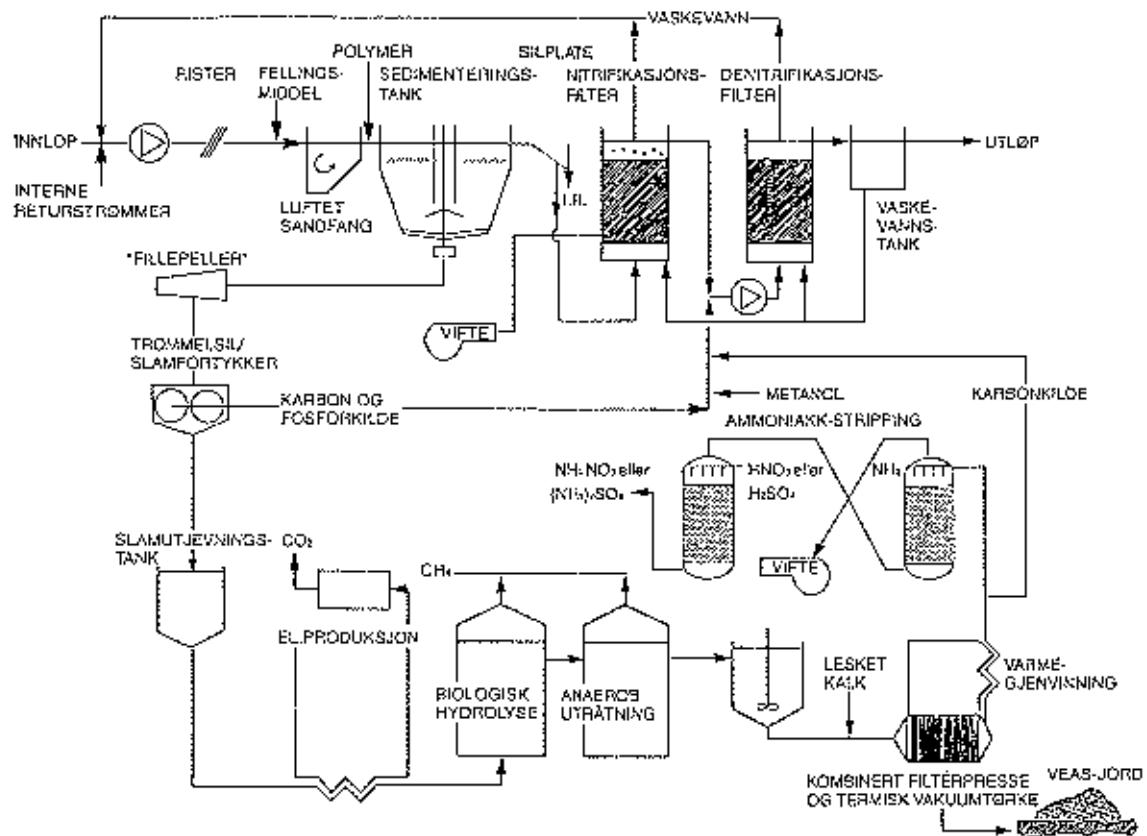
1. Kjemisk rensing
2. Karbonfjerning og nitrifikasjon
3. Denitrifikasjon
4. Slambehandling

Resultatene er dokumentert i 67 delrapporter som er vist i vedlegg 1.

### Rapportreferanse:

VEAS har utgitt en faglig sammenstillingssrapport:

"VEAS-utbyggingen 1991-1996. Beskrivelse av prosjektet. Erfaringer. Videre muligheter, 1997."



Figur 2.4 VEAS-konseptet for nitrogenfjerning

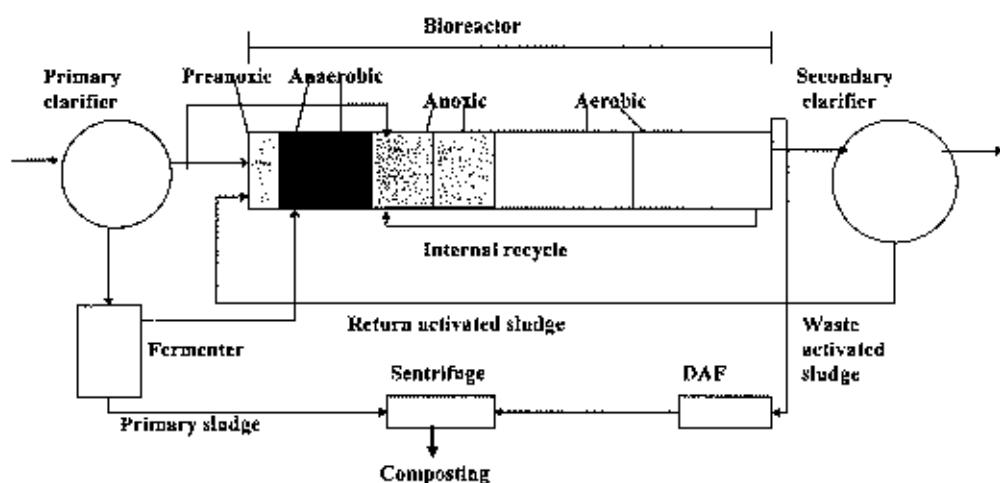
## 2.5 Groos renseanlegg

Renseanleggets navn	Groos renseanlegg
Adresse	Grimstad kommune, Teknisk etat, 4898 Grimstad
Tелефon	37 25 01 11
Telefaks	37 04 95 22
Kontaktperson	Monica Fredvik
Kommune(r)	Grimstad
Fylke	Aust-Agder
Anleggsstørrelse, PE	16 000
Type renseprosess før N-fjerning	Mekanisk
Type slambehandling før N-fjerning	-
Type renseprosess med N-fjerning	Forsedimentering, bioreaktor med aktivslam og ettersedimentering (bygget for både biologisk P- og N-fjerning)
Type slambehandling med N-fjerning	Fermentor, flotasjonsfortykker og avvanning. Aerob lagring av fortykket slam for å unngå frigjøring av fosfor.

1. Hva var de viktigste utfordringene da man skulle starte arbeidet ?	Pilotanlegg med hensyn til renseprosess, å få et eksempllanlegg å vise til. Å bygge bassenger uten tradisjonelle overbygg.
2. Hvordan gikk man fram for å løse oppgaven ?	Befaringer i utlandet.
3. Hvilke informasjoner og konklusjoner kunne man trekke ut av foreundersøkelser og forsøksdrift ?	At forholdene ligger til rette for biologisk fosfor og nitrogenfjerning og med bassenger uten overbygg.

4. Hvilke utslippskrav har man for N og P ?	Alternativ 1: 90 % P-fjerning Alternativ 2: 1 mg P/l ut (75 %) og 8 mg N/l (70 %)
5. Kort beskrivelse av selve N-fjerningsprosessen (evt. henvisning til enkel skisse)	Anlegget drives etter alternativ 2 som BNR-anlegg (biologisk næringssaltfjerning, dvs. både P og N). Bioreaktoren drives som en 3-trinns Bardenpho-prosess modifisert med en preanoksisk reaktor foran anaerob reaktor for fjerning av nitrat og oksygen. Primærslam pumpes til gravitasjonsfortykker for fermentering av slam til fettsyrer som returneres til anaerob reaktor for å øke bio-P fjerning. Det vises til figur 2.5.
6. Hvorfor ble den valgte løsningen valgt ?	For å håndtere høye vannsøringar og lav vanntemperaturer under snøsmelting og regn, og samtidig holde rensekraavne. Prosessen krever ikke bruk av kjemikalier og gir lavere slamproduksjon og derav lavere kostnader enn tradisjonell kjemisk rensing.
7. Staten har gitt/gir betydelige tilskudd til utbyggingen av N-fjerning, men ikke til drift. Har dette påvirket valget av løsning ?	Staten dekket bygging av nitrogenfjerningsdelen fullt ut. Denne hadde ikke blitt bygget uten tilskuddet.

8. Hva var de viktigste utfordringene i uthyggingsfasen ?	Kort byggetid og ny teknologi.
9. Hva er de viktigste driftsutfordringene ?	Innkjøringsfasen var preget av problemer og reparasjoner av mekanisk utstyr i anlegget. Driftsutfordringene ligger bl.a. i å takle variasjonene i innkommende avløpsvann ved å tilpasse slamlader og slamkoncentrasjon til aktuell belastning og temperatur. Det har forekommet skumproblemer i perioder med lav organisk belastning.
10. Har man nådd målet ?	Ja
11. Hvilke renseresultater ligger man på for N og evt. P ?	Resultatene har de siste 3 år ligget i området 0,35 – 0,69 mg/l i utløp (87 - 94 %) for fosfor og 8,0 – 11,4 mg/l ut (64 - 74 %) for nitrogen. Dette er innenfor kravet for fosfor, men litt utenfor nitrogenkravet. Renseresultatene kan imidlertid ha vært noe bedre enn det som er blitt målt pga. at skum har kommet med i utløpsprøvene. Slamproduksjonen har ligget på ca. 65 % av det man normalt har ved kjemisk rensing.
12. Hva kunne evt. vært gjort annerledes ?	Valget av prosess har vært vellykket. Det er kun detaljer som kunne vært løst på annen måte, som f.eks. at det burde vært automatisk styring av lufting i hele bioreaktoren.
13. Hva kan gjøres videre med hensyn på driftsoptimalisering og reduksjon av driftskostnader ?	Slamproduksjonen kan reduseres ytterligere ved økning av slamlader, men uten å overskride sedimenteringskapasiteten.
14. Hvilke tilleggskostnader har man fått som følge av N-fjerningskravet ?	
15. Kort sammenstilling av prosessmessige dimensjoneringskriterier og/eller typiske driftsverdier	Det vises til foredrag ved nordisk konferanse om biologisk N- og P-fjerning i Oslo februar 1999 av Leif Ydstebø et.al., vedlegg IV.
16. Andre forhold eller opplysninger ?	Biologisk rensing ved anlegget ble startet opp i oktober 1995.



Figur 2.5 Groos renseanlegg, flyteskjema

## 2.6 Bekkelaget renseanlegg

Rensemønstrets navn	Bekkelaget renseanlegg
Adresse	Postboks 4704 Sofienberg, 0561 Oslo
Telefon	22 66 42 36
Kontaktperson	Ole Jacob Johansen
Kommune(r)	Oslo
Fylke	Oslo
Anleggsstørrelse, PE	280 000
Type renseprosess før N-fjerning	Primærfelling
Type slambehandling før N-fjerning	Utråtning og avvarming
Type renseprosess med N-fjerning	Fordenitrifikasjon med aktivslam
Type slambehandling med N-fjerning	Temofil utråtning, tørring

1. Hva var de viktigste utfordringene da man skulle starte arbeidet?	Få fram vedtak om utbygging i bystyret.
2. Hvordan gikk man fram for å løse oppgaven?	Totalentreprise for å unngå kostnadsoverskridelser. Ytelsespesifikk leveranse.
3. Hvilke informasjoner og konklusjoner kunne man trekke ut av undersøkelser og forsøksdrift?	Av 4 undersøkte metoder kunne rensekravet oppfylles ved 3.

4. Hvilke utslippskrav har man for N og P?	Tot-N: 70 % Tot-P: 93 %
5. Kort beskrivelse av selve N-fjerningsprosessen (evt. henvisning til enkel skisse)	Forsedimentering, anox-bassenger, ox-bassenger, sedimentering og filtrering. Det vises for øvrig til plantegning av anlegget i figur 2.6.

6. Hvorfor ble den valgte løsningen valgt?	På grunn av laveste totalkostnad (bygging + drift).
10. Staten har gitt/gir betydelige tilskudd til utbyggingen av N-fjerning, men ikke til drift. Har dette påvirket valget av løsning?	Nei. Det nye anlegget vil bli billigere å drive enn kjemisk felling.
8. Hva var de viktigste utfordringene i utbyggingsfasen?	Unngå kostnadsavvik.
9. Hva er de viktigste driftsutfordringene?	Anlegget er ikke i drift ennå (februar 2000). Prøvekjøring vil starte i mai 2000.

<b>10. Har man nådd målet ?</b>	Ferdigstillelsen er ca. 3 år forsinket.
<b>11. Hvilke renseresultater ligger man på for N og evt P?</b>	Se pkt. 9.
<b>12. Hva kunne evt. vært gjort annetledes ?</b>	Gjennomføringen har gått bra.
<b>13. Hva kan gjøres videre med hensyn på driftsoptimalisering og reduksjon av driftskostnader ?</b>	Se pkt. 9.
<b>14. Hvilke tilleggskostnader har man fått som følge av N-fjerningskravet ?</b>	Tillegget i byggekostnader er på ca. 470 mill kr.
<b>15. Kort sammenstilling av prosessmessige dimensjoneringskriterier og/eller typiske driftsverdier (hvis tilgjengelig)</b>	Dimensjoneringsdata for anlegget: $Q_{dim} = 1,7 \text{ m}^3/\text{sekund}$ $Q_{maksdim} = 3 \text{ m}^3/\text{sekund}$
<b>16. Andre forhold eller opplysninger ?</b>	Anlegget skal være innkjørt innen 1.09.2001.

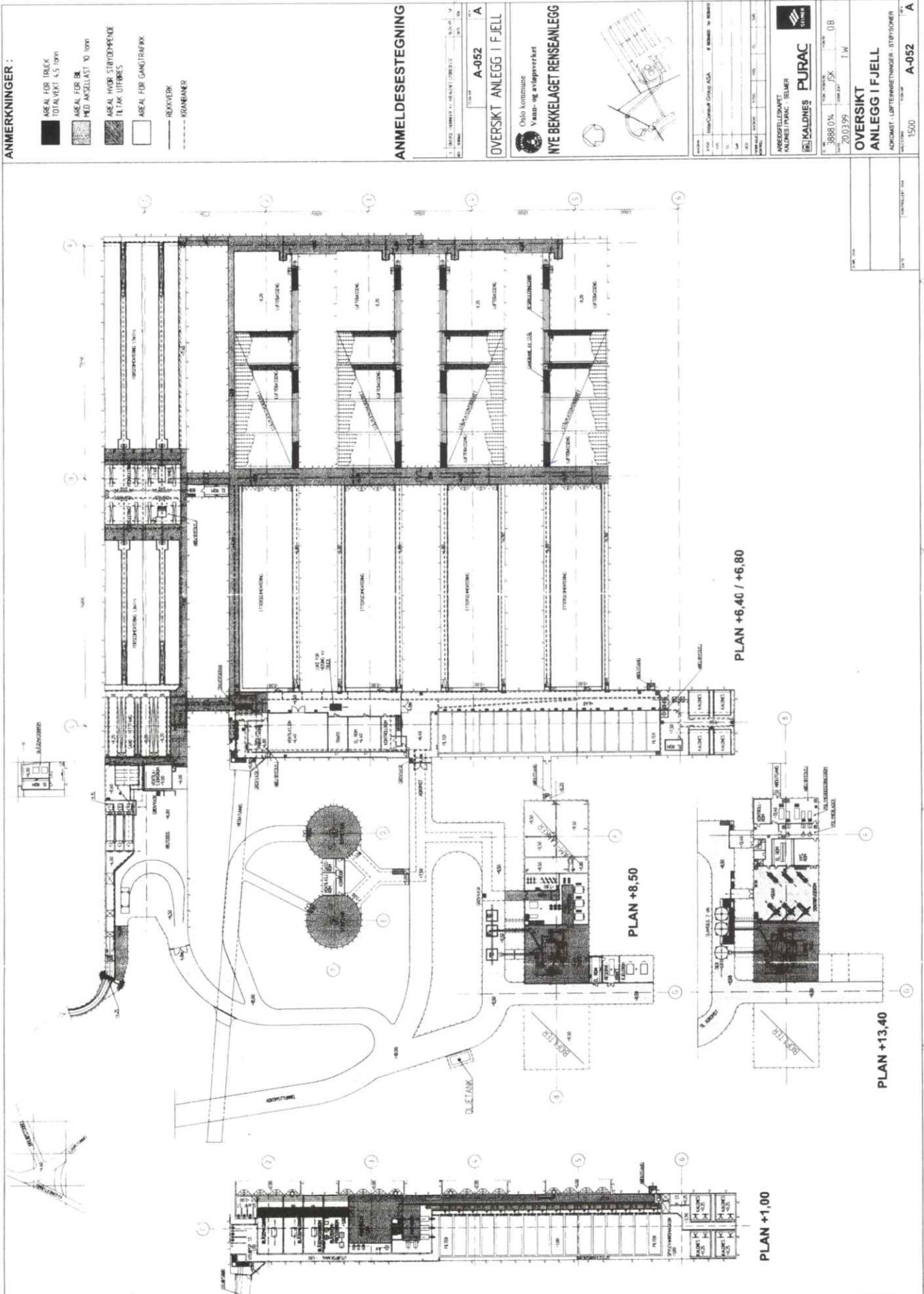
#### FORUNDERSØKELSER VED BEKKELAGET RENSEANLEGG, OSLO KOMMUNE, VANN- OG AVLØPSETATEN (VAV) I FORBINDELSE MED PLANLEGGING AV NITROGENFJERNING

VAV gjennomførte i 1991-94 et omfattende forsøksopplegg hvor man undersøkte følgende renseprosesser for utbygging av Bekkelaget renseanlegg. Følgende prosesser ble utprøvd:

1. Nitrifikasjon i rislesfilter, denitrifikasjon i sandfilter. Pilotskala.
2. BIOSTYR-prosessen. Pilotskala.
3. Fordenitrifikasjon i aktivslam. Pilotskala.
4. KMT-prosessen. Fullskala.

#### Rapportreferanser:

1. Nitrogenfjerning på Bekkelaget renseanlegg. Nitrifikasjon i rislesfilter, denitrifikasjon i sandfilter. Sluttrapport, juni 1993.
2. Nitrogenfjerning på Bekkelaget renseanlegg. BIOSTYR-prosessen. Sluttrapport juni 1993.
3. Nitrogenfjerning på Bekkelaget renseanlegg. Fordenitrifikasjon i aktivslam. Sluttrapport fase 1, juni 1993.
4. Nitrogenfjerning på Bekkelaget renseanlegg. KMT-prosessen. Sluttrapport, juli 1993.
5. Faglig sammenstillingsrapport fra FoU-virksomheten ved Bekkelaget renseanlegg 1991-1994. Fire forsøksanlegg for nitrogenfjerning, juni 1997.



Figur 2.6 Bekkelaget renseanlegg - plantegning

## 2.7 Hias

Renseanleggets navn	Hias, avløpsverket		
Adresse	Vangsvegen 143, 2317 Hamar		
Telefon	62 54 37 00	Telefaks	62 54 37 02
Kontaktperson	Ove Sander		
Kommune(r)	Hamar, Ringsaker, Stange og Løten		
Fylke	Hedmark		
Anleggsstørrelse, PE	75 000		
Type renseprosess før N-fjerning	Mekanisk, biologisk med aktivslam, kjemisk (etterfelling)		
Type slambehandling før N-fjerning	Termisk hydrolyse, utråtning, avvannning i centrifuge		

<b>1. Hva var de viktigste utfordringene da man skulle starte arbeidet ?</b>	Valg av prosessutforming best mulig tilpasset eksisterende anlegg, samt fastlegging av dimensjoneringsgrunnlag samtidig som man sto foran utbygging av behandlingsanlegg for slam.
<b>2. Hvordan gikk man fram for å løse oppgaven ?</b>	Det ble engasjert en rådgiver med bred kompetanse på området, man gikk i gang med å dokumentere eksisterende anlegg og drift slik det fungerte og vurdere hvordan anlegget kunne drives med nitrogenfjerning.
<b>3. Hvilke informasjoner og konklusjoner kunne man trekke ut av forundersøkelser og forsøksdrift ?</b>	Hias mener at man neppe kan bygge videre på de forundersøkelser og forsøk som ble gjort ved en eventuell senere vurdering, ettersom disse for en stor del foregikk mens det nye slambehandlingsanlegget var under innkjøring. Dessuten ble det kun gjort forsøk med nitrifikasjon.

## SAMMENDRAG AV SLUTTRAPPORT FRA HIAS

I oktober 1993 fikk Hias varsle fra Fylkesmannen i Hedmark om at krav om nitrogenfjerning for renseanlegget ville komme og ble samtidig bedt om å utrede dette nærmere. Hias laget en strategiplan for arbeidet og gikk i gang med en utredning for å framstaffe nødvendig dokumentasjon om eksisterende anlegg og mulige prinsippløsninger for nitrogenfjerning ved anlegget.

Den 2.01.1995 ga Fylkesmannen pålegg til Hias om etablering av nitrogenfjerning ved renseanlegget innen utgangen av 1998. Hias startet opp forberedende arbeider med bl.a. grunnlag for søknad om statsstønad, innledende forsøk og prekvalifisering av rådgivere. Etter at Miljøverndepartementet våren 1995 varslet utsettelse i gjennomføring av nitrogenfjerningskravet, ble planleggingsarbeidet gradvis trappet ned.

Når det gjaldt forsøk, ble det gjennomført fullskalaundersøkelse i 1 linje i anleggets biologiske trinn. Kun første fase med etablering og drift av nitrifikasjon ble gjennomført. Forsøksdriften pågikk samtidig med at nytt slambehandlingsanlegg ble satt i drift og kjørt inn og inkluderer derfor situasjonen både med og uten stambehandling. Resultater fra forsøksdriften er tilgjengelig i interne rapporter hos Hias.

I juni 1997 opphevet Miljøverndepartementet tidligere pålegg fra fylkesmannen om nitrogenfjerning, og alt planleggingsarbeid ble avsluttet.

## 2.8 Askim, Hobøl og Spydeberg avløpsrenseanlegg (ASHA)

Renseanleggets navn	ASHA avløpstrenseanlegg		
Adresse	Askim kommune, teknisk etat, 1815 Askim		
Telefon	69 81 91 00	Telefaks	69 88 40 91
Kontaktperson	Emil Haugland		
Kommune(r)	Askim, Hobøl og Spydeberg		
Fylke	Østfold		
Anleggsstørrelse, PE	28 000		
Type renses prosess før N-fjerning	Mekanisk - kjemisk		
Type slambehandling før N-fjerning	Avvannning i centrifuge, kalkning i slamsilo ("Orsametoden")		

## SAMMENDRAG AV 2 RAPPORTER FRA ASKIM, HOBØL OG SPYDEBERG AVLØPSSAMARBEID (ASHA)

### Bakgrunn

ASHA ble i 1994 varslet om at man måtte forvente krav om nitrogenrensing. ASHA ble videre i utslippstilatelsen pålagt å utredc plan for biologisk rensing, samt utføre en resipienttvurdering.

#### 1. Forundersøkelser nitrogenfjerning/biologisk rensing

Med bakgrunn i ovennevnte har ASHA foretatt en kartlegging av forurensningstilførslene (Referanse 1). I rapporten er utførte registreringer og analyser bearbeidet og vurdert. Foreliggende data gir i følge rapporten et akseptabelt grunnlag for dimensjonering og prosessvalg for biologisk rensetrinn med eller uten nitrogenfjerning. Rapporten dokumenterer følgende forundersøkelser:

- Innkommende avløpsvann  
Forurensningskonsentrasjonene viser store variasjoner. Dette kommer av at anlegget tilføres store mengder regnvann/overvann.

- Forsedimentert avløpsvann. Reduksjoner i forsedimentering
- Intensivundersøkelse ved bruk av biofilmprosess.  
Ved nitrogenreduksjon/biologiskrensing er oppholdstiden så kort at man ved dimensjonering må ta hensyn til døgnvariasjoner. Det ble derfor foretatt en intensivundersøkelse hvor det hver annen time ble tatt blandprøver av innkomende avløpsvann.

## 2. Vurdering av effekt av innføring av biologisk rensing ved Revhaug renseanlegg

ASHA er i utslippstilatelsen bedt om å vurdere behovet for biologisk rensing ut i fra forholdet i den lokale recipient og Glomma som drikkevannskilde for Sarpsborg og Fredrikstad. I den forbindelse er det gjort en vurdering av tilførsler, reduksjoner og utslipper, samt recipientvurderinger. Som grunnlag for vurdering av mulig effekt av biologisk rensing, er det foretatt 4 analyseserier av vannkvaliteten i Revhaugbekken og Engerbukta. Det er videre med grunnlag i kontrollprøver i perioden 1995-1997 foretatt en vurdering av hvilke ytterligere reduksjoner man kan forvente ved innføring av biologisk rensing.

### Rapportreferanser:

1. ASHA. Forundersøkelser nitrogenrensing/biologisk rensing v/siv.ing. Bjørn Svendsen, oktober 1997
2. ASHA. Vurdering av effekt av innføring av biologisk rensing ved Revhaug renseanlegg v/siv.ing. Bjørn Svendsen, april 1998

## 2.9 Øra renseanlegg, FREVAR

Renseanleggets navn	Øra renseanlegg, FREVAR		
Adresse	Postboks 1115, 1631 Gamle Fredrikstad		
Telefon	69 32 29 20	Telefaks	69 32 34 33
Kontaktperson	Knut Lileng		
Kommune(r)	Fredrikstad		
Fylke	Østfold		
Antgangsstørrelse, PE	100 000		
Type renseprosess før N-fjerning	Mekanisk-kjemisk		
Type slambehandling før N-fjerning	Pasteurisering, utråtning og avvanning		

## SAMMENDRAG AV 3 RAPPORTER FRA FREVAR

### 1. Nitrogenfjerning – forundersøkelser og forsøksdrift i perioden 1995-97. Sluttrapport generell del

FREVAR fikk i 1994 varsel om krav om nitrogenfjerning med frist for gjennomføring innen utgangen av 1998. Fylkesmannen ba dessuten om opplysninger om tilførsel av nitrogen, hvilke reduksjoner som ville kunne oppnås, aktuell prosess og kostnader. FREVAR etablerte en prosjektgruppe og fikk 3 ulike firmaer til å utarbeide idéforslag som dannet grunnlag for tilbakemelding til myndighetene. Fylkesmannen ga deretter pålegg om minst 70 % nitrogenfjerning (214 tonn/år) innen utgangen av 1998. FREVAR påklaget gjennomføringsfristen og anmodet om full dekning av alle investerings- og driftskostnader gjennom statlige tilskudd.

Med bakgrunn i spesielle forhold med lave vanntemperaturer vinterstid og store variasjoner i tilførslene av organisk stoff og fremsnevann fant FREVAR det nødvendig å gjennomføre forsøk for å klarlegge prosessvalg og framstaffe et godt dimensjoneringsgrunnlag. I juni 1997 opphevet Miljøverndepartementet tidligere pålegg fra fylkesmannen om nitrogenfjerning.

### 2. Nitrogenfjerning – pilotforsøk med aktivslam i perioden 1995-97

Sluttrapporten gir en innføring i biologisk nitrogenfjerning ved bruk av aktivslamprosesser og beskriver gjennomførte undersøkelser av bl.a. avløpsvannets sammensetning, forurensningsreduksjoner ved forsedimentering, nitrifikasjons- og denitrifikasjonshastigheter, kritiske slamladre, slamskaper, tilgjengelig organisk stoff for fordenitrifikasjon og oppnåelige nitrogenreduksjoner med en slik prosess, samt hvilke fosforreduksjoner som kan oppnås ved biologisk rensing.

Forsøkene viste blant annet at nitrifikasjon kan opprettholdes ved lave temperaturer innenfor akseptabel slamlader. Det konkluderes videre med at man bør kunne oppnå en total nitrogenreduksjon på 70 % uten tilsetting av eksternt karbonkilde i et fullskalaanlegg. Fosforinnholdet i utgående avløpsvann fra forsøksanlegget var i gjennomsnitt ca. 0,3 mg P/l, som er lavere enn nåværende utslippskrav.

### 3. Nitrogenfjerning – pilotforsøk med biofilmmanlegg i perioden 1995-97

Sluttrapporten gir en innføring i nitrogenfjerning ved bruk av biofilmprosesser og beskriver gjennomførte undersøkelser av bl.a. nitrifisering og denitrifisering med aktuelle påvirkningsfaktorer og forslag til dimensjonerende verdier med FREVARs avløpsvann, fjerning av totalnitrogen, forslag til dimensjoneringskriterier, oppnådd fosforgjerning og spesifikk slamproduksjon.

Forsøkene viste blant annet at denitrifiseringen var svært avhengig av konsentrasjonen av lett nedbrytbart organisk stoff. Videre indikerte forsøkene at et komplett nitrogenfjerningstrinn med KMT-reaktorer vil trenge et totalt reaktorvolum tilsvarende en hydraulisk oppholdstid på 4-5 timer ved middelvannsføring forutsatt en innløpskonsentrasiøn på 25 mg tot-N/l, 70 % nitrogenfjerning og en prosess bestående av mekanisk trinn, biologisk trinn med kombinert for- og etterdenitrifikasjon og kjemisk trinn.

Rapportreferanser:

1. Sehested, Ole (1998): Nitrogenfjerning – forundersøkelser og forsøksdrift i perioden 1995-97. Sluttrapport generell del. FREVAR-rapport.
2. Svendsen, Bjørn m. fl. (1998): Nitrogenfjerning – pilotforsøk med aktivslam i perioden 1995-97. Sluttrapport. FREVAR-rapport nr. 98-2/100.
3. Rusten, Bjørn m. fl. (1998): Nitrogenfjerning – pilotforsøk med biofilmanlegg i perioden 1995-97. Sluttrapport. FREVAR-rapport nr. 98-021.

## 2.10 Remmendalen renseanlegg

Renseanleggets navn	Remmendalen renseanlegg
Adresse	Halden kommune, teknisk drift, Svenskegt. 6, 1776 Halden
Telefon	69 17 45 00
Telefaks	69 18 14 75
Kontaktperson	Torstein F. Uldal (tlf. 69 18 85 65)
Kommune(r)	Halden
Fylke	Østfold
Auleggsstørrelse, PE	29 500
Type renseprosess før N-fjerning	Primærfelling med AVR
Type slambehandling før N-fjerning	Avvanning og langtidslagring

### HALDEN KOMMUNE, REMMENDALEN AVLØPSRENSEANLEGG. DIMENSJONERINGSGRUNNLAG FOR ETABLERING AV NITROGENRENSING - SAMMENDRAG

Halden kommune har gjennomført et prosjekt for vurdering av belastninger og dimensjoneringsgrunnlag for en eventuell utbygging av Remmendalen renseanlegg med biologisk nitrogenfjerning. Prosjektet har omfattet følgende:

- Prøvetakings-, måle- og analyseprogram
- Vurdering av data
- Oppstilling av dimensjoneringsgrunnlag basert på rensekrev
- Vurdering av framtidig belastning

Rapporten oppsummerer blant annet med at avløpsvannet som tilføres anlegget er svært "lynt" og har lave stoffkonsentrasjoner. Dette gir ikke de beste betingelser for biologisk rennsing, samtidig som det krever store anleggsvolumer for å håndtere vannmengdene.

Samtsynlig årsak til disse forholdene antas dels å være at en del av ledningsnettet består av fellessystem og dels bekkeinntak i avløpsnettet. Med denne bakgrunn bør det være god økonomi i å gjøre tiltak på avløpsnettet før en eventuell utbygging av nitrogenfjerning.

Rapportreferanse:

Halden kommune, Renmendalen avløpsrenseanlegg. Dimensioneringsgrundlag for etablering av nitrogenfjerning. Århus, 3.11.1997, ENVICARE ApS.

## 2.11 Solumstrand og Muusøya renseanlegg

Renseanleggets navn	Solumstrand renseanlegg	Muusøya renseanlegg
Adresse	Drammen kommune, bydriftsavd, Engene 1, 3015 Drammen	
Tелефon	32 80 61 00	Telefaks 32 80 62 56
Kontaktperson	Amljot Mørmen	
Kommune(r)	Drammen	
Fylke	Buskerud	
Anleggsstørrelse, PE	51 500 ( $Q_{dim} = 1500 \text{ m}^3/\text{time}$ )	22 500 ( $Q_{dim} = 320 \text{ m}^3/\text{time}$ )
Type renseprosess før N-fjerning	Primærfelling med kalk og sjøvann	Primærfelling med kalk
Type slambehandling før N-fjerning	Avvanning i kammerfilterpresse og frilandskompostering	Avvanning i centrifuge og frilandskompostering

### DRAMMEN KOMMUNE, SOLUMSTRAND RENSEANLEGG: SAMLERAPPORT OM NITROGENREDUKSJON MED KOMBINERT KALKFELLING OG AMMONIAKKSTRIPPING I LUKKET ANLEGG - SAMMENDRAG

Undersøkelser som Drammen kommune utførte i 1991 viste at det er fullt mulig å oppnå høye renseeffekter for totalnitrogen med kombinert kalkfelling og luftstripping selv om råkloakk har et lavere innhold av ammonium i forhold til totalnitrogen. En stor del av differansen mellom ammonium og totalnitrogen er partikulært nitrogen som effektivt fjernes i et kalkfettingsanlegg. Kalkfettingsanlegg kan derfor normalt ha renseeffekter for totalnitrogen på 15 - 30 %. Dette kommer i tillegg til renseeffekten i selve strippinganlegget.

Når partikulært nitrogen fjernes fra råkloakken i det kjemiske trinnet, vil utløpsvannet, som er innløpsvannet i et strippinganlegg, få vesentlig høyere stripbar andel, i gjennomsnitt ca. 80 - 90 %. Det er derfor relativt enkelt å oppnå høye nitrogenrenseeffekter når renseeffekten i forsettelsen med kalk summeres sammen med renseeffekten i strippinganlegget.

Undersøkelsen viste videre at særlig anaerob utråtning av slammet øker rejektvannets innhold av løst ammonium. Når dette rejektvannet ledes tilbake til innløpet, vil nitrogenfjerningseffekten i det kjemisk rensetrinnet avta. Samtidig fører den økte returstrømmen av oppløst nitrogen til anleggets innløp, til at vannet blir mer stripphart. Dette betyr også at det ved anlegg med utråtning kan bli lønnsomt å stripe rejektvannsstømmen. Undersøkelse av nitrogeninnholdet i rejektvannet fra kammerfilterpressen ved Solumstrand RA viste imidlertid svært lavt innhold av både totalnitrogen og ammonium.

Ved de to eksisterende kalkfellingsanleggene i Drammen viste undersøkelsene at man fjernet ca. 27 % av totalnitrogenet ved Solumstrand RA og hele 57 % ved Muusøya RA. En forklaring er at dette skyldes fjerning av partikulært nitrogen, men ved Muusøya RA er fjerningen så høy at det må være andre mekanismer som er innb. i bildet \*).

Det ble videre laget en forprosjektskisse for bygging av et strippinganlegg ved Solumstrand RA der man forutsetter 27 % nitrogenfjerning i kjemisk trinn og 43 % fjerning ved ammoniumstripping (62 % ammoniumreduksjon i strippingprosessen), totalt 70 % fjerning av totalnitrogen. Forprosjektskissen omfatter også kostnader for utbygging og drift av et strippinganlegg.

\*). Kommunen arbeider pr. februar 2000 med en utredning der man ser nærmere på de mekanismer som foregår med hensyn på nitrogenfjerning ved kalkfellingsanleggene i Drammen.

#### Rapportreferanser:

- "Deloppgave 1. Nitrogenkomponenter i innlepsvann og utlepsvann ved norske renseanlegg". CHK-rapport F0164.24/91-167, datert 10.05.1991, revisert 1.10.1991.
- "Deloppgave 2. Teoretisk nitrogenfjerningsmodell i fysisk-kjemisk renseanlegg". CHK-rapport F0164.24/91-197, datert 24.05.1991.
- "Deloppgave 3. Nitrogenbalansen ved Solumstrand renseanlegg". CHK-rapport F0164.24/91-215, datert 21.08.1991.
- "Deloppgave 5. Befaring i Danmark, torsdag 14. mars 1991". CHK-rapport F0164.24/91-215, datert 19.06.1991.
- "Deloppgave 8. Undersøkelser i pilotanlegget ved Solumstrand renseanlegg". CHK-rapport F0164.24/91-299, datert 22.08.1991, revisert 1.10.1991.
- "Deloppgave 11. Forprosjektskisse". CHK-rapport F0164.24/91-307, datert 30.08.1991, revisert 1.10.1991.
- "Deloppgave 12. Samlerapport". CHK-rapport F0164.24/91-378, datert 1.10.1991.



## **VEDLEGG**

Rapport nr	Tittel	Forfatter	Dato
1-07 82-577-2091-7	Evaluation of coagulant/polymer combinations on VEAS wastewater. 36 s.	Harsha Ratnaweera, NIVA og Hallvard Ødegaard, Inst. for Vassbygging, NTH.	April 1992
1-08 82-414-0082-9	Utpøying av fellingsmidler i modell av sedimenteringsbasseng. 31 s.	Ragnar Storhaug, Aquateam A/S	21.09.1992
1-09 82-414-0083-7	Forsøk med alternative doseringspunkter i modell av sandfang og sedimenteringsbasseng ved VEAS. 31 s.	Ragnar Storhaug, Aquateam A/S	23.04.1993
1-10 82-414-0084-5	Utpøying av nytt fellingsmiddel i konvensjonelt sedimenteringsbasseng. 16 s.	Pia Ryrfors, VEAS	03.06.1993
1-11 82-414-0085-3	Drift av forkortet sedimenteringsbasseng. Innledende studier. 20 s.	Pia Ryrfors, VEAS	13.08.1993
1-12	Strategi for slamtapping i forkortet sedimenteringsbasseng.		Utgår
1-13 82-414-0086-1	Utpøying av UPAX 18 i modell av forkortet sedimenteringsbasseng. 27 s.	Pia Ryrfors, VEAS	22.11.1993
1-14 82-414-0088-8	Effekt av biologisk slam på kjemisk forfelling. 17 s.	Pia Ryrfors, VEAS	11.10.1993
1-15 82-414-0094-2	Bruk av nytt fellingskjemikalium (PAX XL 1) i fullskala på VEAS: Oppfølging under oppstart. 48 s.	Pia Ryrfors, VEAS	Nov 1994
1-16	Utpøying av ulike innløpsanordninger i en modell av de dype sedimenteringsbassengene på VEAS	Pia Ryrfors, VEAS	in prep
1-17 82-414-021-3	Optimalisering av strømningsforhold i dype sedimenteringsbasseng på VEAS I. Innledende hydraulisk kartlegging.	Pia Ryrfors, VEAS	28.02.1995

Rapport nr ISBN nr	Titel	Forfatter	Dato
1-18 82-414-0081-0	Fremstilling av fellingstmiddel for VEAS	Lars Gillberg, Kemira Kemi AB	Sept 1994
1-19 82-414-0127-2	Optimalisering av strømningsforhold i dype sedimentteringsbasseng på VEAS. II. Ny innløpsanordning, 1. modi- fikasjon.	Pia Ryrfors, VEAS	07.04.1995
1-20	Virkning av returstrømmer av dekant- og filtratvann ved felling med PAX XL1.	Pia Ryrfors, VEAS	intern
1-21	Felling med PAX XL 1 i fullskala på VEAS i 1994. Datarapport.	Pia Ryrfors, VEAS	intern
1-22 82-414-0135-3	Optimalisering av strømningsforhold i dype sedimentteringsbasseng på VEAS. III. Ny innløpsanordning, 2. og 3. modifikasjon.	Pia Ryrfors, VEAS	13.11.1995
1-23 82-414-0131-0	Vannhastighet og strømnings- retning i dype sedimentteringsbasseng på VEAS	Eivind Kvamme Jensen VEAS	01.08.1995
1-24 82-414-0128-0	Utprøving av lameller i en modell av dypt sedimentteringsbasseng. 18 s	Pia Ryrfors, VEAS	26.07.1995

**2. KARBONFJERNING OG NITRIFIKASJON**

Rapport nr	Tittel	Forfatter(e)	Dato
2-01 82-414-0079-9	Nitrifikasjonsforsøk med 4 ulike fastfilmprosesser på VEAS 01.11.990-01.06.1991. (Sammendrag)	Ursula Kepp og Ingvild Tandberg, VEAS	16.07.1991
2-02 82-414-0089-6	Variasjon i total organisk karbon og ammonium målt over fire døgnserier. 31 s.	Ingvild Tandberg og Leif Ydstebø, VEAS	09.03.1992
2-03 82-414-0091-8	Fosforbehov ved nedbrytning av organisk karbon. 24 s.	Leif Ydstebø, VEAS	19.03.1992
2-04 82-414-0117-5	En anayse av fosforbegrensning ved nitrogenfjerning i en forfellingsprosess basert på biofilmanlegg. (Sammendrag av diplomoppgave)	Bjørnar Nordeidet, Inst. for Vassbygging, NTH	18.12.1991
2-05	Simultan eller separat karbonfjerning og nitrifikasjon. 62 s.	Ingvild Tandberg, VEAS	20.03.1992
2-06 82-414-0092-6	Respons på fosformangel for nitrifiserende biofilm. 11 s.	Leif Ydstebø, VEAS	18.03.1992
2-07 82-414-0093-4	Effekt av variasjoner i ammoniumkonsentrasjon og vannstrøm på nitrifisering i bioforprosessen. 13 s.	Leif Ydstebø, VEAS	27.05.1992
2-08 82-577-2103-4	Døgn- og timevariasjoner for ammoniumtilførsler til VEAS. 24 s.	Gunnar Aasgaard og Kristin Mørkved, NIVA	22.05.1992
2-09 82-414-0095-0	Respons på nitrifikasjon i bioforprosessen etter avbrudd i drift. 27 s.	Ingvild Tandberg, VEAS	27.04.1992
2-10 82-414-0096-9	Tilsetting av oksygenanriket luft nitrifikasjonsprosessen. 18 s.	Leif Ydstebø, VEAS	19.11.1992

Rapport nr	Tittel	Forfatter	Dato
ISBN nr			
2-11 82-414-0097-7	Kartlegging av begrensende faktorer i nitrifikasjonsprosessen. 20 s.	Leif Ydstebø, VEAS	24.02.1992
2-12	Datarapport fra nitrifikasjonsforsøk på VEAS januar-juni 1992. 92 s.	Leif Ydstebø, VEAS	25.09.1992
2-13 82-414-0120-5	Vurdering av aktuelle alkaliseringssømløsninger for avløpsvannet ved VEAS. Teoretisk vurdering. 25 s.	Eilen Vik, Aquateam A/S	16.10.1992
2-14 82-414-0100-0	Nitrifikasjon og denitrifikasjon i BIOFOR på avløpsvann fra forfelling med nyutviklede fellingsmidler. 32 s.	Ingvild Tandberg, VEAS	29.11.1992
2-15 82-414-0101-9	Trykkfalloppbygging og slamproduksjon i BIOFOR. 24 s.	Leif Ydstebø, VEAS	05.04.1993
2-16 82-414-0098-5	Laboratorieforsøk med alkalisering av VEAS avløpsvann. 18 s.	Mona Weideborg og Eilen A. Vik, Aquateam A/S	30.12.1992
2-17 82-414-0099-3	Hydraulisk karakteristikk av ulike filtermedier i BIOFOR-pilot. 33 s.	Leif Ydstebø, VEAS	21.07.1993
2-18 82-414-0102-7	Optimalisering av luftingen ved nitrifikasjon i BIOFOR-pilot. 27 s.	Leif Ydstebø, VEAS	21.07.1993
2-19 82-414-0103-5	Ulike strategier for alkalisering ved nitrifikasjon i pilotskala BIOFOR-anlegg. 29 s.	Asgeir Wien, VEAS	22.11.1993
2-20 82-414-0122-	Utprovning av ulike filtermedier for nitrifikasjon i BIOFOR. Del I. Runde medier.	Asgeir Wien, VEAS	31.12.1994
2-21 82-414-0124-8	Utprovning av ulike filtermedier for nitrifikasjon i BIOFOR. Del II. Medier med ulik knusegrad.	Asgeir Wien, VEAS	13.03.1995
2-22 82-414-0125-6	Utprovning av ulike filtermedier for nitrifikasjon i BIOFOR. Del III. 100% knuste medier.	Asgeir Wien, VEAS	13.03.1995

**3. DENITRIFIKASJON**

Rapport nr ISBN nr	Tittel	Forfatter(e)	Dato
3-01 82-414-0104-3	Innledende denitrifikasjonsforsøk. 16 s.	Ingvild Tandberg, VEAS	14.12.1992
3-02	Datarapport fra dentrifikasjons- forsøk på VEAS januar-juni 1992. 46 s.	Leif Ydstebø, VEAS	25.09.1992
3-03 82-414-0105-1	Denitrifikasjonsforsøk med termisk hydrolysert slam som karbonkilde. 19 s.	Ingvild Tandberg, VEAS	31.12.1992
3-04 82-414-0107-8	Bruk av råkloakk som C- og P- kilde. 14 s.	Leif Ydstebø, VEAS	17.03.1993
3-05 82-414-0108-6	Denitrifikasjon i biofilm med termiske hydrolysat som C-kilde. 23 s.	Maria Rosen og Thomas Welander, ANOX AB	03.05.1993
3-06 82-414-0118-3	Lystgassproduksjon ved biologisk nitrogenfjerning på VEAS og under- søkelser av biofilm. (Sammendrag av hovedoppgave)	Geir Sohleim og Eivind K. Jensen, Inst. for bioteknologifag, NLH	Nov 1994
3-07 82-414-0132-9	Denitrifikasjon med metanol og ulike slamhydrolysat som karbonkilde.	Kristin Greiff Johnsen, VEAS	30.09.1996
3-08 82-414-0126-4	Oppstart av denitrifikasjon i fullskala Biofor. 9 s.	Asgeir Wien, VEAS	30.03.1995
3-09	Denitrifikasjon med glykol som karbonkilde.		in prep

**4. SLAMBEHANDLING**

Rapport nr ISBN nr	Tittel	Forfatter(e)	Dato
4-01 82-414-0109-4	Fermentering av slam fra VEAS. 21s Institutt for bioteknologifag.	Jon Fredrik Hansen, NLH.	02.07.1991
4-02 82-414-0110-8	Produksjon av fettsyrer ved biologisk hydrolyse av slam fra kjemisk og biologisk renset av- løpsvann. 42 s.	Ingvild Tandberg, VEAS.	15.02.1993
4-03 82-414-0111-6	Behandling av slam med siktet på produksjon av karbonkilde til denitrifikasjon. 20 s.	Kristin Greiff Johnsen, VEAS	23.04.1993
4-04 82-414-0112-4	Undersøkelse av biologisk og biologisk/termisk hydrolysat som C-kilde ved denitrifikasjon.	Maria Rosén og Thomas Welander, ANOX AB	23.03.1993
4-05 82-414-0113-2	Forsert oppstart av utråtnings- anlegg. Forsøk i pilot-skala. 18 s.	Kristin Greiff Johnsen, VEAS	28.04.1993
4-06 82-414-0114-0	Avvanning av utråtnet slam med tilsetning av kalk og sjøvann. 24 s.	Pia Ryrfors, VEAS	22.11.1993
4-07 82-414-0115-9	Oppstart av anlegg for anaerob stabilisering av slam ved VEAS. 32 s.	Kristin Greiff Johnsen, VEAS	26.10.1993
4-08 82-414-0116-7	Avvanning av utråtnet slam med tilsetning av DOLIME A. 6 s.	Pia Ryrfors, VEAS	21.03.1994
4-09 82-414-0129-9	Termisk hydrolyse av slam	Kristin Greiff Johnsen, VEAS	01.08.1995
4-10 82-414-0133-7	Biologisk slamhydrolyse i pilotskala	Kristin Greiff Johnsen, VEAS	30.09.1995
4-11 82-414-0130-2	Termisk hydrolyse av slam, virkning av kondisjonering på avvanningsegenskaper og filtratvannskvalitet	Kristin Greiff Johnsen, VEAS	04.08.1995
4-12 82-414-0134-5	Biologisk/termisk hydrolyse av slam	Kristin Greiff Johnsen, VEAS	24.10.1996

# Orientering om VEAS, anlegget og prosessen

Kirsti Grindnes Berg og Paul Sagberg

Vestfjorden Avløpsselskap - VEAS, Bjerksholmen 125, N-3470 Steensnestad

Foredrag holdt på Nordisk konferanse om nitrogenfjerning og biologisk fosforsfning i Oslo 2. – 4. februar 1999

## Anlegget og prosessen pr 1998

VEAS-konseptet vises i figur 1.

### Innledning

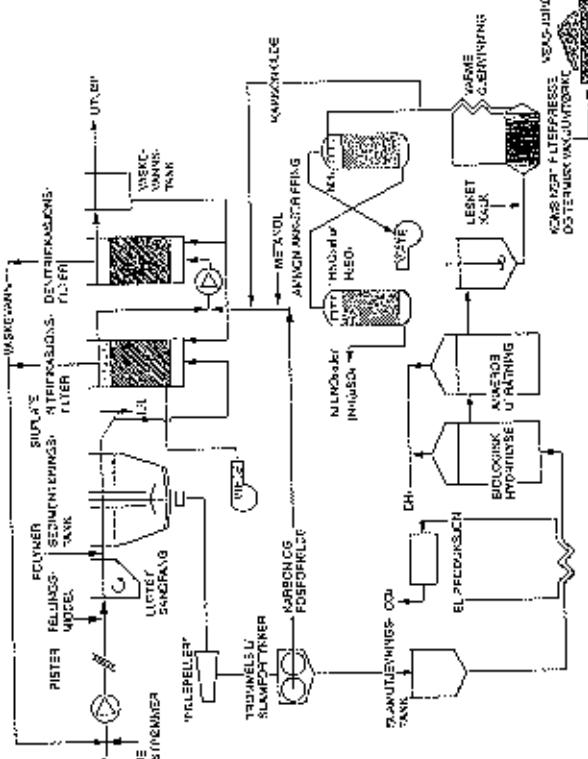
Vestfjorden Avløpsselskap - VEAS er et interkommunalt selskap i rettsform som behandler avløpsvann fra om lag 650 000 pe i Oslo og nabokommunene Bærum, Asker og Røyken. Anlegget ble sett i drift i 1982, og var bygd som et forfleksjonssanlegg for å hente fosfor. Årlig behandlet vannmengde er 95-130 mill m<sup>3</sup>, eller gjennomsnittlig 3,0-4,0 m<sup>3</sup>/s. Etter optimaliseringarbeid på 1980-tallet, fikket anlegget i 1990 97 % av indkommende fosfor ned en opphavstid på mindre enn 3 timer. Indkoppkonsentrasjonen er 3,0-3,5 mg P/l og 18-22 mg N/l,

i 1991 fikk VEAS krav om nitrogenfjerning. Prosjektering, utbygging og forsøk foregikk parallelt i perioden 1991 til 1996. Utviklingen av VEAS-konseptet er beskrevet i dílgjere føredrag [1, 2, 3, 4].

Utegangspunktet for prosjekteringen var at nitrogenfjerningsstrukturen skulle passes inn i eksisterende areal innto i fjellhallene. I tillegg ble anlegget bygd ut med bare 75% av arbeidstid kapasitet for nitrogenfjerning for å redusere utbyggingskostnadene. For å oppnå de ønskede resultatene, har det blitt gjennomført en omfattende behandling av renserutinene.

Rensekravet er i dag fjerning av 90 % fosfor og 70 % nitrogen, overlemp medregnet. I 1998 ble det fjernet 70 % nitrogen og 96 % fosfor. Det er selskapets mål å oppnå kravet til en lavest mulig kostnad på slik. Økt tiftransfert vil bli tatt hånd om ved optimalisering av eksisterende konsept.

Optimaliseringssuobjektet innebefatter å identifisere de tekniske og prosessmessige flaskkehasteste støm til enhver tid betyr mest for renseresultatet og økonomien. På grunnlag av data fra 1997 ble det utarbeidet en massebalanse for karbon og nitrogen [5]. Massebalanse er et godt hjelpeverktøy til å identifisere mulighetene for optimalisering av prosessen og for å prioritere tiltak.



Figur 1. VEAS-konseptet for nitrogenfjerning

Værnet fra inntaksstunnelen pumpes opp i anlegget og passerer renserenner med et effektivt rensegrøft. Risigrøds og sand fra sandfanget klyses til seipelyplass. Ved inntaket av de luft-frie sandfangene tilsettes en prepolymert rensestoff PAX, PAX-XL1 ved hjelp av trykkluft. [6] En anionisk polymer tilsettes som lykpekoagulant i kaskasjon mellom sandfang og salt-maltingstasseng. All separasjon av slarr fra havdavannstrømmen skjer i de 18 metrer lange 11 meter tykke vertikalsentrifugene. Etter den kjemiske forbehandlingen, føres vannet gjennom perforede plater med hull, 2,0-2,5 mm i diameter, til det biologiske rensestrøket.

Den biologiske nitrogenfjerningen skjer i oppstuvens fastfilm reaktorer, BiOFORe, som er fylt ned et knust eksponert lemmaterialer. 6 av 8 prosessstaller er bygd om for nitrogenfjerning, og i hver ombygd hall er der et dyp sedimenteringssasseng, 4 nitritifikasjonsfilter og 4 denitrifikasjonsfilter.

I nitritifikasjonsfilterne skjer både fjerning av organisk stoff som ikke ble fjernet i den kjemiske forbehandling og oksidasjon av ammonium til nitrat. Det nitrifiserende vannet pumpes gjennom denitrifikasjonskretsen. En andel av det rensede vannet benyttes for vask av filterne. Resten av vannet føres 700 meter ut i fjorden og fordeler i vanvassene på 40-50 meters dyp.

Slammet som separeres fra hovedvannstrømmen i de dype sedimenteringssassengene, pumpes via slamslalter og trømmelslalter til utjæmningssamlebasseng. Prosjekter fra trømmelsluter føres via en utjæmningsslank til anleggets tankplass [7]. Slammet gjennomgår først en biologisk hydrolyse ved 37 °C og 2-3 dagers oppholdstid før det fordeles på de 3 øvrige slåmetankene hvor oppholdstiden er om lag 20 dager.

Biogassen tilsykes til produksjon av elektrisk strøm ved hjelp av en gassmotor, og til varme. Energien tilsykes innent. Etter utstråling kondisjoneres slammet med lesket kalk og en kationisk polymer og evancones i kammerfilterpresser. For å innfri myndighetsenes krav om hygiensporing og reduserte volumet slan til disponering, er kammerfilterpressene under ombygging til termisk vakuumtilskuer. Fordi utstyret fra den første leverandøren ikke holdt mål, er ombyggingen forsinket.

Filtratvannet har hoy pH og ionneholder ammonium som er frigjort under utstrålingen, og som finnes ved en fysisk/kjemisk prosess i et skrappingbanelegge [7]. Slammet, som leg 50 000 tonn pr år, disponeres til jordbruksformål. På grunn av varierte transportforhold og etterspørrelse, har en stor andel av slammet de to siste årene blitt kjørt via lagerplass.

Tilførslar

Den biologiske nitrogenfjerningen skjer i oppstuvens fastfilm reaktorer, BiOFORe, som er fylt ned et knust eksponert lemmaterialer. 6 av 8 prosessstaller er bygd om for nitrogenfjerning, og i hver ombygd hall er der et dyp sedimenteringssasseng, 4 nitritifikasjonsfilter og 4 denitrifikasjonsfilter.

I nitritifikasjonsfilterne skjer både fjerning av organisk stoff som ikke ble fjernet i den kjemiske forbehandling og oksidasjon av ammonium til nitrat. Det nitrifiserende vannet pumpes gjennom denitrifikasjonskretsen. En andel av det rensede vannet benyttes for vask av filterne. Resten av vannet føres 700 meter ut i fjorden og fordeler i vanvassene på 40-50 meters dyp.

Slammet som separeres fra hovedvannstrømmen i de dype

sedimenteringssassengene, pumpes via slamslalter og trømmelslalter til utjæmningssamlebasseng. Prosjekter fra trømmelsluter føres via en utjæmningsslank til anleggets tankplass [7]. Slammet gjennomgår først en biologisk hydrolyse ved 37 °C og 2-3 dagers oppholdstid før det fordeles på de 3 øvrige slåmetankene hvor oppholdstiden er om lag 20 dager.

Biogassen tilsykes til produksjon av elektrisk strøm ved hjelp av en gassmotor, og til varme. Energien tilsykes innent.

Etter utstråling kondisjoneres slammet med lesket kalk og en kationisk polymer og evancones i kammerfilterpresser. For å innfri myndighetsenes krav om hygiensporing og reduserte volumet slan til disponering, er kammerfilterpressene under ombygging til termisk vakuumtilskuer. Fordi utstyret fra den første leverandøren ikke holdt mål, er ombyggingen forsinket.

Filtratvannet har hoy pH og ionneholder ammonium som er frigjort under utstrålingen, og som finnes ved en fysisk/kjemisk prosess i et skrappingbanelegge [7].

Slammet, som leg 50 000 tonn pr år, disponeres til jordbruksformål. På grunn av varierte transportforhold og etterspørrelse, har en stor andel av slammet de to siste årene blitt kjørt via lagerplass.

## Resultater og muligheter

Fordi kostnadene til slamsdisponering økte ut over budsjettstrømmene for 1998, ble det sagt fokus på generelle kostnadsredaksjoner. Alle ansatte ble involvert i et stort arbeid for å finne fram til og gjennomføre tilbaketo var kostnadseffektiv i 1998. Tilbaketo som ga de største inntsperringene, ble gjennomført, bla innenfor styring og regulering av prosesskjernekriterier og valg av vann av pumpestrategier på de store vann- og slamstrømmene.

## Tilførslar

Den biologiske nitrogenfjerningen skjer i oppstuvens fastfilm reaktorer, BiOFORe, som er fylt ned et knust eksponert lemmaterialer. 6 av 8 prosessstaller er bygd om for nitrogenfjerning, og i hver ombygd hall er der et dyp sedimenteringssasseng, 4 nitritifikasjonsfilter og 4 denitrifikasjonsfilter.

I nitritifikasjonsfilterne skjer både fjerning av organisk stoff som ikke ble fjernet i den kjemiske forbehandling og oksidasjon av ammonium til nitrat. Det nitrifiserende vannet pumpes gjennom denitrifikasjonskretsen. En andel av det rensede vannet benyttes for vask av filterne. Resten av vannet føres 700 meter ut i fjorden og fordeler i vanvassene på 40-50 meters dyp.

Slammet som separeres fra hovedvannstrømmen i de dype

sedimenteringssassengene, pumpes via slamslalter og trømmelslalter til utjæmningssamlebasseng. Prosjekter fra trømmelsluter føres via en utjæmningsslank til anleggets tankplass [7]. Slammet gjennomgår først en biologisk hydrolyse ved 37 °C og 2-3 dagers oppholdstid før det fordeles på de 3 øvrige slåmetankene hvor oppholdstiden er om lag 20 dager.

Biogassen tilsykes til produksjon av elektrisk strøm ved hjelp av en gassmotor, og til varme. Energien tilsykes innent.

Etter utstråling kondisjoneres slammet med lesket kalk og en kationisk polymer og evancones i kammerfilterpresser. For å innfri myndighetsenes krav om hygiensporing og reduserte volumet slan til disponering, er kammerfilterpressene under ombygging til termisk vakuumtilskuer. Fordi utstyret fra den første leverandøren ikke holdt mål, er ombyggingen forsinket.

Filtratvannet har hoy pH og ionneholder ammonium som er frigjort under utstrålingen, og som finnes ved en fysisk/kjemisk prosess i et skrappingbanelegge [7].

Slammet, som leg 50 000 tonn pr år, disponeres til jordbruksformål. På grunn av varierte transportforhold og etterspørrelse, har en stor andel av slammet de to siste årene blitt kjørt via lagerplass.

Det vil også bli arbeidet med plasseringen og utformingen av polymerutlosringen.

Hva slags viktig vassfører ønsker VEA-S å oppnå ved det kjemiske rensetrømmet?

Vannet bør ha en sammetestring som favoriserer bakteiene i det etterfølgende nitrifikasjonsstrømmet, det vil si at vannet må ha tilstrekkelig innhold av alkalisitet og fosfor og lavt innhold av partikler og organisisk sunst. Valg av driftsstrategi i det kjemiske trinnet påvirkes inndelrid av en rekke faktorer, bla av nødvendig nitrifikasjonskapasitet, totalt energibehov, energipris og slamsdisponeringskostnader. I praksis må det gjøres en balansering av ulike beansyn for å oppnå et optimalt resultat.

Nærsetbalansen for karbon visst at 78% av partiklene, hovedsakelig som organisisk stoff, separeres fra hovedvannstrømmen gjennom sedimentasjonsbassengene [5]

En driftsstrategi er å hjelpe mest mulig organisk stoff gjennom dette trinnet. Dette innebefatter at en stor andel karbon kan nyttiggjøres som energi i stedet for å bli oksidert i den nederste delen av nitritifikasjonsfiltrene. En alternativ strategi er bare å fjerne tilstrekkelig partikler til at vannet passerer silenc, og at en minimalt, men tilstrekkelig kapasitet i filterne blir tilen til nitritifikasjon. Dette valget kan være gunnstig dersom man måler et minimale slammingsgrad til disponering og/eller dersom det ikke er behov for mer gass til energiproduksjon, men det krever mer energi til lufting.

Den tyngste innsatsfaktoren i det kjemiske trinnet er fellingsmidlet. Doseringen har vært styrt av vannmengde og et forholdsvis tall som varierer fra time til time over dag og uke. Doseringen oversyrtes når etter definerte grenser for utloppsturbiditet. Ved dette tilfallet og ved samtidig å øke ønsket utloppsturbiditet fra sedimentationsbassengene fra 10 til 15 NTU, er bruket av PAX-XL1 redusert med 5 % i forhold til samme periode året før. Forbruket av PAX er midlertid fram 5 A/tonn.<sup>3</sup>

Det tok li år "å lære" brukeren av jernklorid. Det er trolig et potensielle for å redusere dosen av fellingsmiddelet, yltedigere ved å forenkle innhåndlingsmåten og -utgyret og forbedre forholdene for felling og flokkulering, i tillegg til de tiltakene som er nevnt oven.

PAX-XL1 ble tatt i bruk i fullskala i 1994. Siden da har skjedd en rekke endringer i vannkvaliteten inn til det kjemiske rensetrinnet. Når ombyggingen av stannavanningen er fullført og behandlingen av rehurstrentene er på plass, vil det igjen være interessant å teste fellingsmidler med sikte på et best mulig totalresultat. Kravene til fellingsmidler som var grunnlaget for utviklingsarbeidet med Ferriklor / Kemira står ved lag. Det er imidlertid ønskelig å ha en rest av orto-fosfor etter felling som er høyere enn 0,4 mg/l.

## Nitritifikasjon

I nitritifikasjonsfiltrene skjer både en oksidasjon av organisk stoff ved rasktvoksende heterotrofe bakterier og deretter en oksidasjon av ammonium til nitrat. Driften av filterne henger mygt sammen med driften av det kjemiske forbehandlingstrinnet, slik det er beskrevet i fortøye avsnitt. Ved hoy utloppsturbiditet fra det kjemiske rensetrinnet, vil en større andel av filteret gå med til oksidasjon av organisk stoff, og en tilsvarende mindre del til nitritifikasjon. Luftføltnivå øker og filteret trenger hyppigere vask, noe som reduserer anleggets totale kapasitet.

Før å øke nitritifikasjonskapasiteten, må det gjøres tilak slik at alle filter oppnår like god omsæting som de beste. I de første filtrene ble det valgt filtermaterialer for det kunne trichkes konkurasjon fra prosjektet om utvikling av filtermaterialer [9]. Det er i dag tydelig forskjell på omsætningen i ulike filter. Dette skyldes ikke antall luftere og ulikt filtermaterialer. Det er også sett en skjevfodeling av luft i enkelte av de eldste bassengene, noe som indikerer feil på luftsystemet. Det har dessverre kompenset for den reduserte omsætningsekapasiteten ved nikkels.

**Luftinnblanding:** Supplering av filtermaterialer og utbedring av luftsystemet er under planlegging. Tiltakene vil øke den totale nitritifikasjonskapasiteten. Det er imidlertid omstilt like viktig at den tilstrekkelige luftmengden kan unngås bødre. I dag styres luftmengden til nitritifikasjonsfiltrene etter vannmengde, turbiditet og ammonium i vann inn til filteret og etter oksygen og ammonium ut fra filteret. Innluft miskning av turbiditet er enkelt, men turbiditet ser ikke ut til å være et godt nakk uttrykk for innholdet av lett nedbrytbart organisk stoff i vannet. Her er det potensielle for forbedring av styringsgrunnlaget.

Belastningen på det biologiske rensetrinnet kan reduseres ved å fjøre mer nitrogen som ammoniumnitrat. Så lenge stripplangasjer ikke har fjernet det meste av ammonium fra filtratvannet, er det en gevinst ved å utvinne returen av filtratvann til leverdavanstrennen. Dette gjøres ved tidssyrt pumping.

## Denitrifikasjon

I denitrifikasjonsfiltrene oksideres en karbonkilde, først med lett oksygen, deretter med bundet oksygen fra nitrat, NO<sub>3</sub>. På VEGAS benyttes i dag metanol som karbonkilde.

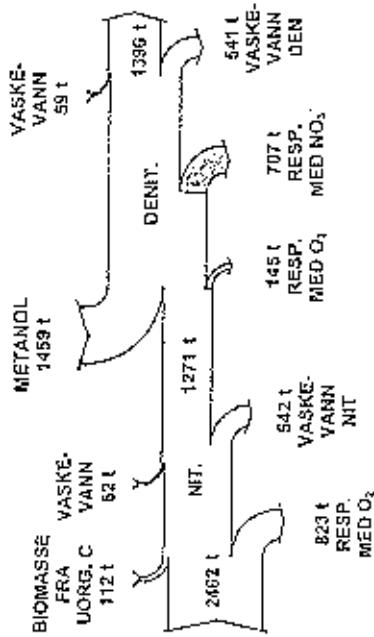
I bilforsøkene var denitrifikasjonsprosessen ukomplisert [3]. I fullskala drift har det vist seg at fosfor er begrensende og at omsætningen reduseres i perioder med vanntemperatur under 10-12 °C. For å beholde en høy omsætning over hele året, blir det tilslutt fosfor som fasforsyde. Dette har redusert den negative effekten av lav temperatur noe. Det vil også bli gjort forsøk for å se om en tilpassing av andre karbonkilder, for eksempel etanol, på en hensiktsmessig måte kan øke omsætningshastigheten ved behov i kalde perioder.

Den tunge innsatsfaktoren i denitrifikasjonsprosessen er karbonkilden. Både for å redusere kostnadene og utslippet av karbon til respirasjon, er det ønskelig å minimerere metanoltilsetningen.

Figur 2 viser hva som skjedde med tilslatt metanol-karbon i 1997 [5]. Oksidasjon ved hjelp av høst oksygen utgjør 145 tonn og oksidasjon ved nitrat-karbon utgjør 707 tonn. Tillegg produseres biomasse av metanol-karbon. Det teoretiske behovet for metanol er 1217 tonn. Differansen mellom faktisk tilslatt mengde metanol-karbon og teoretisk behov er 242 tonn.

Hva kan gjøres for å redusere metanolforbruket, og hvilke effekter vil tiltakene gi? Reduksjon av oksygenoppfylaket i de 350 meter ned "foss" ved utlepet av nitritifikasjonsfiltrene vil kunne redusere forbruket av metanol-karbon med 25 tonn pr år. Økt nitrogentriforring i stripplangasjer vil kunne redusere behovet for metanol-karbon med 60 tonn pr år. Bedre regulering av metanollosen har et potensial for reduksjon på om lag 200 tonn pr år. Det synes realistisk å redusere

utsløsningsstanken og utrøtningstankene. Deretter kan driften av trømmelslene midfrettes mot høyere tørrstoff.



Figur 2. Kombinert prosess i den biologiske renningen ved VEAS i 1997 [3].

metanolforbruket fra 1459 tonn metanol-karbon til om lag 1260 tonn pr år. Karbonet i metanol tilsvarte i 1997 16% av karbonmengden i innleggsavuget.

I dag beregnes metanolholdet fra vannmengde og øksygen- og nitratkonsentrasjon inn til filtrerne og overstyrtes av nitrat i utløp. For å få en bedre regulering, må metanol holdes som begrensende faktor i sterkt mutig dci av tiden. Det er også vesentlig at luftlinje analysatorene er i tilstrekkelig funksjon, evt at det er gode automatiske retniner som tar over der som analytorene svikler.

Metanolforbruket ble redusert med 7 % i 1998 i forhold til i 1997.

#### Fortynning av slam

Det har vært arbeidet med å finne optimalt tørstoffsinnhold i slammet som pumpes fra sedimentasjonsbassengen via slamsiljer og trømmesiljer til en utsløsningsstank. Ved å la slammatt fortykkje i sedimentasjonsbassenget, oppnås slam med høyere tørstoffsinnhold og det blir et mindre volum å håndtere. På den andre siden øker faren for slamflukt i bassenget, for at omvrettere stopper og for at pumpene krever økt velfunksjon. I dag er malsegningen å pumpa en færrest mulig mengde slam med et tørstoffsinnhold på 3-4%, slik at slamsiljer og trømmesiljer får stabil drift.

Der er et betydelig volum som pumpes til råvannstankene [5]. Ved å redusere vannvolumet, dvs øke tørstoffsinnholdet i slammel, blir energiforbruket til oppvarming, resulser, oppholdstidene i råvannstankene øker, nedbryningsgraden og gassproduksjonen øker og mengden slam og filtrvatnet blir noe redusert.

Ønsker man å øke tørstoffsinnholdet i slam til utsløsningsanlegget, har så langt vært større enn ønsket. Det planlegges nå modifikasjoner på rørsystemene mellom

#### Utrøtning

Siden 1994 har VEAS drevet utrøtningsanlegget med biologisk hydrolyse av alt slam for den konvensjonelle utrøtningen. Det har ikke vært gjort analyser eller registreringer som kan fastslå hva som er oppnådd ved denne driftsformen. Det ser imidlertid ut til at det oppnås en mer stabil drift av de konvensjonelle tankene ved at hydrolysetanken tar driftsfortsettelsen. Å drive denne tanken ved et lavt slamnivå, gir også et øyntig bøffervolum. Det er imidlertid et sparsomt om driftsformen, som innebefatter at sunt slam har kontakt med ubehandlet beitosg, i lengden er bra for betongen.... Det kan være interessant utredet etablering av en mindre tank for hydrolysen slik at eksisterende tank kan disponeres til andre formål.

En optimal utnyttelse av gassen til henholdsvis produksjon av strom eller varmvann, er avhengig av det totale varmebehovet i anlegget, spesielt i slambehandlingen, og av prisene på kjøpt elektrisk kraft. VEAS står framfor en spennende energipotimalisering når avverningene av slammets har funnet sin form!

#### Avvanning

Mengde slamerstoff uten kalk er omkring 12 000 tonn pr år. Med en reduksjon i mengde felingsmidler, økt utepstabilitet fra sedimentasjonsbassengene og økt oppbevaringstid i utrøtningsstankene, kan slammengden reduseres med 1000-1500 tonn pr år.

Ved å etablere termisk vakuumtorking, vil det være mulig å øke tørstoffsinnholdet i avvannet slam fra 35 % til 70 % eller høyere. Selv om det etableres termisk vakuumtorking, må kontensureringen være effektiv, og bruk av kalk og/eller polyaner vil fortsatt være nødvendig. Malsegningen er å redusere kalktidsenningen fra 40 % til 25%. Det viktigste tiltaket for å oppnå dette, er å flytte doseringspunktet for polyaner og velge en annen innblandingsteknikk. Økt tørstoffsinnhold og reduksjon i kalkmengde vil gi en betydelig reduksjon i mengde slam til disponering.

Det er mange utfordringer innen slambehandlingen. Både av økonomiske og kapasitetsmessige hensyn til konkurransemønster. Kondensatsvatnet fra den termiske vakuumfasen kan ha en annen karakteristikk enn dagens filtrvatn. Kan dette utnyttes på en positiv måte? Hvordan vil energibehovet være med i en ny prosess, og hvordan dekket vi desset det totale energibehovet? Må det gjøres tilbak for å øke energiproduksjonen, eller har vi mer enn nok?

## Bio-sjøam

- [6] Ryrfors, P., og Eriksen, J.E.: Kognitiv innblanding med råtter i W statistisk mikroskop. Vann 30 Nr. 3, 1995: p 411-415
- [7] Ryrfors, P.: Behandling av returstrømmer i et anlegg for nitrogenfremring. Foredrag ved nordisk konferanse om nitrogenfremring og biologisk fosforfremring i Oslo 2. – 4. februar 1999
- [8] Sagberg, P., Sæther, R., og Berge, A.B.: Increasing the Surface Load at a Direct Precipitation Plant. V.E.A.S., Norway, In:Hahn, H.H., Klut, R. (Eds) Chemical Water and Wastewater Treatment. Springer Verlag : 1990: p 271-282
- [9] Wien, A. (1994, 1995): Upprövning av olike filtermedier för nitrifikation i BIOFOR. Del 1-3. V.E.A.S. Fou-rapport 2-20 – 2-22

I dag disponeres alt slamm fra VEAS til jordbruksformål. Andelen som går via lager har imidlertid vært høy de siste par årene, både på grunn av transportomhold og eksportsele. Flere anlegg har begynt å beregne ut en kompensasjon til gardbrukerne, bla for lagring på jordet. VEAS arbeider i dag for å finne fram til sikrere disponeringsmåter, som innebefatter at de ørlige kostnadene kan fortisies med en mer behagelig sikkerhet.

## Konklusjon

De framtidige mulighetene for slammfremring av slammene vil være avgjørende både for valg av slammbehandlingsstrategi inntenfor VEAS-konseptet og for valg av prosesskjemikalier og driftsstrategi innenfor vanntehandlingen. Brøv for øg pris på energi er også en nøkkelfaktor ved prosessmessige velvært. Kanskje vil utnyttiging av alt slamm til energiproduksjon og byggematerialer være en samfunnsøkonomisk lykkelig løsning?

## Referanser

- [1] Sagberg, P., Sæther, R., Kepp, U. og Tandberg, L.: Erfaringer fra VEAS og venen videre. Nitrogrenrensning med biofiltrering. Nordiska Vattengruppen, Nordiska Ministerrådet, seminar Oslo 29.-30. januar 1991
- [2] Tandberg, L., Ytstøle, L. og Sagberg P.: VEAS-konseptet – et kompakt nitrogenfremningsanlegg. Nordisk Konferanse om Kvalitetsfremring i Kommunale Renseanlegg. København & -9. september 1992
- [3] Sagberg, P., Berg, K.G., Johnsen, K.G., Ryrfors, P. og Wien, A.: Experiences with upstream biofiltration process for nitrogen removal at VEAS – status for the development of the VEAS concept. Nitrogen Removal from Municipal Wastewater, Matti Valve (Ed.), TemaNord 1994:580, p. 72-81
- [4] Sagberg, P., Berg, K.G., Ryrfors, P. og Jensen, E.K.: The VEAS-concept, a system for N and P removal at a total retention time of 4 hours. Status by the end of 1996. Nordisk konferens om kværvening og biologisk fosforsfremring, Hellstrem, B.G og Finsen, A., (Eds) VA-Forsk Rapport 1998-07
- [5] Sagberg, P., Ryrfors, P. og Berg, K.G.: The Massbalance of Nitrogen and Carbon in a Compact Nitrogen and Phosphorous WWTP. In: H.H. Hahn, E. Hoffmann and H. Ødegaard (Eds) Chemical and Wastewater Treatment. Springer Verlag 1998: p 231-242

# Igangkjøring og driftserfaringer med med KMT-prosessen for nitrogenfjerning ved Nørde Follo renseanlegg

Asgeir Wicn<sup>1</sup>, Bjørn Buller<sup>2</sup>

<sup>1</sup>Aquateam AS, Hasleveien 10, N-1057 OSLO. E-mail:  
[asgeir.wicn@aquateam.no](mailto:asgeir.wicn@aquateam.no)

<sup>2</sup>Nørde Follo renseanlegg, N-1433 VINTERBRO

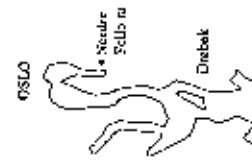
## Innledning

Nørde Follo renseanlegg (NFR) ligger ca 20 km sørvest for Oslo (Figur 1). Anleggets resipient er Bunnefjorden innerst i Indre Oslofjord. Denne delen av fjorden er sterk for forurensning fordi den er begrenset av en terskel ved Drøbak på 10-15 meter og en tversnitt ved spissen av Nesodden på ca 40 meter. Anlegget er i etterkommunt og består av avløpsrør fra eiarkontruarne og oppgård, As og Skif. Den mekaniske delen stod ferdig i 1972, men har senere blitt utvidet for kemiisk rensing av fosfor. I 1993 ble NFR, som det 4. renseanlegget i Norge, pålagt 70 % redusjon av nitrogen.

Mindighetene rensekrav til anlegget har fra 01.01.1998 vært som oppgitt i tabell 1.

Tabell 1. NFR sine rensekrav fra 01.01.1998

Parameter	Nitrogen	BOD <sub>5</sub>	Fosfor	Kl
Rensemater	70%	90%	< 0,1 mg P/l	< 0,6 mg P/l



Figur 1. NFR har Bærumsfjorden som resipient.

## Anbudsrunde, bygging og garanti

Høsten 1995 gikk NFR ut med en åpen anbudskonkurranse for byggingen av nitrogeprosessen. Det ble foresatt at anlegget skulle være en kompakt biofjuling. Dette på grunn av dårlige grunnforhold og dårlig plass. Tillegg ble det i et forprosjekt konkludert med at et aktivslamanelegg ville bli beredelig dersom i investeringen på grunn av kravet om overbygning av anlegget. Siden det offisielle tilskuddet kun var 50 % ble dette derfor en vektlull prosesslønning.

Anlegget skulle stå ferdig 1. juli 1997. Byggingen skulle gjennomføres som en totalentreprenør. Anbudene skulle omfatte prosjektering og bygging av et komplett biologisk prosesslok for diuregjøring med tilknytning til eksisterende anlegg. Anbyderne skulle stå for leveranse, montering, innkjøring og prøvewirktilt av anlegget, og oppstart av driftspersonell. Leveransen skulle der også inngå et system- og overvakningssystem for nitrogearcenaselen.

Gjennomføringen av selve anbudsrenden ble utført i behold til EOS forslagsfirmene for forsyningssektoren. 4 prosesleverandører leverte tilbue på ønsket prosess.

Vurdering av de konkurrerende anbudene ble gjort med hensyn på pris, kvalitet, teknisk verdi, driftskostnader, estetiske og funksjonelle egenskaper, leverings- og ferdigstillelsestid, service etter levering og utarbeidsfert. Årskosmøtet hadde den laveste vektleggingen.

I januar 1996 ble Kaldnes Miljøteknologi AS tildelt kontrakten for byggingen av nitrogeprosessen. Kontraktssummen for diuregenanlegget var 15 millioner kroner.

Anlegget er plassert på et vanskelig område med krevikkleie og er plassert på øvre del av fjell. Bygget er på 950 m<sup>2</sup> og består av pumpesatsen etter forsedimentering, biologisk renserim, prøveraker- og analyserom for su-hus instruktører, teknisk rom, kontrollrom/auditorm, verksted, sanitærom og garderober. Ferdigbygging og overlakelse skjedde i august 1997.

I behold til kontrakt skal det gjennomføres en prosesssanntid av nitrogeprosloggets ytelser skal testes mot de fastsatte tekniske rensekrav still av miljømyndighetene, samt mot forbruk av inngangsmateriale. Rensegrado regnes ut fra inn- og utloppablasjoner grunnet NFR. For inngangsmidlene er det garantert spesiifikke forbrukstill for skumredusjoner, metanol, alkali, fellingstarmidler, fløyeflokkulast og energiforbruk. Garantiperioden skal gå over 2 kontrollperioder. Det skal gjennomføres en 12 måneders periode hvor renseeffektene skal kontrolleres mot 12 vektplandprøver, og en 2 måneders periode hvor en av høyere skal belastes med 50 % av den totale dieransjonerende vannfløtingen.

## VEDLEGG III

## Dimensioneringsgrunnlag

Dimensioneringsgrunnlaget ble laget på bakgrunn av tidligere driftsdata, pilotforsøk i samarbeide med Eiconsoftning av programutar for fjerning av næringssaker (EAN-programmene) (Russet og Lorentzen, 1992 a og b), og målinger som ble gjennomført i løpet av 1995, og statistisk datagrunnlag for tilhøyding av mennesker og dyr i regionen tilknyttet NFR. Anlegget skulle dimensioneres for situasjonen i år 2010.

Anlegget har kapasitet til å behandle avløpsvann fra 40 000 pe. Dimensionjørende vabøflering  $Q_{avm}$  er 750 m<sup>3</sup>/time. Maksimal dimensjonerte vabøflering  $Q_{max}$  er 1125 m<sup>3</sup>/time. Døgenvannsføringen  $Q_{medd}$  er satt til 14 400 m<sup>3</sup>/d.

Gjennomsnittlig temperatur på arbeidsstasjonen er 10 °C.

Dimensioneringsgrunnlaget for de øvrige parametriene er gitt i tabell 1 og 2. Belastningsene i tabell 2 forventes å tilsvare 80 prosenten i år 2010.

Tabel 1. Dimensionjørende vartemperatur tilværer driftsmodell på 10 °C.

Måned	Jan.	Feb.	Mar.	Apr.	May	Jun.	Jul.	Aug.	Sep.	Oct.	Nov.	Des.
Temperatur	8,0	7,0	8,0	10,3	13	13	14	13	10,5	8,0	8,0	8,0

Tabel 2. Dimensionjørende verdier for viktige parametere for nitrogenremovalen på NFR.

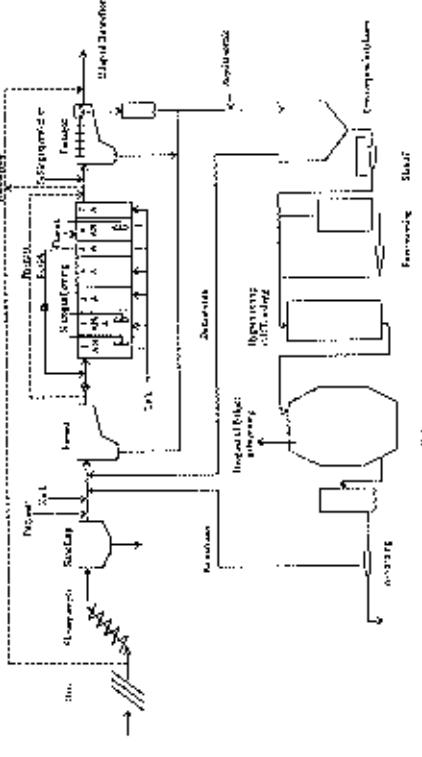
Total COD	Filtrert COD	Total BOD <sub>5</sub>	Filtrert BOD <sub>5</sub>	Suspendert stoff (SS)	Aktsfilter						
kg/d	kg/d	kg/d	kg/d	kg/d	kg/d						
(kg/d)	(kg/d)	(kg/d)	(kg/d)	(kg/d)	(kg/d)						
Innslip	5900	410	1370	130	2665	185	650	45	4190	305	1,1
(390)	(390)	(210)	(210)	(210)	(210)	(210)	(210)	(210)	(210)	(210)	(210)
Forsøk	5130	360	2230	155	2520	175	650	45	5520	390	3,2
(415)	(380)	(210)	(210)	(210)	(210)	(210)	(210)	(210)	(210)	(210)	(210)
Utlip	2020	140	1660	115	720	50	—	—	580	40	2,2
(160)	(130)	(130)	(130)	(130)	(130)	(130)	(130)	(130)	(130)	(130)	(130)

deretter inn i 2 rundeindfang før det fordeles på 3 forstørrelsesforsøk. Etter inn i en pumpesurp som pumper vannet inn på nitrogenrenseoden.

En fordelingskum deler vannet på 2 nitrogenrenseoder. Nitrogenrenseanlegget drives med kombinert for- og etterdentrifisering. Hver linje består av 7 reaktorer (R1-R7) hvorav reaktorene R1 og R2 er normalt anoksiiske og fungerer som fordelitrifiserende reaktorer. Nitratholdig vann pumpes fra R5 tilbake til inntaket til hver linje. Det kan resirkuleres opp til 200 % av den inntkomne vannmengden til det biologiske trinnet. R6 fungerer som etterdentrifiserende reaktor. Det brukes metanol eller etanol som karbonkilde. De øvrige reaktorene (R3, R4, R5 og R7) er aerobic reaktorer. R3, R4, og R5 er nitritfiserende reaktorer mens R7 omsetter overskuddsstativet som ikke blir oversatt i R6. Nitritisasjonset varierer fra 133 m<sup>3</sup> (R6) til 450 m<sup>3</sup> (R4). Det totale reaktorvolume på begge linjeene er 3700 m<sup>3</sup>. Gjenomsnittlig hydraulisk oppholdstid i nitrogenanlegget er ca 7 timer.

Reaktorene i nitrogendeloen har et vanndybde på ca 5,5 meter. Reaktorvolumetene varierer fra 133 m<sup>3</sup> (R6) til 450 m<sup>3</sup> (R4). Det totale reaktorvolume på begge linjeene er 3700 m<sup>3</sup>. Gjenomsnittlig hydraulisk oppholdstid i nitrogenanlegget er ca 7 timer.

Efter det biologiske trinnet går vannet til det kjemiske filtrsjonsstrøket. I dag brukes det EKOFLOC90 som fellingskjemikalium og polymer som høyfleksklast. Primærstrøm og kjemisk slamm pumpes videre til 2 gravitasjonsfortyktere. Herfra går slammet til trykkesering i et UTB-anlegg med kapasitet på 15-20 batcher per dag. Hver batch er på ca 5 m<sup>3</sup>. Fra UTB-anlegget går slammet videre til 2 råtankene i serie før det går videre til avvannings sentrifuge eller silbødpresse.



Figur 2. Flødeskjema av NFR

## Anlegg og prosessbeskrivelse

Figur 2 viser et forenklet flødeskjema av NFR. Etter en step screen, rist, med lysdemping på 3 mm, beveses vannspillet ca 2 meter ved skruspumpen. Vannet føres

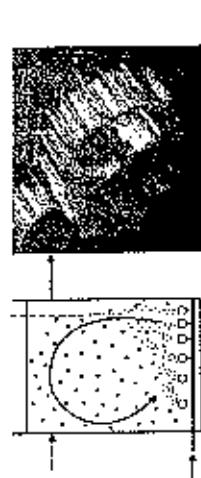
## KMT-materialet og prosessen

Kaldesprosessen er en biofiltraprosess. BioFilteren er festet til stål plastlegemer (bakteriematerial) som er ca 8 cm tykke og zu diameter på ca 10 mm (Figur 3). Et kryss i midten og zna "vifteg" på utsiden gir plastlegemene stor overflateareal. Egenvekten til materialet er 0,96 g/cm<sup>3</sup>. Reaktoren kan ha en fyllingsgrad av plastlegemer på opp til 2/3. Ved 2/3 fylling vil plastlegemene praktiske vekstoverflatareal være ca 350 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup> reaktorvolum og forteng vaskevolum være 10–11 %.

Hver reaktor er totalomblandet. I acroba reaktorer holdes plastlegemene i suspensjon ved den lufta som blåses inn i reaktoren. Luftbomblåsinga gir også oksygen til der fastsittende biofilmen. Mekaniske omstørte bokler plastlegemene i suspensjon i de nookrøiske reaktorene.

Meflora hver reaktor er det siste støp binder plastlegemene til å forflytte seg fra en reaktor til en annen. I anoxiske reaktorer er det plassislet, mens det i acroba reaktorer er tensiler (vertikalt perforete ton). Slike publiserte ved jyrte metadrom for å unngå gjentaking av slamm eller brennemateriale.

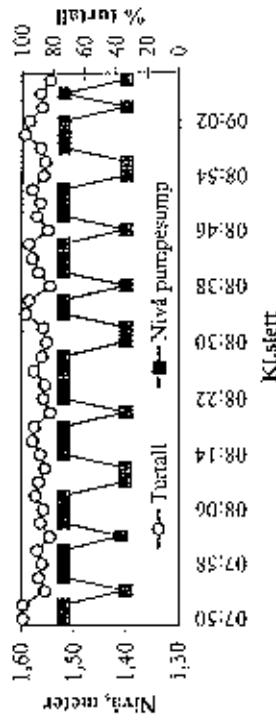
Overkuddssafra som løsner fra plastlegemene følger med gjennom hele prosessen. Dette slammet må fjernes i et enerliggende separasjonsstrøm.



Figur 3. Prinsippskisse for KMT-prosessen

alternativer). I full automatiseringssituasjon kreves en grundig oppfølging (reagjering og kalibrering) av instrumentene for å oppnå optimal drift. I forbindelse med dette er det laget daglige og ukeatlige tutører.

Det børstast forstørst ca del justeringer av styrings- og overvåknings systemet. Det har vært en del programmeringsfeil som har blitt rettet opp. Styringsystemet fungerer tilfredsstillende i dag, men det gjennomførst, vel 1,5 år etter overvåkelsen, punkter som må rettes opp før at systemet skal fungere optimalt. Dette gjelder bl.a. logg- og trendflaksjoner og drifts- og vedlikeholds systemet. Et problem som forstørst ikke er løst er driftsfortytterelser ved inleggspumper og civitellere. Forstyrrelseane påvirker signalet fra nivåsensorene til styringssystemet som regulerer inleggspumpene til nitrogentanlegget. Dette fører til at tilst. inleggspumpene regulerer ujevn over korr tid. Figur 4 viser hvordan vanndriftsgangene varierer på korr tid som følge av driftsfortytterlene.



Figur 4. Driftsforsyretid i styringssystemet fører til variablene vannføring (Ø. september 1998).

## Driftserfaringer

Renseresultatene har ikke vært tilfredsstillende gjennom i 1998. Dette skyldes både tekniske forbold og variert driftsbetingelser som følge av variasjone i inleggspammets samvirkning.

Løpet av høsten 1997 ble det satt i drift en ny såpefárikk i Skj katrine. Denne har sitt avlept til NFR. Fabrikken har batt problemer med sitt gjærviningsanlegg før interna returnerstremmer. Dette har ført til at store treninger sågt etter korset kan

## Styring og overvåkning

Nitrogenseprosessen ved NFR kan styres både manuelt og helautomatisk via styrings- og overvåkningssystemet. Felgende nø-linje instrumenter kan styre prosessen: Mengdemåler, ammoniummåler, nitritmåler, O<sub>2</sub>-måler, pH-måler, temperaturmåler og pH-måler.

Mengdemåler, ammoniummåler, O<sub>2</sub>-måler og temperaturmåler er med på å styre nitrafiksjonprosessen. Hvor mange instrumenter og parameter som inngår i beregningsprogrammet avhenger av hvilket styringsutvalg man velger (4

PA NFR, og driftsbetingelsene har vært ugunstige i kortere og lengre perioder. Fabrikken har kun en midlertidig utslippsstabilitet som kun går på over mye vaskevann da bør lov til å slippe ut. Det er ikke silt krev til utsipp av organisk materiale. Vaskavauget som er blitt sluppet på lechiningsporet har hatt svært høy COD-verdi, og til tider har utsippet fra såpefabrikken vært til en organiske belastning som tilsvarer ca 30 % av den dimensjonerede belastningen på NFR.

Såpen har ført til kraftig skumming i dekksbiologiske deler. Skumproblemet har vært så stort at det til tider var vanskelig å holde KM/T-midlet omverdig. Uforholdsmessig store mengder medtuff ble blått inn i reaktoren for å oppnå tilstrekkelig omverring. For å dempe skummingen ble det tilslutt relativt store mengder med skumindemper som det normalt ikke er behov for. Såpen fikk også til å den kjemiske røsing i flotasjonsstrøket til tross for godt dårlig. Gammelkjøringen av nitrogatrindet, som ble startet i mai 1998 ble stoppet i august på grunn av at driftsbedingene ikke var representativt som følge av uispligene fra såpefabrikken. Garantiprosessen skal binopptas fra og med august 1999. Siden den nye garantisjøringen startet 15. mai ender en måneds daglig slendata har NFR og KM/T blitt enige om en forsiktig garantikjøring. Såpeproblemet er på vei til å bedre seg og i løpet av våren 1999 er båpet av de forvunnet helt.

Under innkjøringen av anlegget under årsskriftet 1997/1998 var det til tider problemer med oxideringen i de biologiske reaktorene. Etter et nærmere undersøkelse fant man ut at det var for høy fyllingsgrad (ca 70 %) av bæremidlet reaktorene. Tidligere erfaringer har vist at dersom fyllingsgraden overstiger 67 % kan det oppstå problemer med oksidasjonen. Det ble fjernet 50 m<sup>3</sup> bæremidium fordelt fra alle reaktorene. Dette tilaket førte til god omtørking i alle reaktorene.

I samme periode ble det også oppdaget feil på nivåmåleren i karbonkilderauken. Styringssystemet, viste at det var karbonkilde på tanken, mens den i realiteten var tom. Mangl på karbonkilde førte til et redressresultatet for nitrogen ble dårlig i begynnelsen av januar 1998 (se figur 13.).

I nærmestskiften trakk jeg det oppdaget umormalt høy bæremidum i R3 i linje 1 og høy bæremidum i R4 i samme linje. Mellom disse reaktorene står det rørsljer, og rundt disse pakket det seg med biomedie. Den autonomske puslosningen funnet ikke mediet i dette tilfelte. Etter forsøk på å fjerne bæremidet ved manuell løfting, ble silhuettene ved en feltsentil å gå kontinuerlig. Luft velger alltid minste motstandsvei, og i dette tilfelte var dette inn i og ut på rørslen av rørsljen. 1 av de 4 rørsleiene fungerte som en gryte med karbonpartiklene. Dette førte til et øg av vann og bæremidum fra R4 til R3. Et lokk fra copper av silene som skal forminne bæremidet å komme inn og ut av silo var ikke tilkoblet. På kort tid forflyttet ca 100 m<sup>3</sup> bæremidum seg fra R4 til R3. Bæremidet ble punkt tilbake til R4. I samme periode var der stor skumming og problemet med utsippene fra såpefabrikken. Disse problemene skapte svært dårlige resultater i denne perioden.

## Resultater

### Stoffbelastning

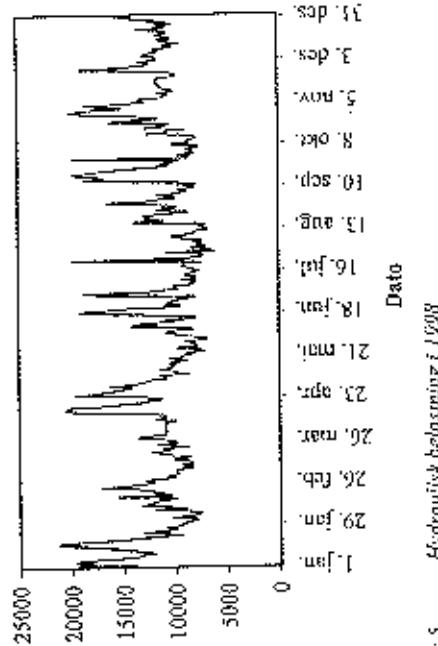
Stoffbelastningen på biorørsetet har i 1998 ligget under belastningene oppgitt i dimensjoneringens grunnlaget. Tabell 3 viser elementets nivåverdier for dagbelastningene på NFR og innfluentesentralsnittet for BOD, COD, total N og ammonium. Figur 5, 6 og 7 viser variasjonen på høy hydrostatisk belastning, COD belastning og amoniumsbelastning. Den elementmessige stoffbelastningen er relativt lav, men ca 10 % av toppebelastningene er over verdien gitt i dimensjoneringens grunnlaget. Vanngjengen var til 44 % mindre i gjennomsnitt i 1998.

Tabell 3. Gjennomsnittelig dagbelastning på NFR

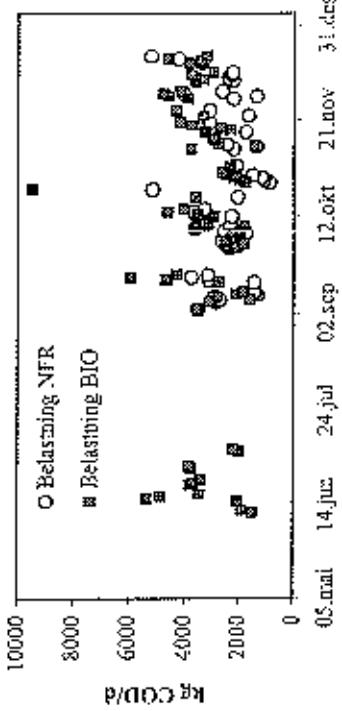
Parameter	BOD	COD	Total N	NH <sub>3</sub> -N
Inn NFR	* 9,4 (87)	* 5082 (269)	* 275 (224)	** 154 (13,5)
Absolutt praver	57	39	30	154
Omstregningsdusjende	-	** 3256 (285)	-	** 224 (19,5)
Avis/prevær	-	38	-	67

\* Gjennomsnitt av kontrollprøven lever i eksperimentlaboratoriet

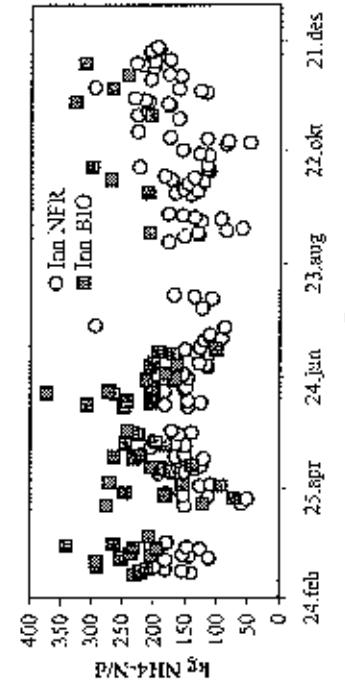
\*\* Analysert på NFR



ammonium fra 9. mars til 18. desember. Gjennomsnittlig omsætning av ammonium i bølde perioden var 82 %.



Figur 6. Belastning av COD inn på NFR og inn på nitrogenrenseanlegget



Figur 7. Ammoniumbelastning fra på NFR og inn på nitrogenrenseanlegget

#### Nitrifikasjon

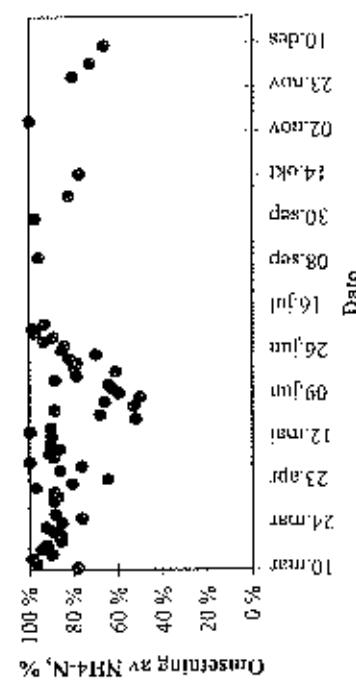
Ammoniumbelastningen varierer kraftig over degnet (se figur 8). Trots dette har nitrifikasjonen funget bra i de treindene som nitrogenatalstegget har gått stabilt. Belastningsvariasjonene skyldes at slammavværingen løs knørs på dagtid. Reklikvannet fra avværingen sammenfaller med den normale belastningen opp fra ledningsnettet. Dette fører til at belastningsgrøften for ammonium ofte er 3 ganger høyere enn den gjennomsnittlige tidsbelastningen (ca 9,5 kg NH<sub>4</sub>-N/b) ion på nitrogenrenseanlegget. Denne belastningstoppen skal i nært fremstiljejewas ut ved å overføre reklikvannet til en bufferank for deretter å bli pumpet til nitrogenrenseanlegget når det er behov. Belastningen normalt er lav. Belastningen av ammonium vil levnes ut og de utslipstoppene vil da også reduseres. Figur 9 viser omsætningen av belastningstoppen, vil da trolig reduseres.

#### Denitrifikasjon

Det er usikkert hvor mye nitrat som har blitt fjernet i fordenitrifikasjonen, og der har kun blitt få målinger fra dette trinnet. De enlige som har gjort viser at denitrifikasjonsraskhetene har vært relativt høye. 16.06.98 ble det målt denitrifikasjonskoeffisienter på rundt 230 g NO<sub>3</sub>-N/m<sup>3</sup> d.

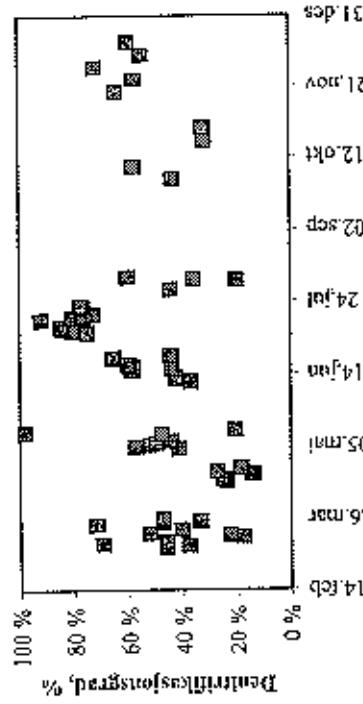
Etter denitrifikasjonen er dimensjonsrett for å kunne omsette 500 g NO<sub>3</sub>-N/m<sup>3</sup> med etanol som karbokkid, men omsætningene har vært betydelig lavere enn forventet. Røsseth et al (1995) har vist at etanol gir høyere omsætningss hastigheter enn etanol. I april 1998 måtte man over til etanol, for å se om dette ville bedre omsætningsshastigheten til et etioglykogen. Omsætninga ble ikke økt på etioglykogen, men etter serdig belyt. Omsætninga ble redusert til etioglykogen, men ikke til etioglykogen. Et etioglykogen ble redusert til etioglykogen, men ikke til etioglykogen.

Figur 8. Normalisert omsætning av ammonium på nitrogenrenseanlegg på NFR



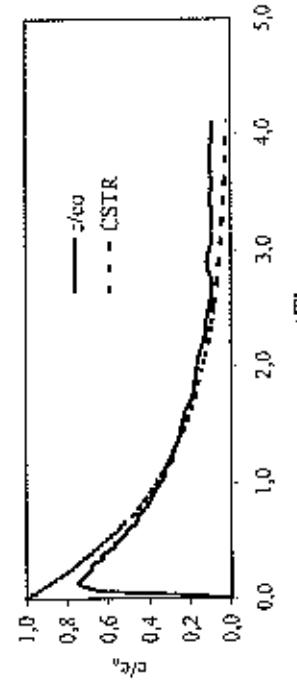
Figur 9. Omsætning av ammonium i nitrogenrenseanlegget

Brennomsritt. Figur 10 viser deoxygenasjonsgraden for etterdeminifiksasjonen. Det ble gjort videre udårsaksanalyser for å finne årsaken til de lave deminifiksationskoeffisientene.



Figur 10. Rensegraden for etterdeminifiksasjonen

Reaktor 6 er ca 3 meter lang og 8 meter bred. Man ønsket derfor å sjekke om reaktoren var totalomblandet eller om den hadde en uvanlig utforming slik at det kunne oppstå kortslutningstrømmer. I juli ble det blitt gjennomført et sporsstoffsøk for å avdekke disse problemstillingene. Forsøket viste at reaktoren hadde god omstrøring og var tilnærmet totalomblandet og tilnærmet ideal (se figur 11).

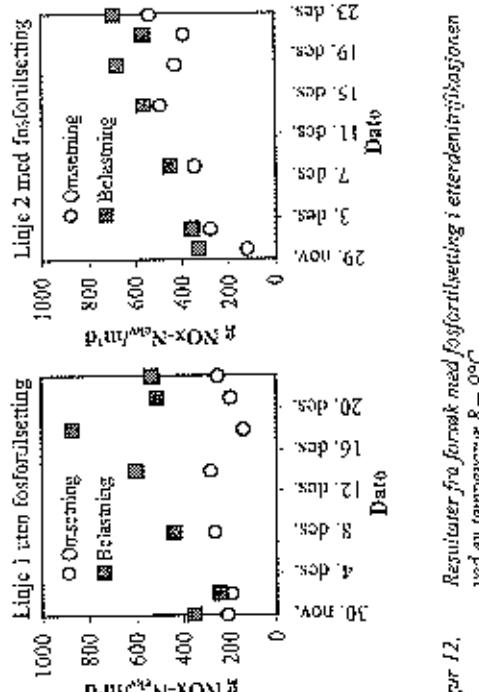


Figur 11. Resultater fra sporsstoffprøvning på R6. R6 er tilnærmet totalomblandet.

Under sporsstoffsøkene ble det også foretatt nøytralitetsprøver mot orto-fosfor ( $\text{PO}_4\text{-P}$ ) på inntaket til nitrogengenleddet og inn til etterdeminifiksasjonsreakturen (R6). Her ble det påviset svært lave verdier av fritt  $\text{PO}_4\text{-P}$ . Inn til

nitrogengenleddet lågger koncentrasjonen  $\text{PO}_4\text{-P} < 0,5 \text{ mg PO}_4\text{-P/l}$ . Inn på NFR lågger koncentrasjonen på ca 1,0 – 1,5 mg  $\text{PO}_4\text{-P/l}$ . Inn på etterdeminifiksasjonen er koncentrasjonen ofte  $< 0,1 \text{ mg PO}_4\text{-P/l}$ . På bakgrunn av følgende bekymringer: 7-18 § Piske COD-temper (Henze et al. 1990), vil behovet for last fosfor være mellom 0,5 og 1,3 mg  $\text{PO}_4\text{-P/l}$  til nitrogenreducningen.

I desember 1998 ble det gjennomført fosfortilsetningsforsøk til etterdeminifiksasjonen. Det ble tilsattn fosforsyre til den ene linjen, mens den andre fungerte som referanselinje. Restkoncentrasjonen av fosfor var ca 0,75 mg  $\text{PO}_4\text{-P/l}$  i reaktoren som der ble tilsattn fosforsyre. I referanselinjen var fosfortilsetningskonsentrasjonen ca 0,15 mg  $\text{PO}_4\text{-P/l}$ . Belastet C:N-forholdet lå på ca 6 til 1 og ca 5 for linje 2. Forsøkene viste klart at etterdeminifiksasjonen var begrenset av fosfor. Prosesseko krever адсорбционstid for å oppnå en stabil biumassetet. Etter ca 3 uker med fosfortilsetting hadde deminifiksasjonskoeffisienten rørt seg ned, mens referanselinjen fortsatte å stabilt lavt. Figur 12 viser resultatene fra forsøkene.



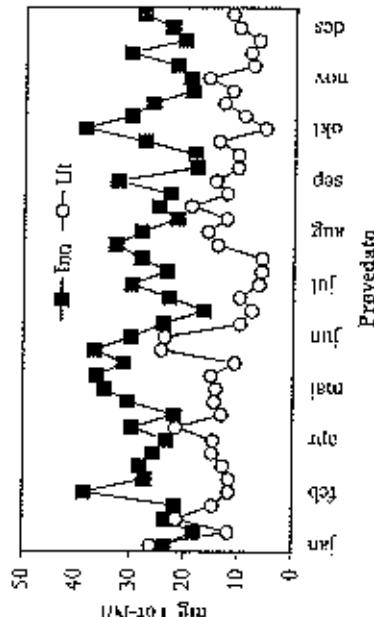
Figur 12. Resultater fra forsøk med fosfortilsetting i etterdeminifiksasjonen ved en temperatur 8 – 9°C.

Slamdelel på NFR er relativt tørrbelasted. Dekantvatnet fra fortykkerne inneholder til tider høyt innhold av TS. Forsøk på NFR har vist at et klast og brød dehydravann ikke faller ut hvis orto-fosfor når det går i retur til tankoppe, menes vel därlig dehydravit. Dette myte TS har evne til å felle ut denne ortofosforen.

NFR skal forsøke å gjøre slamsammenslammet lett inn i UFB anlegget, men å gá via fortykkerne. Dette kommer til å redusere slamsammenslammet og få mindre slamsammenslammelse. Om dette er tilstrekkelig til å dekke fosfortilsettingen over er usikkert. Foreløpig må NFR støttelose løsning for å dekke behovet.

## Totalnitrogen

Som følge av svært dårlige etterendtrenskjusjon og døca tekniske problemer har renseingen av totalnitrogen vært dårlig i 1998. Figur 13 viser føro tilslutten utslipskonsekvensene av totalnitrogen på prøverne som er sendt inn til eksperimentlaboratoriet. Det er en svak tendens til bedring av nitrogarensgraden mot slutten av året. Den gjennomsnittlige rensegraden for nitrogen var 47 % for 1998.



Figur 13. Totalnitrogen inn og ut fra NFR i 1998

## Øvrig rensing

Rensingen av totalfosfor og organisk materiale har til en viss grad vært tilfredsstillende. Rensingen av fosfor ble overholdt mot KJ kravet. Gjennomsnittlig utslippskonsekvensjon av total fosfor var på 0,18 mg P/l. Dette tilsvarte en rensegrad på 93 %. For K2 kravet gjelder et tungen 14 dagers blandeprøver skal være over 0,6 mg/l. Dette kravet ble ikke overholdt. I første del av juni var det både tekniske problemer og kraftig skumming som følge av sapskjærsopp. Blandprøven fra denne perioden viser en utslippskonsekvensjon på 0,63 mg P/l.

Utslippskonsekvensjonen av BOF<sub>y</sub> var i gjennomsnitt 10 mg BOF<sub>y</sub>/l. Dette er hva man klat forvente. Men på grunn av at innslippskonsekvensjonen av BOF<sub>y</sub> er uforholdsvis lav blant rensegadgets for BOF<sub>y</sub>, 87%, hadde en rensegrad på 90 % for COD hadde vi forventet at rensegraden for BOF<sub>y</sub>-utslipp ville være over 90 %. Årsaken til dette kan ligge hos laboratoriet som har analysert prøver. Eksele av BOF<sub>y</sub>-verdiene på inntaket var på 20 til 30 mg BOF<sub>y</sub>/l. Sammenliknet med COD og fosforverdiene på samme prøve skulle man forventet at BOF<sub>y</sub>-konsekvensjonen hadde vært høyere.

## Konklusjon

Renseengasjaten har for 1998 til en viss grad vært tilfredsstillende for fosfor og organisk materiale. For nitrogen har renseengasjaten vært dårligere enn kravet. Dette skyldes både tekniske forhold og varierte driftsbetingelser som følge av variasjoner i vannets sammensetning. Nitritfiksjonen har funget bra i de periode det var nøytral pH. Ujøring av returavvannet over de nærmeste månedene vil gi bedre nitrifikasjonstilstand. Nitritfiksjonen er trolig hovedårsaken til at nitrogarensgraden for nitrogen var 47 % for 1998. Innslipp videre må det startes døses fosfor til etterdrenifikasjonen for at prosessen ikke skal være fosforbegrenset.

Det ble i 1998 gjennomført en teknisk og prosessmessig tilbak for å optimalisere prosessen på NFR. Videre optimalisering kreves for å bedre driftsbetingelsene i nitrogrenrensnitten i 1999, og for at kravene til nitrogencorkasing skal oppnås. Såpeproblemene er på vei til å bedre seg, og i løpet av våren 1999 er håpet at dette forsvinner helt. Detta vil ha positiv effekt på både nitrogrenrensnitten og det kjemiske trianet. For 1999 er det forventet at renseresultatene forbedres vesentlig.

## Referanser

- Rusten, B., og Larsen, A. (1992a). Pilotforsok med nitrogrenutføring ved Norder Folke Kløakkverk; del 1. Fortsettelsisprøving med dykkert biologisk filtre. Rapport FAN-R-692.
- Rusten, B., og Larsen, A. (1992b). Pilotforsok med nitrogrenutføring ved Norder Folke Kløakkverk; del 2. sterkebrenning med dykkert biologisk filtre. Rapport FAN-R-692.
- Rusten, B., Wiels, A., og Skjefstad, J. (1996). Spent aircraft deicing fluid as external carbon source for denitrification of municipal wastewater: from waste problem to beneficial use. Sjef Purdue Industrial Waste Conference Proceedings.
- Henze, M., Harrmono, P., Jansen, J. C., og Arvia, E. (1992). Spillsenvandretrensing. Biologisk og kjemisk. Polyteknisk Forlag, Danmark.

# Groos BNR WWTP Grimstad: Three years experience and optimization

Leif Ydstebø<sup>1</sup>, Rolf Jensen<sup>2</sup>, Torleiv Bilstad<sup>1</sup>, Jon Frydenborg<sup>2</sup>

1. Høgskolen i Stavanger, Pb 2557 Ullandhaug, 4004 Stavanger, Norway  
2. Grimstad Kommune, Teknisk Etat, 4890 Grimstad, Norway

## Abstract

Three years of operating experience and optimization at Groos BNR WWTP are presented. The plant was operated as BNR with temperatures from 3 to 15 °C producing effluent TP and TN around 0,3 and 6 mg/l respectively. High organic loading from a vegetable processing plant and a primary sludge fermenter contributed to the high treatment efficiency for N and P, 74 % and 94 % in 1998. High organic loading did not reduce nitrification efficiency because of efficient organic reduction in the anaerobic and anoxic zones of the bioreactor. Sludge with a DS/VI of 80 ml/g allowed the plant to operate with average MLSS of 5000 mg/l thus achieving low temperature nitrification. RAS was low, reducing the return of nitrate to the anaerobic reactor. Bypass of primary effluent to the anoxic zone improved denitrification due to enhanced supply of organics. During spring 1998 low foaming resulted in development of foam that reduced plant efficiency. Foaming was controlled, but not eliminated by increased sludge wastage and low RAS rate. Sludge production was approximately 65 % compared to chemical treatment yielding 2.4 g TS/g TOC removed.

## Introduction

Groos wastewater treatment plant (WWTP) in Grimstad was commissioned in October 1995 as the first plant designed for biological nutrient removal (BNR) in Norway. Experiences from this plant would yield valuable information for the potential for BNR in Norway.

Phosphorus removal in Norway has since the 1970's been achieved by chemical precipitation. Nitrogen has the last five years been removed in fixed film bioreactors. The choice of these processes has been based on the ability to handle high flows and low temperatures during snow melting and rain, and to meet the effluent requirements set by SFT, the Norwegian EPA.

BNR is an interesting alternative because of no need of external chemicals thus resulting in lower sludge production compared to the chemical plants resulting in lower operation cost.

This paper presents the experiences from the first three years of operation and optimization of the BNR process.

## Groos WWTP

Groos WWTP was built in 1989 as a mechanical plant consisting of bar screens and aerated grit chambers. In 1995 it was extended to include BNR by activated sludge. It was designed for 16,000 population equivalents according to the Norwegian EPA guidelines for WWTP design (SFT, 1983). Detailed design is summarized by Bilstad et al. (1995) and Ydstebø et al. (1997).

The BNR plant consists of primary clarifier, bioreactor and secondary clarifier. The bioreactor was designed as a 3-step Bardenpho modified with a preanoxic reactor upstream the anaerobic reactor for the removal of nitrate and oxygen. Primary sludge is pumped to a gravity thickener for fermentation of sludge to volatile fatty acids (VFA) which is returned to the anaerobic reactor to facilitate biological phosphorus removal (BPR). The plant was constructed with two parallel trains for full scale R & D purposes and it can be operated either in a BPR or a BNR mode. Schematics of the BNR plant is shown in Figure 1. Adjacent to the full-scale plant the local college (Høgskolen i Agder) has erected a pilot plant for R & D purposes.

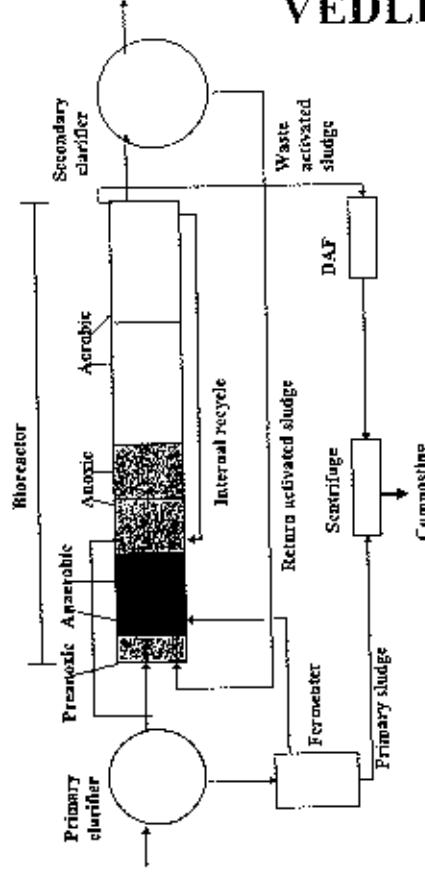


Figure 1. Schematics of Groos Wastewater Treatment Plant

The full scale plant was designed for an average dry weather flow of 5,000 m<sup>3</sup>/d resulting in a hydraulic retention time (HRT) of 11.5 hrs in the bioreactor and one hour anaerobic retention time. In BPR mode the anoxic zone can be operated either aerobically or anaerobically. Waste activated sludge (WAS) is removed from the aerobic zone of the bioreactor with an overflow mechanism in order to selectively remove filamentous and floating sludge. WAS is thickened to approximately 4 % TS in a dissolved air flotation unit (DAF).

The effluent requirements defined by the local EPA are shown in Table 1 and vary according to the chosen operating mode; BPR or BNR. The plant was operated in a BPR mode the first six months of 1996 and thereafter in a BNR mode.

Table 1. Removal and Effluent Requirements

Parameter	BPR	BNR
P mg/l	90 %	1.0 (75 %)
N mg/l	-	3.0 (70 %)
COD mg/l	50	50
TOC mg/l	15	15
SS mg/l	20	20

## Results

### Operating conditions

The operating conditions for the first three years and design criteria are presented in Table 2.

Table 2. Operation conditions 1996-1998 and design criteria

Parameter	Average 1996	1997	1998 <sup>1</sup>	Min	Max	Design criteria
Temperature, °C	9.5	9.0	9.7	9.8	3.0	15.6 BNR 10°C BPR 8°C
Hydraulic load, m <sup>3</sup> /d	4328	4545	3914	4555	2100	11392 BPR 6500 Max 13000
P load kg/d	24.5	26.1	23.4	23.6	7.1	56.5 2 <sup>a</sup>
N load kg COD/d	129	131	127	150	66.4	303 192
Org. load kg COD/d	400	454	396	344	141	1208
Org. load kg/mg]	247.4	259.3	237.9	245.6	490	7455 2100
MLSS mg/l	5024	4920	5404	4756	1118;	9120 2400 - 3600
SRT d	18.0	18.7	18.5	16.7	12 - 20	12 - 20
DSV[refuge]	52	86	73	82	27	152

<sup>1</sup> Eleven months

The operating conditions have varied during the year. The average water temperature has been 9.5 °C and varied between 3 and 15 °C. An increase in the annual average temperature indicates that the community's efforts to replace old pipelines and reduce the infiltration of cold storm water has succeeded (Figure 2). The hydraulic load is well below design values since only 11,000 persons are

connected to the plant while it was designed for 16,000. The hourly maximum flow has been exceeding 13,000 m<sup>3</sup>/d and daily maximum has exceeded 11,000 m<sup>3</sup>/d (Figure 2). Phosphorus loading has been almost at design values while nitrogen has been at 2/3 of design. Organic loading has exceeded design values due to supply from a vegetable processing plant. The high organic loading and long sludge age (SRT) at low temperatures resulted in high mixed liquor suspended solids (MLSS) in order to achieve high nutrient removal efficiency, Figure 3.

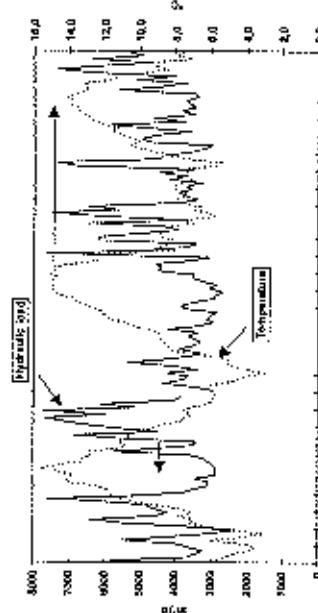


Figure 1. Temperature and hydraulic load Gross WWTP 1996-1998

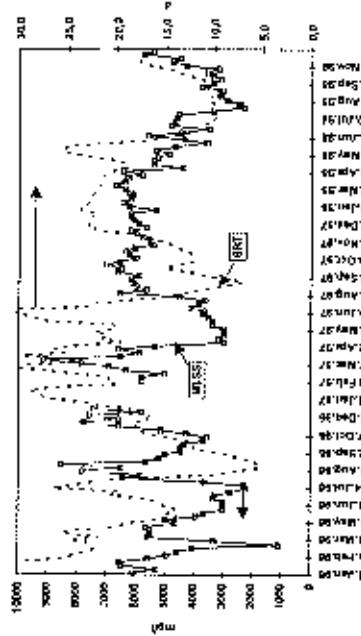


Figure 2. Temperature and hydraulic load Gross WWTP 1996-1998

Operating at a high MLSS has been possible due to a well setting sludge with an average diluted sludge volume index (DSVI) of about 80 ml/g (Table 2). The well setting sludge made it possible to operate at low return activated sludge rate (RAS) for reducing the loss of nitrate to the anoxic reactor and reducing

flowing. The organic load from the vegetable industry was highest during the fall and winter seasons. The effect of industry discharge on plant loading is shown in Figure 4.

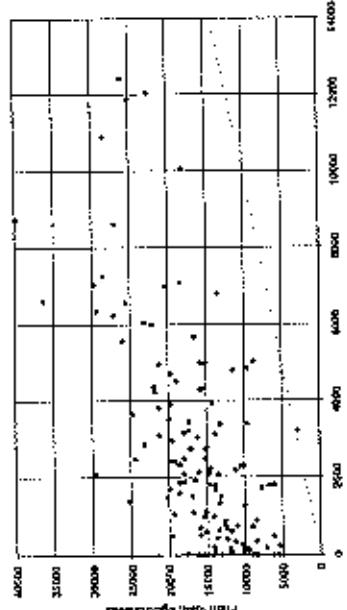


Figure 4. Effect of industry on plant loading

#### Nutrient removal

Removal of nutrients and organics during the first three years are presented in Table 3. The corresponding treatment efficiencies are presented in Table 4.

Table 3. Influent and effluent concentrations (mg/l)

	P	N	TOC	COD	SS					
Influent	Effluent	Influent	Effluent	Influent	Effluent					
Total	6.0	0.63	31.7	9.4	13.2	584	50	342	17.0	
1996	6.0	0.80	30.8	8.1	9.9	16.9	572	65	325	23.5
1997	6.2	0.69	31.7	11.3	10.6	12.0	611	49	364	13.7
1998 <sup>a</sup>	5.9	0.35	30.8	8.0	8.4	10.1	566	75	341	10.2

	P	N	TOC	COD	SS
Total	89.5	70	36	91	93
1996	86.7	73	79	89	93
1997	88.9	65	87	92	96
1998 <sup>a</sup>	94.1	74	88	94	97

<sup>a</sup>: January-June 1998 not included due to BPR-operation only 2: 1998-jan-on.

Table 4. Treatment efficiencies (%)

	P	N	TOC	COD	SS
Total	89.5	70	36	91	93
1996	86.7	73	79	89	93
1997	88.9	65	87	92	96
1998 <sup>a</sup>	94.1	74	88	94	97

<sup>a</sup>: January-June 1998 not included due to BPR-operation only 2: 1998-jan-on.

The treatment improves as mechanical problems decrease and due to increased experience with the process. Phosphorus treatment efficiency from 1996 until November 1998 is shown in Figure 5. The lowest effluent concentrations were achieved during periods with the highest organic loadings; fall, winter and early spring. Summer conditions with highest temperatures resulted in less treatment efficiencies.

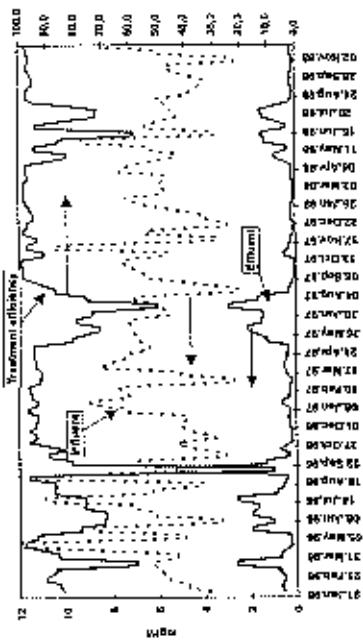


Figure 5. Treatment efficiency for phosphorus

Organic loading is an important parameter for successful BPR. Effect of organic loading and temperature on phosphorus removal is shown in Figure 6.

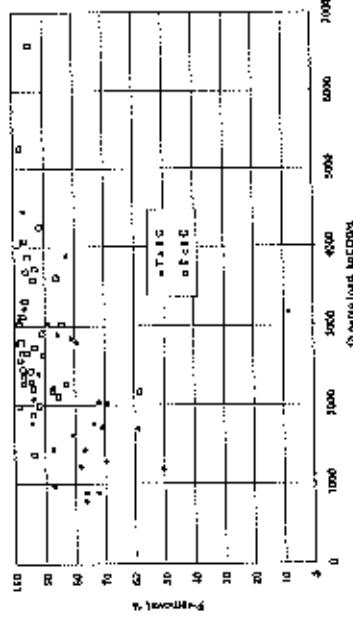


Figure 6. Treatment efficiency for phosphorus as a function of organic loading

Nitrogen removal requires organic substrate for denitrification. Too high organic loading, however, may limit nitrification. The results from Gross indicate that nitrogen removal was more affected by organic loading than temperature. In Figure 7 it is shown how treatment efficiency for nitrogen varies from 1996 until November 1998. Likewise, in Figure 8 it is shown how nitrogen removal efficiency varies as a function of organic loading and temperature.

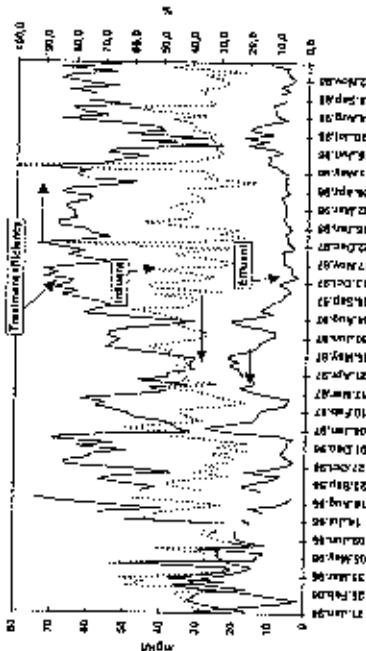


Figure 7. Treatment efficiency for nitrogen

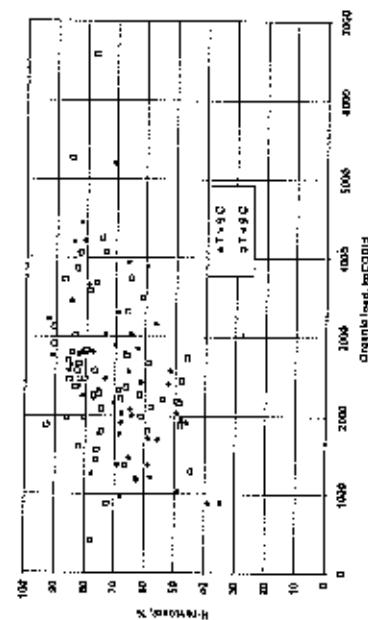


Figure 8. Nitrogen removal efficiency as a function of organic loading

As for phosphorus the results for nitrogen indicate higher treatment efficiencies at higher organic loadings. The tendency is not significant, however.

Organic removal was stable around 85 % TOC and 90 % COD. Suspended solids removal improved from 1996, contributing to decreasing effluent concentrations of nutrients and organics. The sludge settling characteristics has been monitored as DSVI and was 82 ml/g in average (Table 2). DSVI varied during the year usually the lowest values during high load periods and higher values in low load periods as shown in Figure 9.

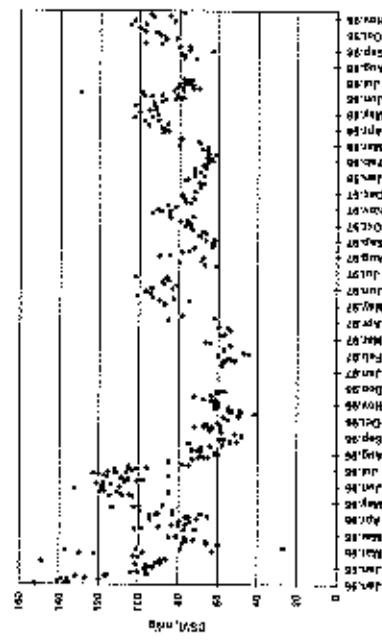


Figure 9. DSVI at Gross WWTP 1996-1998

#### Fermenter operation

The fermenter produced between 50 and 200 mg/l VFA at an average flow of 430 m<sup>3</sup>/d corresponding to 10 % of the total plant flow. 10 mg VFA is required for 1 mg excess P removal (Henne et al., 1992). The effect of VFA on BPR showed that VFA stimulate BPR significantly and that the fermenter will thus act as a buffer against low loaded periods (Berg et al., 1996). Control of sludge age was done according to dewatering rate of secondary sludge which was mixed with a fraction of primary sludge prior to the centrifuge in order to achieve high TS (> 20 %). The VFA-concentration could be correlated with pH and pH-modulating in the fermenter gave information about fermenter performance. The optimum pH for VFA production was around 5.5-6.

#### Sludge production

Sludge production was calculated on the basis of mass of sludge transported from Gross and total organics removed and presented as yield factors in Table 7.

Table 5. Yield factors

	ETSSgCODremoved	ETSSgTOCremoved
1996	0.558	2.303
1997	0.340	2.158
1998	0.369	2.670

Secondary sludge was about 75 % and primary sludge about 25 % of total sludge production (TS-basis).

## Sludge dewatering

The most efficient dewatering was achieved when the primary and secondary sludges were mixed at a 40/60 % volumetric ratio. Originally the two sludges should be dewatered separately, but it was difficult to achieve more than 15 % TS for the secondary sludge which was not sufficient for further treatment. It was therefore installed a mixing chamber upstream of the centrifuges where primary and secondary sludge were mixed before dewatering. This was also the method with the least polymer consumption.

## Discussion

The results after three years of operation with BNR show that it is possible to achieve high nutrient removal efficiencies without external chemical addition even at low temperatures. The effect of causing industry discharge on nutrient removal was significant and in part responsible for the success. The effluent concentrations of phosphorus and nitrogen were usually lower and more stable with high industry loading as shown in Table 6.

Table 6: Effluent P and N as a function of industry loading

	Fraction of organic loading from industry		
Total P, mg/l	< 0.1	0.1-0.7	> 0.3
Total-N, mg/l	0.5-1.5	0.5	< 0.5
	5-20	5-24	5-15

The conditions experienced in Grimstad BPR was not affected by low temperatures due to sufficient SRT ( $> 15$  d) at temperatures down to 5 °C (Ydstieba et al. 1997). BPR at high temperatures and low organic loading is a challenge due to increased return of nitrates to the anaerobic reactor and reduced denitrification. This reduces the effective anaerobic volume and thus reduces BPR efficiency as observed during the summer seasons. On the other hand, with the presence of organics in the aerobic reactor and fluctuating dissolved oxygen levels between 0.3 and 1.5 mg/l, anoxic zones may be established inside the flocs and simultaneous nitrification/denitrification may occur in the aerobic reactor. This improves the nitrogen removal efficiency and reduce the return of nitrate to the anaerobic reactor. Mass-balances of nitrogen over the aerobic reactor showed nitrogen loss which indicates simultaneous nitrification/denitrification.

Biological nitrogen removal is more sensitive to low temperatures compared with BPR. This is due to the slow growth rates of the nitrifiers. However, most low effluent concentrations were achieved at low temperatures and high organic loadings. This indicates that the conditions for nitrification have been optimized due to efficient organic removal in the anaerobic and anoxic reactors upstream the aerobic reactor. Such an observation was also reported by Randal et al. (1991). Proper organics during denitrification seems therefore to be limiting for the overall nitrogen removal. During snow-melt the hydraulic load was so high that

excess sludge had to be wasted in order to avoid sludge washout. This was the case with even low DSVI values, resulting in reduced nitrogen removal. Here the secondary clarifier limited nitrogen removal. At such conditions a fraction of primary effluent was bypassed the bioreactor in order to maintain the nitrifying biomass in the bioreactor. It was also possible to increase the aerobic volume fraction by aerating the anoxic reactor in order to maintain the nitrifying biomass.

During the summer time one of the two modules of the bioreactor was taken out of operation due to low loading. This enhanced the F/M-ratio and had positive effects on biological phosphorus removal. Improvements were also seen on nitrogen removal, but not as obvious as for phosphorus removal. The switch from two to one module and reverse created disturbances in operation and resulted in more SS in the effluent, reducing the net positive effect of the operational change.

The mixed liquor wastage chamber in the effluent channel of the bioreactor was designed to selectively waste floating foam and scum. This ensured a well settling sludge and therefore no problems with bulking. In the spring of 1998 foam developed, probably because of a drop in the organic loading during Easter holidays. It was difficult to eliminate the foam. Excess sludge wastage, reduced return sludge rate and water spraying have been used in attempts to reduce the foaming, however with limited success. Sometimes excess flow of floating sludge and foam to the secondary clarifier increased the effluent SS and thereby reduced treatment efficiency.

The SRT was set according to temperature to maintain sufficient MLSS in the bioreactor. Figure 3. On average the SRT has been around 18 days, but with large variations. The SRT as function of temperature is shown in Figure 10.

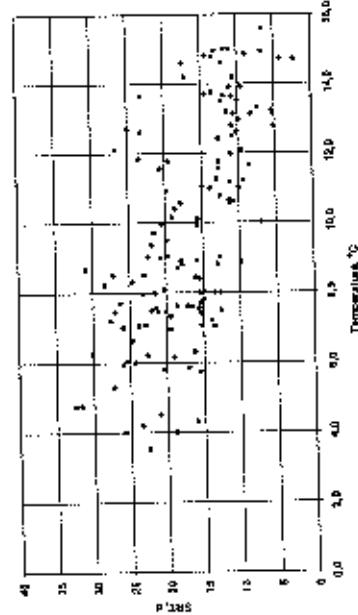


Figure 10. SRT as a function of temperature

Sludge production is a function of load and SRT. With high organic loading phosphorus limits the BPR. It is then possible to operate BPR with long SRT and

still maintain high removal efficiency. Regarding sludge production, long SRT operation is preferable as shown in Figure 11.

## References

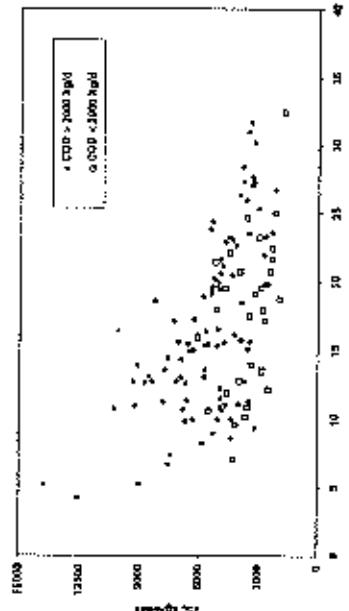


Figure 11. Secondary sludge production as a function of SRT and COD-load

Sludge yields have been about 65 % compared to chemical plants (Ydtscher et al., 1997) as a result of no external addition of chemicals in the treatment process.

## Conclusions

Three years experience with nutrient removal at the first norwegian BNR plant without addition of external chemicals has been successful at low temperatures (5 °C).

Organic loading is a key parameter which contributes to high removal efficiency even at low temperatures and without chemical addition.

Three years of operating experiences have gradually resulted in improved treatment efficiencies; 94 % phosphorus and 74 % nitrogen. Removal of organics and SS have also improved.

Sludge production has been of 2.4 g TOC removed in average. This is 65 % compared with sludge produced at chemical plants. 75 % of the BNR sludge has been secondary and 25 % primary. Optimum dewatering was achieved by a 40/60 mixing of primary and secondary sludge respectively.

Sludge production can be optimized (reduced) by increasing SRT at high organic loading without exceeding the clarifier capacity.

- Bilstad, T., Rabinowitz, B., Wilson, A.W. and Barnard, J.L. (1995). Introduction to biological nutrient removal technology in Norway. » Presented at Water Environment Federation 68th Annual Conference & Exposition, Miami Beach, Florida, USA. October 21-25, 1995.
- Ydstebø I. and Bilstad T (1997). «Experience with Bio-P and BNR at low temperatures» Proceedings at the 70th Annual Conference & Exposition Water Environment Federation, Chicago, Illinois, USA, October 19.-23, 1997
- Henze, M., Harremoës, P., Jausen, Ies la Cour, and Arvin, E (1992). «Spildevannsrensing, biologisk og kemiisk.» Polyteknisk forlag, 2800 Lyngby, Denmark.
- Berg, A., R. Andrew, G., Larsen, K. og Peddie, C (1996). «Biologisk forsiktigning ved Groos Reaseanlegg» Hovedprosjekt, Høgskolen i Agder, avdeling for miljø og naturforvaltning, Griniatlas (unpublished student project in Norwegian).
- Randall, C.W., Bratman, K.P., McClintock, S.A. and Pattarikine, V.M. (1992): The case for anaerobic reduction of oxygen requirements in biological phosphorus removal systems. Water Environment Research vol. 64, no. 6 pp 824 - 833
- SFT (1983) Dimensioneringsskriterier for avløpsrensanlegg.







# NORVAR-rapporter

- Rapport nr. 1: Aktuelle metoder for myk start/stopp av store motorer.
- Rapport nr. 2: Betongnodbrytning i kloakkpassenger.
- Rapport nr. 3: Register over industribedrifter tilknyttet offentlig avløpsnett. Forprosjekt for PC-basert registrerings- og rapporteringssystem.
- Rapport nr. 4: Bruk av PC i avløpsanlegg. Eksempel på system for registrering og bearbeidelse av driftsdata.
- Rapport nr. 5: Arbeidsmiljø i kloakkkanlegg. Arbeid utført ved HIAS 1982-87.
- Rapport nr. 6: Organisasjons- og bemanningsplan for VAR-anlegg. Eksempel fra VAR-setskapet HIAS.
- Rapport nr. 7: Datasentral og EDB på avløpsrenseanlegg. Forprosjekt.
- Rapport nr. 8: EDB i VA-sektoren. Samordnet innsats.
- Rapport nr. 9: NORVAR's årsberetning 1988.
- Rapport nr. 10: NORVAR's årsberetning 1989.
- Rapport nr. 11: Forfellingens innflydelse på veksten i et biofilmanlegg. Forsøk i laboratorieskala ved VEAS.
- Rapport nr. 12: NORVAR's årsberetning 1990.
- Rapport nr. 13: Prosesstyresystemer for VAR-anlegg. Forslag til kravspesifikasjon ut fra VAR-bransjens behov.
- Rapport nr. 13A: Prosesstyresystemer for VAR-anlegg. Funksjonstblokker for avløpsanlegg.
- Rapport nr. 13B: Funksjonsbeskrivelser for avløpsrenseanlegg.
- Rapport nr. 13C: Funksjonsbeskrivelser for ledningsnett.
- Rapport nr. 14: Drift av anlegg i VAR-sektoren. Behov for kompetanse og oppfæring. Anbefaling fra anleggseiernes.
- Rapport nr. 15: Driftsovervåking av aktivert-karbonfilter
- Rapport nr. 16: EDB i VAR-teknikken. FDV – kravspesifikasjoner.
- Rapport nr. 17: EDB i VAR-teknikken. Driftskontrollanlegg for VA-transportsystemer. Innsamling og bearbeiding av data.
- Rapport nr. 18: EDB i VAR-teknikken. Sensorer og måleutstyr. Forprosjekt.
- Rapport nr. 19: EDB i VAR-teknikken. Økonomistyring i VAR-sektoren.
- Rapport nr. 20: Slambehandling og -disponering ved store kloakkrenseanlegg. Hovedrapport.
- Rapport nr. 20A: Slambehandling og -disponering ved store kloakkrenseanlegg. Aerob og anaerob behandling.
- Rapport nr. 20B: Slambehandling og -disponering ved store kloakkrenseanlegg. Kalking. Kompostering.
- Rapport nr. 20C: Slambehandling og -disponering ved store kloakkrenseanlegg. Størmauvannning.
- Rapport nr. 20D: Slambehandling og -disponering ved store kloakkrenseanlegg. Termisk behandling av kloakkslam.
- Rapport nr. 21: NORVAR's årsberetning 1991.
- Rapport nr. 22: EDB i VAR-teknikken. Fase 1 – kravspesifikasjoner m.m. Statusbeskrivelse og forslag til videre arbeid.
- Rapport nr. 23A: Internkontroll for VA-anlegg. Mat for internkontrollhåndbok for VA-anlegg.
- Rapport nr. 23B: Internkontroll for VA-anlegg. Internkontrollhåndbok for avløpsanlegg. Eksempel fra Fredrikstad og Omegn Avløpsanlegg.
- Rapport nr. 23C: Internkontroll for VA-anlegg. Internkontrollhåndbok for vannverk. Eksempel fra Vansjø vannverk.
- Rapport nr. 23D: Internkontroll for VA-anlegg. Aktivitetsstyrende håndbok for VA-anlegg.
- Rapport nr. 23E: Internkontroll for VA-anlegg. Helse, miljø og sikkerhet ved vannbehandlingsanlegg.
- Rapport nr. 23F: Internkontroll for VA-anlegg. Helse, miljø og sikkerhet ved avløpsrenseanlegg.
- Rapport nr. 23G: Internkontroll for VA-anlegg. Eksempel på driftsinstruks. Oltedalen kloakkrenseanlegg.
- Rapport nr. 23H: Internkontroll for VA-anlegg. Eksempel på driftsinstruks. Smøla vannverk.
- Rapport nr. 23I: Internkontroll for VA-anlegg. Internkontroll for VA-transportsystemet. Eksempel på aktivitetsstyrende håndbok for avløpsvirksomheten, Nedre Eiker kommune.
- Rapport nr. 24: NRV-prosjekt. Korrosjonskontroll ved vannbehandling med mikronisert marmor.
- Rapport nr. 25: NORVAR's Slamgruppe. Mat for prosessoppfølging av anlegg for stabilisering og hygienisering av slam.
- Rapport nr. 26: NORVAR's Slamgruppe. Instalering av gassmotor for strømproduksjon ved avløpsrenseanlegg.
- Rapport nr. 27: NORVAR's Slamgruppe. Mottak og behandling av avannet råslam ved renseanlegg som hygieniserer og stabiliserer slam i vaskerform.
- Rapport nr. 28: NORVAR's Slamgruppe. Sian på grønlarealer. Erfaringer fra et demonstrasjonsprosjekt.
- Rapport nr. 29: Rapport fra SFT-prosjekt. Regnvannsoverløp.
- Rapport nr. 30: Utvikling og uttesting av datasystem for informasjonsflyt i VA-sektoren. Erfaringer fra et pilotprosjekt.
- Rapport nr. 31: PRO-VA. Brukerklubb for prosess-styresystemer, drift- og fjernkontroll for VA-anlegg. Oversikt pr. 1993. Leverandører – produkter – konsulenter. Referanseanlegg, litteratur, terminologi.
- Rapport nr. 32: Bruk av statistiske metoder (kjemometri) til å finne sammenhenger i analyseresultater for avløpsvann.
- Rapport nr. 33: Rapport fra SFT-prosjekt. Evaluering av enkle rensemetoder. Slamavskille.
- Rapport nr. 34: Rapport fra SFT-prosjekt. Evaluering av enkle rensemetoder. Silor/finner.
- Rapport nr. 35: Kravspesifikasjon og kontrollprogram for VA-kjemikalier.
- Rapport nr. 36: NORVAR's faggruppe for vannforsyning. Filter som hygienisk barriere.
- Rapport nr. 37: NORVAR's faggruppe for vannforsyning. EU/EØS, konsekvenser for Norges vannforsyning.
- Rapport nr. 38: NORVAR-prosjekter 1992/93.
- Rapport nr. 39: Implementering av EDB-basert vedlikeholdssystem. Erfaringer fra et referanseprosjekt knyttet til pilot-prosjekt ved Bokkelaget Renseanlegg. Sjekk-/momentlile for bruk ved implementering av EDB-basert vedlikehold.
- Rapport nr. 40: Driftsassistanse for avløp. Utredning om rolle og funksjon fremover.
- Rapport nr. 41: PRO-VA. Brukerklubb for prosess-styresystemer, drift- og fjernkontroll for VA-anlegg. METRI-TEL. Kommunikasjonsmedium for VA-installasjoner. Erfaringer fra prøveprosjekt i Sandefjord kommune.
- Rapport nr. 42: Industriavløp til kommunall nett. Evaluering av utførte industrikartleggingsprosjekter.
- Rapport nr. 43: NORVAR's faggruppe for vannforsyning. Korrosjonskontroll ved Hamar vannverk. Resultat fra fullskalaundersøk.
- Rapport nr. 44: Slam på grønlarealer. Erfaringer fra et demonstrasjonsprosjekt. Vektsesongen 1994.
- Rapport nr. 45: Forsøk med forfelling og felling i 2 trinn med polyaluminiumklorid høsten 1993. Kartlegging av sian- og slam-vannstrømmer med og uten forfelling 1993-94.
- Rapport nr. 46: Renovering av avløpsledninger. Retningslinjer for dokumentasjon og kvalitetskontroll.

## NORVAR-rapporter forts.:

- Rapport nr. 47: Oslo kommune, Vann- og avløpsverket: Strategidokument for industrikontrollen.
- Rapport nr. 48: NORVAR og miljøteknologi: Forprosjekt.
- Rapport nr. 49: Grunnundersøkelsor for infiltrasjon - små avløpsanlegg. Forundersøkelse, områdebefaring og detaljundersøkelse ved planlegging av separate avløpsrenseanlegg.
- Rapport nr. 50: Rørinspeksjon i avløpsledninger. Rapporteringshåndbok. Standarddefinisjoner.
- Rapport nr. 51: Slambehandling
- Rapport nr. 52: Bruk av slam i jordbruket
- Rapport nr. 53: Bruk av slam på grøntarealer
- Rapport nr. 54: Rørinspeksjon av avløpsledninger. Veileder.
- Rapport nr. 55: Vannbehandling og innvendig korrasjonskontroll i vannledninger
- Rapport nr. 56: Vannforsyning til næringsmiddelindustrien. Krav til vannkvalitet. Vannverkenes erstatningsansvar ved svikt i vannleveransen.
- Rapport nr. 57: Trykkredusjon. Håndbok og veileder.
- Rapport nr. 58: Karbonatisering på alkaliske filter.
- Rapport nr. 59: Veileder ved utarbeidelse av prosessgarantier.
- Rapport nr. 60: Avløp fra bilvaskeanlegg til kommunalt renseanlegg.
- Rapport nr. 61: Veileder i planlegging av fornyelse av vannledningsnettet.
- Rapport nr. 62: Veileder i planlegging av spyling og pluggkjøring av vannledningsnettet.
- Rapport nr. 63: Mal for søknad om godkjenning av vannrørk.
- Rapport nr. 64: Driftserfaringer fra anlegg for stabilisering og hygienisering av slam i Norge. Forprosjekt.
- Rapport nr. 65: Forslag til veileder for fettavskillere til kommunalt avløpsnett.
- Rapport nr. 66: EØS-regelverket brukt på anskaffelser i VA-sektoren.
- Rapport nr. 67: NORVAR's faggruppe for vannforsyning. Filter som hygienisk barriere. Fase 3: Resultater fra pilotforsøk og praktiske erfaringer fra vannverk.
- Rapport nr. 68: NORVAR's faggruppe for vannforsyning. Korrasjonskontroll ved Stange Vannverk. Forsøk med tilsetning av mikronisert marmor og CO<sub>2</sub> ved Råvannspumpestasjonen.
- Rapport nr. 69: Evaluering av enkle rensemетодer, fase 2: Siler/finnister
- Rapport nr. 70: Evaluering av enkle rensemетодer, fase 2: Store siamavskillere samt underlag for veileder.
- Rapport nr. 71: Evaluering av enkle rensemетодer, fase 3: Veileder for valg av rensemetode ved utslip til gode sjøresplinter.
- Rapport nr. 72: Utviklingsstrek og utfordringer innen VA-teknikken. Sammenstilling av resultatet fra arbeidet i NORVARs gruppe for langtidsplanlegging (LTP) i VA-sektoren.
- Rapport nr. 73: Etablering av NORVARs VA-INFOTORG. Bruk av Internett som kommunikasjonsverktøy.
- Rapport nr. 74: Spesialrapport - 5. utgave. Beskrivelse av 34 EDB-programmer/moduler for bruk i VA-teknikken.
- Rapport nr. 75: NORVARs faggruppe for EDB og IT: IT-strategi i VA-sektoren.
- Rapport nr. 76: Dataflyt-Klassifisering av avløpsledninger.
- Rapport nr. 77: Alternative områder for bruk av slam utenom jordbruket. Forprosjekt.
- Rapport nr. 78: Alternative behandlingsmetoder for fettsslam fra fettavskillere.
- Rapport nr. 79: Informasjonssystem for driftevann, forprosjekt
- Rapport nr. 80: Sjekklisten/veiledering for prosjektering og utførelse av  
– VA-hoved og stikkledninger – sanitærinstallasjoner
- Rapport nr. 81: Veileder. Kontahering av VA-tekniske prosessanlegg i totalentrepriise
- Rapport nr. 82: Veileder for prøvetaking av avløpsvann
- Rapport nr. 83: Rørinspeksjon med videokamera: Veileding/rapportering -- hovedledninger, stikkledninger, avløpskummer
- Rapport nr. 84: Forfall og fornyelse av ledningsnet. Sammendragsrapport fra perioden 1992–1997
- Rapport nr. 85: Effektiv partikkelseparasjons innen avløpsteknikken. Strategisk forprosjekt
- Rapport nr. 86: Behandling og disponering av vannverksslam. Forprosjekt
- Rapport nr. 87: Kalsiumkarbonatfiltre for korrasjonskontroll. Utprøving av forskjellige marmormasser
- Rapport nr. 88: Vannglass som korrasjonsinhibitor. Resultater fra pilotforsøk i Ørkdal kommune
- Rapport nr. 89: VA-ledningsanlegg etter revidert Plan- og bygningslov
- Rapport nr. 90: Actillo-prosjektet ved Flestrand Ra.
- Rapport nr. 91: Vurdering av «slamfabrikk» for Østfold
- Rapport nr. 92: Gruppen for samfunnskontakt: Informasjon om VA-sektoren. Forprosjekt
- Rapport nr. 93: Videreutvikling av NORVAR. Resultatet av strategisk prosess 1997/98. Målbeskrivelser for nærmeste områdene, mediemstilbud, vedtekter
- Rapport nr. 94: Nettverkssamarbeid mellom NORVAR, driftsassistanser og kommuner. Sluttrapport fra prøveprosjekt 1997–98
- Rapport nr. 95: Veileder for valg av riktige sensorer og måleutstyr i VA-teknikken
- Rapport nr. 96: Rist- og silgodskarakterisering. Behandling og disponering
- Rapport nr. 97: Slamförbränning (VA-forsk rapport nr. 1999-11. Samarbeidsprosjekt med VAV, Sverige)
- Rapport nr. 98: Kvalitetssystemer for VA-ledninger. Mal for prosessen for å komme fram til systemer som tilfredsstiller kravene i revidert Plan- og bygningslov
- Rapport nr. 99: Veileding for dokumentasjon av utslip fra befolkningen
- Rapport nr. 100: Sammenhengen mellom kvalitet, service og pris på kommunale vann- og avløpstjenester
- Rapport nr. 101: Status og strategi for VA-opplæringen
- Rapport nr. 102: Oppsummering av resultater og erfaringer fra forsøk og drift av nitrogenfjerning ved norske avløpsrenseanlegg