

**NORVAR**  
**NORVAR**

104  
2000

# Prosjektrapport

NORDISK KONFERANSE OM

**Nitrogen-  
fjerning  
og  
biologisk  
fosfor-  
fjerning**

1999

Norsk VA-verkforening

# NORVAR-rapport

## Norsk VA-verkforening

Postadresse: Vangsvegen 143, 2317 Hamar

Besøksadresse: Vangsvegen 143, Hamar

Telefon: 62 55 30 30

Rapportnummer:  
104 - 2000

Dato:  
7.04.2000

Antall sider (inkl. bilag):  
388

Tilgjengelighet:  
Åpen: x  
Begrenset:

Rapportens tittel:

### **NORDISK KONFERANSE OM NITROGENFJERNING OG BIOLOGISK FOSFORFJERNING - 1999**

Redigering: Ole Lien

Ekstrakt:

Rapporten inneholder de foredrag som ble presentert på den nordiske konferansen om nitrogenfjerning og biologisk fosforfjerning i Oslo den 2. - 4. februar 1999. Konferansen la hovedvekten på å formidle kunnskaper og erfaringer fra utvikling og drift av renseløsninger for fjerning av nitrogen og fosfor i de nordiske landene.

Bak arrangementet av konferansen sto de nordiske landenes sentrale miljøvermyndigheter i samarbeid med vann- og avløpsverkforeningene i Sverige og Norge.

Emneord, norske:

Rensing av avløpsvann  
Nitrogenfjerning  
Biologisk fosforfjerning  
Aktivslamprosesser  
Biofilmprosesser  
Driftserfaringer

Emneord, engelske:

Wastewater treatment  
Nitrogen removal  
Biological phosphorus removal  
Activated sludge processes  
Biofilm processes  
Operation experiences

Andre utgaver:

ISBN 82-414-0220-1

# Forord

De nordiske landenes sentrale miljøvernmyndigheter, Finlands miljöcentral, Miljøstyrelsen i Danmark, Naturvårdsverket i Sverige og Statens forurensningstilsyn i Norge, har i samarbeid med de svenske og norske VA-verkforeninger, VAV og NORVAR, arrangert en nordisk konferanse om nitrogenfjerning og biologisk fosforfjerning. Konferansen ble holdt i Oslo 2. - 4. februar 1999. Dette var den sjette nordiske konferansen i rekken om nitrogenfjerning ved større avløpsrenseanlegg siden starten i 1989.

Som en følge av internasjonale avtaler og nasjonale målsettinger har kravene til fjerning av næringsstoffer i de nordiske landene blitt vesentlig skjerpet de senere år. Dette har ført til at mange rensesanlegg er blitt bygd ut med nitrogen- og fosforfjerning. Gjennom dette arbeidet har det skjedd en videreutvikling og tilpasning av renseteknologiene, og det er ervervet mye ny erfaring. Mye av utviklingen har skjedd på det enkelte rensesanlegg i forbindelse med forsøk og drift. Det er av stor betydning at den kunnskap og erfaring som er opparbeidet på det enkelte rensesanlegg, blir formidlet til andre, da dette vil bidra til bedre tekniske løsninger, mindre muligheter for feilinvesteringer og rimeligere drift. Denne konferansen var en måte å utveksle slike erfaringer på.

Programkomitéen for konferansen besto av Peter Balmér, Jes la Cour Jansen, Matti Valve og Ole Lien. Sekretariat for konferansen var Norsk vann- og avløpsverkforening, NORVAR.

Hamar, den 7. april 2000

Ole Lien

# INNHOLDSFORTEGNELSE

## 1 KONFERANSEPROGRAM

- Program

## 2 INNLEDENDE FOREDRAG - OVERSIKT OVER REGELVERK OM KOMMUNALE AVLØP OG SLAM I DE NORDISKE LAND

- **The influence of wastewater characteristics on choice of wastewater treatment method**  
Halvard Ødegaard, Fakultet for bygg- og miljøteknikk, NTNU
- **Sammenligning af regler for kontrol med udledning af nitrogen og fosfor i Norge, Sverige, Finland, Danmark og EU**  
Jes la Cour Jansen, Lunds Tekniska Högskola
- **Anslutning av industri til kommunala avloppsanläggningar - jämförelse av formella och praktiska regler i de nordiska länderna**  
Matti Valve, Finlands miljöcentral
- **Sammenligning av slamregelverk i de nordiske landene, herunder tungmetaller, organiske miljøgifter, hygieniseringskrav m.v.**  
Steinar Nybruket, Norsk vann- og avløpsverkløring - NORVAR
- **Hvor går utviklingen når det gjelder slam i de enkelte land ?  
Korte innlegg fra hvert land.**  
Karin Dahlgren Laursen, Miljøstyrelsen, Matti Valve, Finlands miljöcentral, Henrik Tideström, Naturvårdsverket, Steinar Nybruket, Norsk vann- og avløpsverkløring - NORVAR

### 3 PROSESSER MED AKTIV SLAM

- **Prosessløsninger og driftsstrategier for nitrogen-fjerning ved Bekkelaget rensanlegg i Oslo**  
Ole Jacob Johansen, Oslo vann- og avløpsverk, Sören Gotthardsson, Purac AB
- **Styring af Thisted rensanlæg med on-line sensorer (NADH-fluorescens)**  
Frede Østergaard og Kim Helmo, BioBalance A/S
- **Redox Potential and the Control of Nitrogen Removal**  
David Cecil, Odense Water Ltd
- **Fredricia centralrenseanlæg - nitrogenfjernelse når industribelastningen er dominerende**  
Carl Åge Gregersen, Fredericia kommune
- **Pilotforsøk med nitrogenfjerning i aktivslamanlegg ved FREVAR (Fredrikstad VAR-selskap) i perioden 1995 - 97**  
Bjørn Svendsen, Bjørn Svendsen AS

### 4 BIOFILMPROSESSER

- **Denitrifikation i fluidiserade bäddar**  
Jan Bosander och Alf Göran Dahlberg, SYVAB
- **Experiences with post-denitrifikation in a KMT process at the Klagshamn WWTP**  
Henrik Aspegren, Bengt Andersson och Gunbritt Dittmer, Malmö VA-verk
- **Igangkjøring og driftserfaringer med KMT-prosessen for nitrogenfjerning ved Nordre Follo rensanlegg**  
Asgeir Wien, Aquateam AS og Bjørn Buller, Nordre Follo rensanlegg
- **Forsøk med nitrogenfjerning i biofilmanlegg ved FREVAR (Fredrikstad VAR-selskap) i perioden 1995 - 97**  
Bjørn Rusteå, Aquateam AS, Bengt Göran Hellström, Stockholm Vatten AB, Ole Sehested, Prokon AS, Egil Skjelfoss, Interconsult AS, Bjørn Svendsen, Bjørn Svendsen AS
- **Fredrikshavn Centralrenseanlæg - Erfaringer med paralleldrift i fuld skala af Biostyr-anlæg og aktiv slamanlæg til nitrogenfjernelse**  
René Hansen, Fredrikshavn Rensanlæg
- **Post-denitrification in biological filters - comparative pilot-scale test runs at Helsinki Viikinmäki WWTP**  
Ari Kangas, Helsinki Water, Kati Rintala, Plancenter Ltd, Heidi Kauppinen, Soil and Water Ltd

## 5 STORE ANLEGG

- **Ressursförbrukning och driftskostnader vid nitrogenrening i nordiska reningsverk**  
Peter Balmér, GRYAAB
- **Nitrogen removal at Helsinki Viikinmäki WWTP - present (50 %) and future (70 %)**  
Ari Niemelä, Plancenter Ltd
- **Korte innlegg fra noen andre store anlegg**
  - **Nyt fra Lynettefællesskabet.** Carsten Thiersing og Kim Rindel, Lynettefællesskabet I/S
  - **Biologisk kvävereduktion - tron möter sanningen på 12 meters djup.**  
Maria Rothman, Johan Ståhl och Lars-Gunnar Reinius, Stockholm Vatten AB
  - **Projekt Käppala 2001. Det nya Käppalaverket. Projektets genomförande och erfarenheter från 8 månaders drift**  
Bengt Bengtsson och Torsten Palmgren, Käppalaförbundet
  - **Erfarenheter med nitrifikation i biobädd och denitrifikation i högbelastad aktivslamanläggning.** Ann Mattsson, GRYAAB
- **Orientering om VEAS, rensanlegget og prosessen**  
Kirsti Grundnes Berg og Paul Sagberg, VEAS
- **Behandling av returstrømmer i et anlegg for nitrogenfjerning (VEAS)**  
Pia Ryrfors, VEAS

## 6 BIOLOGISK FOSFORFJERNING

- **Erfarenheter med biologisk fosforrening integrerad med Krepro-processen**  
Peter Magnusson och Lars-Erik Jönsson, Helsingborgs stad VA-verket, Jes la Cour Jansen, Lunds Tekniska Högskola, Bengt Hansen, Kemira Kemi AB
- **Biological N and P removal - experiments in Espoo pilot plant and full scale experiments in St. Petersburg**  
Pirjo Rantanen, Finnish Environment Institute - FEI
- **Biological phosphorous removal using hydrolysis of return sludge**  
John Sørensen, Aarhus kommune
- **Groos BNR WWTP Grimstad: Three years experience and optimization**  
Leif Ydstebø og Torleiv Bilstad, Høgskolen i Stavanger, Jon Frydenborg og Rolf Jensen, Grimstad kommune
- **Sludge handling and sludge treatment at WWTP's using biological phosphorus removal**  
Gert Petersen, I. Krüger A/S

## 7 FORSKNING OG UTVIKLING

- **Microbes in biological phosphate removal - new developments**  
Hannes Melasniemi, Helsinki University of Technology
- **Biological nutrient removal with a hybrid process and free-sludge activated sludge process**  
Pirjo Rantanen, Finnish Environment Institute – FEE, Matti Valve, Finlands miljöcentral, Kirsi Hakkila, Helsinki University of Technology and Jukka Meriluoto, Soil and Water Ltd.
- **Direct de-ammonification, a novel cost effective biological removal process for nitrogen-rich waste waters**  
P. Johansson, Purac AB, A. Hippen, M. Beier and K.-H. Rosenwinkel, Institute of Sanitary Engineering and Solid Waste Management – University of Hannover
- **Biological phosphorus and nitrogen removal in a moving bed biofilm reactor**  
Herman Helness, SINTEF and Hallvard Ødegaard, Fakultet for bygg- og miljøteknikk, NTNU
- **Fjerning av næringsstoffer (N og P) i naturbaserte og kildeseparerende anlegg**  
Petter D. Jenssen, Institutt for tekniske fag, Norges landbrukshøgskole
- **Preliminary characterisation of organic matter in municipal wastewater**  
Risto Laukkanen and Ritva Aaltonen, Helsinki University of Technology
- **Tools to ensure the quality of process analyses**  
Jill Merry, Vandkvalitetsinstituttet - VKI

## Nordisk konferanse om nitrogenfjerning og biologisk fosforfjerning

De nordiske landenes sentrale miljøvernmyndigheter, Finlands miljøcentral, Miljøstyrelsen i Danmark, Naturvårdsverket i Sverige og Statens forurensningstilsyn i Norge, vil i samarbeid med de svenske og norske VA-verkforeninger, VAV og NORVAR, arrangere en nordisk konferanse om nitrogenfjerning og biologisk fosforfjerning. Konferansen vil bli holdt i Oslo 2.-4. februar 1999. Dette blir den sjette nordiske konferansen i rekken om nitrogen-fjerning ved større avløpsrenseanlegg siden starten i 1989.

Som en følge av internasjonale avtaler og nasjonale målsettinger har kravene til fjerning av nærings-salter i de nordiske landene blitt vesentlig skjerpet de senere år. Dette har ført til at mange renseanlegg er blitt bygd ut med nitrogen- og fosforfjerning. Gjennom dette arbeidet har det skjedd en videreutvikling og tilpasning av renseteknologiene og det er ervervet mye ny erfaring. Mye av utviklingen har skjedd på det enkelte renseanlegg i forbindelse med forsøk og drift. Det er av stor betydning at den kunnskap og erfaring som er opparbeidet på det enkelte renseanlegg, blir formidlet til andre, da dette vil bidra til bedre tekniske løsninger, mindre muligheter for feilinvesteringer og rimeligere drift. Denne konferansen vil være en måte å utveksle slike erfaringer på.

Konferansen vil også gi korte oversikter over krav til kommunale utslipp, tilknytning av industri til kommunale anlegg, behandling og disponering av slam samt økonomiske forhold ved drift av store renseanlegg.

Foredragene vil bli holdt på dansk, norsk, svensk eller engelsk.

T I R S D A G 2 . F E B R U A R

1. 12.00 Ankomst og registrering. Kaffe/te og kake serveres.
2. 13.00 **Åpning og innledning**  
Trond Syversen, direktør for lokalmiljøavdelingen, Statens Forurensningstilsyn, Norge

### INNLEDENDE FOREDRAG – OVERSIKT OVER REGELVERK OM KOMMUNALE AVLØP OG SLAM I DE NORDISKE LAND

3. 13.10 **The influence of wastewater characteristics on choice of wastewater treatment method**  
Hallvard Ødegaard, Fakultet for bygg- og miljøteknikk, Norges teknisk-naturvitenskapelige universitet
4. 13.40 **Sammenligning af regler for kontrol med udledning af nitrogen og fosfor i Norge, Sverige, Finland, Danmark og EU**  
Jes la Cour Jansen, Lunds Tekniska Högskola
5. 14.05 **Anslutning av industri til kommunala avlopps-anläggningar – jämförelse av formella och praktiska regler i de nordiska länderna**  
Matti Valve, Finlands miljöcentral
6. 14.30 **Sammenligning av slamregelverk i de nordiske landene, herunder tungmetaller, organiske miljøgifter, hygieniseringskrav m.v.**  
Steinar Nybruket, NORVAR
7. 14.50 **Hvor går utviklingen når det gjelder slam i de enkelte land?**  
10 minutters innlegg fra hvert land.  
– Danmark: Karin Dahlgren Laurson, Miljøstyrelsen  
– Finland: Matti Valve, Finlands miljöcentral  
– Sverige: Henrik Tideström, VAV VA-Projekt AB  
– Norge: Steinar Nybruket, NORVAR
8. 15.30 **Pause med kaffe/te**

### PROSESSER MED AKTIV SLAM

9. 16.00 **Prosessløsning for nitrogenfjerning ved Bekkelaget renseanlegg i Oslo**  
Ole Jacob Johansen, Oslo Vann- og Avløpsverk – OVA og Sören Gutthardsson, Purac
10. 16.25 **Styring af Thisted renseanlæg med on-line sensorer (NADH-fluorescens)**  
Frede Østergård og Kim Holmo, BioBalance A/S
11. 16.50 **Redox and the control of nitrogen removal**  
David Cecil, Odense Vandselskab A/S
12. 17.15 **Fredricia centralrenseanlæg – nitrogenfjernelse når industribelastningen er dominerende**  
Carl Åge Gregersen, Fredricia kommune
13. 17.40 **Pilotforsøk med nitrogenfjerning i aktivslamanlegg ved FREVAR (Fredrikstad VAR-selskap) i perioden 1995–97**  
Bjørn Svendsen, Siv.ing. Bjørn Svendsen AS
14. 18.05 **Slutt for dagen**
15. 19.30 **Felles middag på konferanshotellet**

**BIOFILMPROSESSER**

- 16. 08.30 **Erfarenheter med fluidiserad bädd för denitrifikation**  
Jan Busander, Alf Göran Dahlberg och Anders Österman, Sydvästra Stockholmsregionens VA-verksaktiebolag – SYVAE
- 17. 08.55 **Denitrifikation vid Klagshamns Reningsverk**  
Bengt Andersson, Henrik Aspegren och Ulf Nyberg, Malmö VA-verk
- 18. 09.20 **Igangkjøring og driftserfaringer med KMT-prosessen for nitrogenfjerning ved Nordre Follo rensaanlegg**  
Asgeir Wien, Aquateam AS og Bjørn Buller, Nordre Follo rensaanlegg
- 19. 09.45 **Forsøk med nitrogenfjerning i biofilmanlegg ved FREVAR (Fredrikstad VAR-selskap) i perioden 1995–97**  
Bjørn Rusten, Aquateam AS, Bengt Göran Hellström, Stockholm Vatten AB, Fredrik Hellström, FREVAR, Ole Sehested, PROKON AS, Egil Skjefvoss, Interconsult AS, Bjørn Svendsen, Bjørn Svendsen AS
- 20. 10.10 **Pause med kaffe/te**
- 21. 10.40 **Fredrikshavn rensaanlegg – erfaringer med parallelldrift i fuld skala af Biostyr anlæg og aktiv slam-anlæg til nitrogenfjernelse**  
René Hansen, Frederikshavn Rensaanlæg
- 22. 11.05 **Post-denitrification in biological filters – comparative pilot-scale test runs at Helsinki Viikinmäki WWTP**  
Ari Kangas, Helsinki Water, K. Rintala, Plancenter Ltd, H. Kauppinen, Soil and Water Ltd

**STORE ANLEGG**

- 23. 11.30 **Jämförelse av ekonomiska förhållande vid drift av stora reningsverk i de nordiska länderna**  
Peter Balmér, Göteborgsregionens Ryaverksaktiebolag – GRYAAB
- 24. 12.00 **Lunsj**
- 25. 13.30 **Nitrogen removal at Helsinki Viikinmäki WWTP – present (50%) and future (70%)**  
Ari Niemelä, Plancenter Ltd
- 26. 13.50 **Korte innlegg fra noen andre store anlegg (maks. 15 minutter pr. innlegg)**  
– **Nyt fra Lyneettefællesskabet** Carsten Thiersing og Kim Rindel, Lyneettefællesskabet I/S  
– **Biologisk kvævereduktion – tron møter sanningen på 12 meters djup**  
M. Rothman, J. Stahl och L-G. Reinius, Stockholm Vatten AB  
– **Projekt Käppala 2001. Det nye Käppalaverket. Projektets genomförande och erfarenheter från 8 månaders drift**  
B. Bengtsson och T. Palmgren, Käppalaförbundet  
– **Erfarenheter med nitrifikation i biobädd och denitrifikation i högbelastad aktiv slam-anläggning**  
Ann Mattsson, GRYAAB
- 27. 14.50 **Orientering om VEAS, rensaanlegget og prosessen**  
Kirsti Grundnes Berg og Paul Sagberg, Vestfjorden Avløpsselskap – VEAS  
**Behandling av returstrømmer i et anlegg for nitrogenfjerning**  
Pia Ryrfors, Vestfjorden Avløpsselskap – VEAS  
**Videofilm om VEAS (20 min.)**
- 28. 15.50 **Pause med kaffe/te og kake**
- 29. 16.15 **Ekskursjon til VEAS i Asker (Busstransport)**
- 30. 19.45 **Tilbake i Oslo sentrum**  
Kvelden er fri.

**BIOLOGISK FOSFORFJERNING**

- 31. 08.30 **Erfarenheter med biologisk fosforfjerning integrerad med Krepro-processen**  
Peter Magnusson och Lars-Erik Jönsson, Tekniska förvaltningen i Helsingborg, Jes la Cour Jansen, Lunds Tekniska Högskola
- 32. 08.55 **Biological N and P removal – experiments in Espoo pilot plant and full scale experiments in St. Petersburg**  
Pirjo Rantalanen, Finnish Environmental Institute – FEl
- 33. 09.20 **Biological phosphorous removal using hydrolysis of return sludge**  
John Sørensen, Aarhus kommune
- 34. 09.45 **Groos BNR WWTP Grimstad: Three years experience and optimization**  
Leif Ydstebø og Torleiv Bilstad, Høgskolen i Stavanger, Jon Frydenborg og Kolf Jensen, Grimstad kommune
- 35. 10.10 **Slamhåndtering og reduktion af slamproduktion i anlæg med biologisk fosforfjernelse**  
Gerl Petersen, I. Krüger A/S
- 36. 10.30 **Pause med kaffe/te og kake**

**FORSKNING OG UTVIKLING**

- 37. 11.00 **Microbes in biological phosphorus removal – new developments**  
Hannu Melasniemi, Helsinki University of Technology
- 38. 11.30 **Biological nutrient removal with a hybrid process and free sludge activated sludge process**  
P. Rantanen and M. Valve, Finnish Environment Institute, K. Hakkila, HUT, J. Meriluoto, Soil and Water Ltd
- 39. 12.00 **Lunsj**
- 40. 13.30 **Direct de-ammonification, a novel cost effective biological nitrogen removal process for nitrogen-rich waste waters**  
A. Hippen, M. Beier, C.F. Seyfried, K.-H. Rosenwinkel, Institute of Sanitary Engineering and Solid Waste Management, University of Hannover and E. Johansson, Purac AB
- 41. 13.55 **Biologisk fosforfjerning basert på suspendert bæremateriale**  
Herman Helness, SINTEF Bygg- og miljøteknikk, Trondheim
- 42. 14.20 **Fjerning av næringsalter (N og P) i naturbaserte og kaldeseparerende systemer**  
Petter D. Jenssen, Institutt for tekniske fag, Norges Landbrukshøgskole
- 43. 14.45 **Preliminary characterization of organic matter in municipal wastewater**  
Risto Laukkanen and Ritva Aaltonen, Helsinki University of Technology
- 44. 15.15 **Værktøj til at sikre pålidelighed af driftsanalyser**  
Jill Merry, Vandkvalitetsinstituttet – VKI
- 45. 15.45 **Avrunding og avslutning**
- 46. 16.00 **Slutt**

# Anslutning av industri till kommunala avloppsanläggningar – jämförelse av formella och praktiska regler i de nordiska länderna

Matti Valve

Finlands miljöcentral, P.B. 140, 00251 Helsingfors

E\_mail: [matti.valve@vyh.fi](mailto:matti.valve@vyh.fi)

## Inledning

Kommunala kloaksystem och reningsverk är i första hand planerade och byggda för att rena i främsta hand hushållsavloppsvatten, som huvudsakligen innehåller suspenderade, sedimenterbara ämnen, biologiskt nedbrytbara organiska föreningar och närsalter. I alla kommuner finns det även anläggningar som använder olika kemikalier i sin verksamhet och som kan släppa ut olika mängder av dessa i avloppet. Dessa ämnen kan orsaka svårigheter i avloppssystemet och avloppsreningen.

För att skydda det kommunala avloppsverket och miljön mot dessa problem, har man utvecklat lagstiftningen, olika förordningar och rekommendationer i de nordiska länderna. Dessa behandlas i detta inlägg utgående från tillgängligt material. Det som presenteras gäller för 1998.

## Varför

Industriavloppsvatten (och även hushållsavloppsvatten) kan orsaka många problem för avloppsverket.

- Korrosion av ledningsnät och utrustning vid reningsverket. Frätande ämnen och t. ex. hög sulfathalt inverkar korroderande på betong och stålrör
- Explosionsrisk i ledningsnätet och vid reningsverket. Lösningssämnerna kan förångas och bilda explosionsfarliga gasblandningar i ledningsnätet, kontrollbrunnar och i slutna utrymmen vid pumpstationer och reningsverket; t. ex. gallerhus.

- Problem med arbets säkerheten i ledningssystemet, pumpstationer och vid reningsverket. Lösningssämen och bildandet av svavelväte kan orsaka förgiftninor bland underhållspersonalen.
- Tilltäppning av ledningsnätet och pumpstationer.
- Förgiftninor av den biologiska processen. Det finns tusentals olika föreningar som kan förgifta den biologiska processen. Speciellt känsliga är de nitrifierande bakterierna som växer betydligt långsammare än den övriga mikrobpopulationen i aktivslammet eller biofilmen.
- Försvårande av slam användning. En stor del av tungmetallerna och onedbrytbara mer eller mindre miljöfarliga organiska ämnen tas upp av slammet och kan då orsaka, att slammet inte kan användas på odlingsmark.

För att skydda de kommunala avloppsverket mot dessa problem har man utvecklat lagstiftningen och kommit fram med olika råd, riktlinjer och förfaringsätt i de nordiska länderna. Även vissa internationella direktiv och rekommendationer inverkar på dessa frågor.

## Internationella regler och rekommendationer

### Europeiska Unionen

*Direktivet för skydd av akvatisk miljö (76/464)* innehåller en lista på särskilt miljöfarliga ämnen (Lista I), som f. n. innefattar 132 ämnen. För en del (17) av dessa har EU fastställt gemensamma kvalitetsgränsvärden och utsläppsgränsvärden.

Övriga farliga ämnen hör till Lista II. För utsläpp av dessa ämnen behövs förhandstillstånd. Gränsvärden för utsläpp av dessa ämnen skall ställas så, att kvalitetskraven på recipient uppfylls.

*Avloppsvattendirektivet (91/271)* kräver, att man ställer villkor för tillförsel av industriavloppsvatten till kommunala reningsverk.

Enligt *IPPC-direktivet (96/91)* skall alla utsläpp (till vatten, luft och jord) behandlas i ett tillstånd eller om flera tillstånd användes, skall de vara koordinerade sinsemellan. Detta gäller för stora och medelstora industrier inom 50 branscher.

### HELCOM

*Rekommendationen om industrianslutning till kommunala avloppsnät (13/2 1992)* innehåller klausuler om att avloppsvattnet inte får innehålla onedbrytbara, toxiska eller bioackumulerbara ämnen och att avloppsvatten som innehåller sådana

ämnen skall förbehandlas enligt BAT. Det kommunala avloppsverket bör skyddas mot sådana föreningar som stör processen eller som kan vara skadliga för personalen, försämra slamavskiljningen inom jordbruket eller skada kloaknätet. Gränsvärden bör ställas enligt BAT-principen och industrianslutningen skall godkännas innan anslutningen sker och därefter övervakas av myndigheterna.

*Rekommendationerna 16/5, 16/6 och 17/6 (1995) för kemisk industri, ytbehandlingsindustri och läderindustri innehåller rekommendationer om interna och externa åtgärder samt utsläppsgränser för ämnena de för berörda industribranscherna.*

## **Danmark**

### **Lagstiftning**

Miljöskyddslagen bildar grunden för anslutning av industri till kommunala reningsverk. Enligt lagen är kommunen tillståndsgivare och ansvarar för kontrollen. Endast då industrin handskas med genetiskt modifierade organismer behandlas saken vid länsstyrelsen (amtsrådet) eller Miljöstyrelsen.

Klagomål behandlas av Miljöstyrelsen och därefter Miljöklagomålsnämnden (Miljøklagenævnet). Klagomål kan inte göras för anläggningar, vilkas avloppsvatten motsvarar en belastning på mindre än 30 PE.

Miljöstyrelsen i Danmark har gett ut en vägledning "Tilslutning af industrispildevand til kommunale spildevandsanlæg" Vejledning fra Miljøstyrelsen nr. 6 1994. Den genomgående tanken om industrianslutning innehåller principerna om BAT och BEP., dvs industrin bör använda den bästa tillgängliga teknologin, som är ekonomiskt acceptabel men som tar recipientförhållanden som ett randvillkor. I första hand bör man sträva till renare teknologi och först i andra hand till extern rening.

### **Gränsvärden**

Vägledningen innehåller detaljerade uppgifter om olika parametrars inverkan på avloppsnät, rening, slam och recipient samt rekommendationer till gränsvärden. (Tabell 3).

Organiska miljöfarliga ämnen har indelats i tre kategorier beroende på deras inverkan på miljö och hälsa:

*Lista A:* Ämnen som inte borde hamna i avloppsvatten och som helst borde ersättas med andra ämnen eller reduceras till et minimum. Dessa ämnen är akut toxiska för akvatiska organismer eller hälsovådliga (karsinogena, teratogena, skadliga för foster, fortplantning, osv).

*Lista B:* Ämnen som inte bör finnas i så stora mängder i spillvattnet, att kvalitetsgränsvärdet överskrids i vatten- och jordmiljön. Reglering bör ske enligt BAT. Dessa ämnen är potentiellt toxiska mot akvatiska organismer (EC50 1 - 100 mg/l) och inte lätt nedbrytbara. För dessa ämnen ställs gränsvärden.

*Lista C:* Ämnen som antingen är lätt nedbrytbara eller icke lätt nedbrytbara men vars toxicitet är mindre (EC50 > 100 mg/l) och inte är bioackumulerbara.

## **Kontroll och övervakning**

I Danmark bär kommunen huvudansvaret för övervakning av reningsverken samt den industri som är kopplad till det allmänna avloppsnätet. I Miljöstyrelsens vägledning krävs det både driftskontroll, avloppskontroll samt att man ställer krav på själva anläggningens tekniska egenskaper.

För avloppskontroll har företagen indelats i fyra kategorier beroende på storlek och karaktär:

- *Kontrollnivå 0* för små anläggningar utan nämnvärda utsläpp. För dessa räcker det med egenkontroll vid anslutning till avloppsnätet.
- *Kontrollnivå I* för verksamhet med större utsläpp utan miljöfarliga organiska ämnen eller tungmetaller. Dessa kräver fortlöpande kontroll för pH, temperatur och vid behov olja, suspenderade och sedimenterbara ämnen. Dessutom kan det kompletteras med ämnen från lista C och tungmetaller. Antalet prover varierar mellan 1 och 6 årligen.
- *Kontrollnivå II* för industrianläggningar, som troligen har avloppsvatten innehållande ämnen från lista B eller tungmetaller. Kontrollen bör innehålla tester för hämmande effekter på reningsprocessen (nitrifikationshämmning), samt analysera tungmetaller och specifika organiska föreningar. Förbrukning av kemikalier bör rapporteras och driftsjournal föras. Prover skall tas 4 - 8 gånger årligen.
- *Kontrollnivå III* för industri som troligen släpper ut ämnen som hör till lista A eller har dominerande utsläpp av tungmetaller eller ämnen från lista B. Som tillägg till kontrollnivå II bör en plan för avveckling av lista A ämnen ingå. Rapportering av råvaror, hjälpkemikalier osv bör vara mera ingående. Utgångspunkten är 24 prov årligen.

Som tillägg till egenkontrollen kan i flera fall myndighetskontroll vara motiverad.

Miljöstyrelsens vägledning innehåller även uppgifter om provtagning samt krav till laboratorier. Detta innebär, att kontrollen uppfyller krav på vetenskaplig noggrannhet, användning av ackrediterade laboratorier och provtagare samt exakt bokföring.

# Finland

## Lagstiftning

Vattenlagen, lagen om allmänna va-anläggningar, avloppsavgiftslagen, hälsovårdslagen, avfallslagen och byggnadslagen innehåller bestämmelser om koppling av industrier till allmänna avloppsnät.

I lagen om allmänna va-anläggningar stadgas det, att den allmänna va-anläggningen är tvungen att tillåta att fastigheter som ligger inom va-anläggningens område anslutas till vatten och avloppsnätet. Detta gäller dock ej sådan industri, anläggning eller företag som på grund av avloppsvattnets kvalitet försvårar avloppsreningsverkets funktion. VA-verket kan utfärda allmänna regler om hur man kan ansluta sig till avloppsnätet.

Enligt förordningen om förhandsanmälnings bör va-anläggningen be om utlåtande från den regionala miljöskyddscentralen om mängden och kvaliteten av det avloppsvatten, som skall ledas in i det allmänna avloppsnätet innan man ingår avtal med industrin. I förordningen uppräknas även de kemiska substanser som inte får ledas till avloppsnätet i sådana mängder eller halter att de orsakar förorening av recipienten.

Inverkan av avloppsvattnets avvikande egenskaper eller mängder på avloppsvattenavgiften stadgas i avloppsavgiftslagen, som troligen kommer att upphävas. Bestämmelserna om avgifterna kommer möjligen att införlivas i den nya VA-lagen.

I hälsovårdslagen finns det förordningar om hälsoaspekter vid drift av avloppsverket. Avfallslagen innehåller även förordningar som bör beaktas. Kemikalielagen förutsätter klassificering av hälsovådliga och miljöfarliga kemikalier och innehåller bestämmelser gällande märkning, användning och godkännande av dessa.

I statsrådets beslut 363/94 förbjöd utsläpp av 15 farliga ämnen till allmän avloppsnät eller recipient och i beslut 365/94 finns det förordningar om anslutningsavtalet.

En arbetsgrupp tillsatt av miljöministeriet har på basen av lagstiftningen utgett en rekommendation "Ledning av avloppsvatten av avvikande art till allmänna avlopp" 1992. Rekommendationen har utgetts som ett arbetsgruppsbetänkande och är inte bindande. Den tillämpas dock relativt omfattande av de kommunala VA-verken. (Finska VAV kommer att ge ut en ny vägledning så snart den nya VA-lagen har reviderats och arbete pågår för att implementera IPPC direktivet). Dessa rekommendationer refereras i följande:

## Allmänt

Avloppsvattnet som leds in i det kommunala avloppsnätet får inte orsaka olägenheter i avloppsnätet, reningsverket eller för arbetssäkerheten. Avloppsvattnet får inte orsaka olägenheter i recipienten eller försvåra slamavvändning.

För att fylla dessa krav bör man antingen minska på utsläppen eller förbehandla avloppsvattnet. BAT bör användas och i första hand bör man minska på utsläppen genom interna åtgärder. Rena eller nästan rena vatten får inte belasta reningsverket. Man får inte heller utsätta reningsverket med alltför hög tillfällig eller kontinuerlig organisk eller hydraulisk belastning.

## Gränsvärden

För utsläpp av kemiska ämnen gäller EU:s direktiv. De strängaste begränsningarna gäller för följande ämnen: (tabell 1)

Tabell 1: Begränsningar för vissa ämnen

Förbjudet att ledas till allmän avlopp	Får inte ledas till avloppet om används som lösningsmedel, skyddsmedel, eller biocid	Behöver tillstånd från vattendomstolen
- hexaklorcyklohexan	- PCB	- kvicksilver och dess föreningar
- DDT	- koltetraklorid	- kadmium och dess föreningar
- aldrin	- kloroform	- koltetraklorid
- endrin	- 1,2 dikloretan	- kloroform
- isodrin	- triklöretylen	- 1,2- dikloretan
- triklorbensen	- perkloretylen	- triklöretylen
- hexaklorbensen		- perkloretylen
- hexaklorbutadien		

Rekommendationen innehåller även en lista på högsta tillåtna halter av vissa ämnen och vissa andra parametrar indelade i två grupper. Grupp 1, bestående främst av tungmetaller, inverkar menligt på reningsprocessen, miljön och slamavvändning, grupp 2 inverkar menligt närmast på ledningsnätet och i viss mån på reningsprocessen. De tillåtna halterna gäller processutsläppen och inte avloppsvatten som är utspädd med hushållsavloppsvatten, regn- eller kylvatten. Dessa är listade i tabell 3.

Organiska ämnen är delade i tre kategorier beroende på möjligheten att behandla dem på reningsverket:

- *Grupp I* innehåller ämnen som kan behandlas men som kan orsaka problem i stora mängder, t ex oxygenbrist. *Grupp II* innehåller ämnen med begränsade behandlingsmöjligheter. Dessa kan försvåra driften av reningsverk vid höga koncentrationer och kan kräva en viss anpassningstid. Ämnet kan vara lätt

flyktigt, vara lätt antändbart i gasform eller på annat sätt skadligt. *Grupp III* innehåller ämnen som inte kan behandlas. De kan vara biologiskt onedbrytbara, mycket giftiga eller bioackumulerbara.

### **Kontroll och övervakning**

VA-verket är ansvarigt för kontroll och övervakning men det rekommenderas att övervakningen sker i samarbete med den regionala miljöcentralen. Egenkontroll tillämpas.

## **Norge**

### **Lagstiftning**

Norge har ett tämligen omfattande system för tillstånd för industriutsläpp. I föroreningslagen finns förordningar om industriutsläpp. Utsläppen behandlas på samma sätt oberoende om de sker till recipient eller kommunalt avloppsnät. I praktiken likställer man avloppssystemet med en känslig recipient. Varje tillstånd behandlas individuellt utom vissa branscher som har fastslagna föreskrifter. Dessa är bensinstationer, anläggningar som framställer vegetabiliska konservprodukter, pälsdjursfärmer och fiskförädlingsanläggningar.

I Norge har man tagit i bruk IPPC-tillstånd.

SFT har utgett en vägledning "Tilførsel av industriavløp til kommunalt nett", TA-679 (1989) med praktiska råd och riktlinjer.

Utsläppstillståndet ges av SFT.

Fylkesmannens (länets) miljöskyddsavdelning eller kommunen ger tillståndet för de industrier som är listade i branschföreskrifterna. Klagomålen ställs till Miljøverndepartementet i saker som har beslutits av SFT eller Fylkesmannen.

När industrin skall leda avloppsvatten till kommunala avloppsnät, skall företagen inhämta tillstånd från ägaren till VA-verket. Ägaren kan begränsa den tillåtna mängden avloppsvattnet och kan också ställa krav angående sammansättningen.

Nya företag eller företag som vill öka sina utsläpp skall gå igenom följande rutin:

1. Ansökan sändes till SFT, som översänder den till kommunen och social- och hälsonämnden. Kommunen avgör om saken skall behandlas i övriga kommunala instanser och ber vid behov om utlåtande från eventuella interkommunala avloppsförbund.

2. Utlåtande från kommunala nämnder och råd sändes till SFT.

3. Saken kungörs i Norsk lysingsblad och de två mest lästa tidningarna i distriktet. Kungörelsen sändes även till fylkesmannen och fylkeskommunen.

4. Fylkesmannen och fylkeskommunen sänder utlåtande till SFT. Fylkesmannen bör speciellt se om ramen till kommunens utsläppstillstånd överskrids vid utsläpp av företagets avloppsvatten till det allmänna avloppsnätet.
5. SFT sänder utlåtandet och eventuella protester till sökanden.
6. SFT avgör normalt ärendet.

I SFT:s vägledning finns det inte uppräknat allmängiltiga specifika gränsvärden för tungmetaller eller organiska gifter, utan gränsvärden ges i SFT:s utsläppstillstånd individuellt. För vissa typer av industri finns det dock allmänna gränsvärden.

### **Utsläppskontroll och övervakning**

Kontrollen utförs normalt av industrianläggningen som egenkontroll. Kontrollprogrammet avgörs av utsläppets betydelse. SFT och fylkesmannen ansvarar för det allmänna föroreningsförhållandet. Ansvar för den offentliga kontrollen ligger på tillståndsgivaren. Kommunen kan befullmäktigas att övervaka industrins utsläpp. Då kan kommunen utföra utsläppskontrollen å SFT:s vägnar. Kommunen kan ge uppdraget till konsultfirma eller forskningsinstitut.

SFT har indelat industrin i fyra kontrollklasser beroende på utsläppens storlek och recipient. Inom *klass 1* ingår cellulosaindustri och övrig tung kemisk industri, i *klass 2* en del gruvor, större livsmedelsindustri, garverier, textil-, trämassa och pappersindustri mfl, totalt ca 100 st. *Klass 3* omfattar livsmedelsindustri, textil-, grafisk, plast och kemisk industri mfl, ca 330 st, och i *klass 4* ingår övriga koncessionsbehandlade bedrifter.

## **Sverige**

### **Lagstiftning**

I lagen om allmänna vatten- och avloppsanläggningar (VA-lagen, SFS 1970:244) finns förordningar om ledandet av industriavlopp till kommunalt avloppsreningsverk. Med stöd av lagen meddelar kommunen allmänna bestämmelser för brukande av kommunens allmänna vatten- och avloppsanläggningar (ABVA). Kommunen kan även ingå avtal med abonnenter om sådana VA-frågor som inte regleras av ABVA samt föreskriva närmare villkor om avloppsvattnets sammansättning. Kommunen har även rätt att ta ut avgifter för att ta emot avloppsvatten.

Även miljöskyddslagen kan gälla för utsläpp från industrin.

Svenska VAV har gett ut tillämpningsanvisningar till ABVA: "Industriavlopp - gränsvärden. Villkor för utsläpp av skadliga ämnen i kommunal avloppsanläggning", VAV M 20. Den är under revidering.

## Gränsvärden

De organiska ämnen är indelade i tre grupper:

- Grupp I innehåller ämnen, som kan behandlas på avloppsverket men som kan orsaka ökad BOD-belastning, explosionsrisk eller lukt. Det ställs inga gränsvärden för dessa.
- Grupp II innehåller ämnen som kan behandlas i begränsad omfattning. Denna grupp har indelats i två undergrupper beroende på hur toxiska och flyktiga ämnena är.
- Grupp III innehåller omedbrytbara ämnen som kan samlas i slam eller som kan gå igenom reningsprocessen. Dessa ämnen får inte släppas i avloppet.

Gränsvärden finns i tabell 3.

## Kontroll och övervakning

Kontrollen sköts i första hand som egenkontroll och informationsutbytet mellan industri och övervakande instans är reglerat. Industrien svarar för analyserna och om utsläppsvärdena överskrider gränserna eller det finns orsak att misstänka det, bör industrien ta nya prov på egen bekostnad. Flödet mätes med flödesmätare eller uppskattas på basen av vattenförbrukningen. Avloppsavgiften bestäms ur data från egenkontrollen. Inspektion kan ske utan förvarning normalt en till två gånger årligen. För kostnaderna av egenkontrollen svarar industrien medan kommunen svarar för inspektionskostnaderna. Om avloppsvattnet innehåller höga halter av begränsade eller förbjudna ämnen kan industrien åläggas att betala för tilläggsundersökningarna.

Vid överträdelser kan kommunen inte direkt ålägga sanktioner utan den kan enbart kräva de extra kostnader som den extra belastningen förorsakar reningsverket. Om industrien inte går med på att svara för dessa kostnader har kommunen (VA-verket) rätt att förbjuda tillförsel av avloppsvatten till det allmänna avloppsnätet och att stänga av vattentillförseln.

Många industrianläggningar har utsläppstillstånd enligt miljöskyddslagen. Dessa tillstånd gäller oberoende av vart avloppsvattnet leds: direkt till recipienten eller ett kommunalt avloppsnät. Om då industrien överskrider utsläppsvärdena, kan övervakningsmyndigheten väcka åtal.

## Sammanfattning

Sammanfattningsvis kan man konstatera, att principen för industrikoppling i Danmark, Finland Norge och Sverige är likartad. EU-direktiven ställer gränser för vad som är tillåtet och begränsat. De största skillnaderna ligger på tillståndsgivande: i Norge gäller mera centrala organisationer och i Danmark har kommunen det största ansvaret. Det sker dock utveckling i Norden och ny lagstiftning och nya rekommendationer och direktiv kommer att ges inom en nära framtid.

En sammanställning av vissa aspekter är samlad i tabell 2.

Tabell 2. Sammandrag av anslutning av industriavlopp till kommunala avloppsnät.

	DANMARK	FINLAND	NORGE	SVERIGE
Lagstiftning	Miljöskyddslagen	lagen om allmänna va-anläggningar Vattenlagen	Lov om vern mot forurensninger og om avfall	VA-lagen Miljöskyddslagen
Ansökning	kommun. Genetiskt modifierade organismer: amtskommun. Miljöstyrelsen	kommun.(vatten-domstol) utlåtande från regional miljöcentral	SFT, utlåtande från kommun, fylkesman	kommun
Överklagning	Miljöstyrelsen		SFT, fylkesman	Koncessionsnånden
Giltighetstid		gamla: obestämd nya: specif. i avtal.		specifiserad i tillståndet
Avtal med	kommun	kommun (VA-verket)	kommun	kommun (VA-verket)
Egenkontroll	ja	ja	ja	ja
Kontroll	kommun	VA-verket	kommun	VA-verket
Övervakning	kommun, amtskommun	Regional miljöcentral	SFT, fylkesman	länsstyrelsen /miljö- och hälsoskyddsforvaltningen
Allmänna gränsvärden	ja	ja	nej	ja

Tabell 3. Gränsvärden i Norden för tillkoppling av industri till kommunala avloppsnät.

Parameter/ämne		DK	FIN	N	S
<b>PARAMETER</b>					
pH, min			6	6	6,5
pH, max			11	9,5	10
Temperatur, max	°C	50	40		45
Temperatur, min	°C		-		10
<b>O-ORGANISKA ÄMNEN</b>					
alkalimetaller (K+Na)	mg/l				1500
Aluminium	mg/l			10**	
Ammonium, ammoniak	mg/l		40	100	30
Arsen	mg/l	1***			1
Barium	mg/l				100
Bly	mg/l	0,1	0,5	0,5**	1
Bor, borat	mg/l				10
cyanid	mg/l	1	2	0,5**	0,5
cyanat	mg/l				100
fluorid	mg/l			10**	10
järn (Fe)	mg/l			5**	
kadmium	mg/l	0,003	0,01	0,1**	0,005
kalium	mg/l				1500
klor, fri	mg/l				1
klorid	mg/l	1000			2500
kobolt	mg/l	1***			1
koppar	mg/l	0,5	0,5	1**	1
krom (tot/VI)	mg/l	0,3	0,5/0,1	1/0,05	2
kvicksilver	mg/l	0,003	0,01		0
magnesium	mg/l		300	200	300
mangan	mg/l				5
natrium	mg/l				1500
nickel	mg/l	0,25	0,5	5**	1
nitrat	mg/l				100
nitrit	mg/l				10
selen	mg/l	1***			1
silver	mg/l	0,25	0,1	0,1**	0,5
sulfat+tiosulfat	mg/l	500	400	300	300
sulfid	mg/l		5	5	1
sulfit	mg/l				50
tenn	mg/l	1***	2	5**	1
tiocyanat	mg/l				30
zink	mg/l	3	0,5	3**	2

Parameter/ämne	DK	FIN	N	S	
<b>ORGANISKA ÄMNEN</b>					
acetaldehyd	mg/l			50	
formaldehyd	mg/l			50	
acrolein	mg/l			0	
aceton	mg/l			100	
MEK	mg/l			100	
mtyletylketon	mg/l			10	
metanol	mg/l			-	
etanol	mg/l			-	
propanol	mg/l			300	
iso-propanol	mg/l			300	
n-butanol	mg/l			50	
tert-pentanol	mg/l			300	
monoetylglykol	mg/l			100	
propylglykol	mg/l			300	
dietylglykol	mg/l			100	
etylacetat	mg/l			50	
n-butylacetat	mg/l			50	
amylacetat	mg/l			50	
klorerade kolväten	mg/l			0	
acetamid	mg/l			300	
anilin	mg/l			100	
DMA	mg/l			10	
urea	mg/l			-	
bensen	mg/l			0	
toluen	mg/l			10	
xilen	mg/l				
klorbenzen	mg/l			0	
o-diklorbensen	mg/l			0	
fenol	mg/l			10	
klorofenoler	mg/l			0	
kresoler	mg/l			10	
dibutylftalat	mg/l			100	
dietylftalat	mg/l			100	
dietylhexylftalat	mg/l			50	
dimetylftalat	mg/l			100	
cellösolv	mg/l			100	
carbitol	mg/l			100	
dietylter	mg/l			0	
naftenter	mg/l			10	
tensider	mg/l			50	
terpentin	mg/l			10	
petroleumsprit o d produkter	mg/l			10	
tinner	mg/l			10	
mineraloljor	mg/l	10	200	10**	50

Parameter/ämne		DK	FIN	N	S
fett (vegetabilisk eller animalisk)	mg/l	50	150		150
hydrokinin	mg/l				1
nitrifikationsinhibitor	mg/l	<50%			
EDTA	mg/l				10
NTA	mg/l				10
Suspenderade ämnen	mg/l	300			
sedimenterande ämnen	mg/l	50			

\*\* Exempel för gränsvärden för galvanoidindustri

\*\*\* Enligt svensk praxis

## Litteratur:

Tilslutning af industrispildevand til kommunale spildevandsanlæg. Vejledning fra Miljøstyrelsen Nr. 6, 1994. 104 s. ISSN 0108-6375, ISBN 87-7810-258-8.

Tilførsel af industriavløb til kommunalt nett. Fakta Nr. 10 - Oktober 1996. SFT. ISSN 0806-4008

Industrial Discharges to Sewer - An Exchange of Experience. 147 s. (EU-publikation utan bibliografiska uppgifter, samarbete mellan East of Scotland Water, Consorcio da Aguas del Gern Bilbao, VAV och Core County Council.)

Tilførsel af industriavløb til kommunalt nett. Veiledning. Statens forurensningstilsyn TA-679, 1989. 116 s.

Ledning av avloppsvatten av avvikande art till allmänna avlopp. Miljöministeriet. Arbetsgruppsbetänkande 71 1992. Helsingfors. (På finska) 52 s. ISSN 0788-5954, ISBN 71-92-5199-x.

# Sammenligning av slamregelverk i de nordiske landene, herunder tungmetaller, organiske miljøgifter, hygieniseringskrav m.v.

Steinar Nybruket

Norsk VA-verkforening (NORVAR)  
Vangsveien 143, N-2300 Hamar  
steinar.nybruket@norvar.telmax.no

## Innledning

Jeg har benyttet følgende grunnlag for å sammenligne slamregelverkene i de nordiske landene:

Norge:

- Forskrift om avløpsslam, av 27 september 1996. (Sosial- og helsedepartementet og Miljøverndepartementet).
- Forskrift om handel med gjødsel og jordforbedringsmidler mv.

Sverige:

- Kungörelse med föreskrifter om skydd för miljön, särskilt marken, när avloppsslam används i jordbruket: SNFS (1994:2). (Naturvårdsverket, Sverige).
- Förslag till ändringar i nuvarande författningar om användning av avloppsslam i jordbruket. (23.12.1997 - Naturvårdsverket, Sverige).

Danmark:

- Høringsudkast til ændringer i bekendtgørelse nr. 823 af 16. september 1996. Miljøstyrelsen, Danmark.

Finland:

- Statsrådets beslut om användning av slam från reningsverk inom jordbruket.

Slamregelverkene er bygget opp noe forskjellig og har også noe forskjellige utgangspunkt, noe som gjør det noe vanskelig å sammenligne dem.

Det tas forbehold om mulige misforståelser av regelverkene, som eventuelt kan innebære at sammenligninger er gjort på feilaktig grunnlag.

Det skal påpekes at sammenstillingene i hovedsak er gjort med utgangspunkt i bruk av slam i jordbruket. Videre vil jeg bemerke at jeg i størst mulig grad har forsøkt å sammenstille regelverkene i tabeller, noe som innebærer at alle mulige detaljer ikke kan ivaretas. Målet med sammenstillingen er å forsøke å gi en oversikt over regelverkene.

Gjødselvereforskriften i Norge regulerer bruk av slam som ingrediens i en gjødselvare (gjødselprodukt, jordforbedringsmiddel, dyrkingsmedium). Forskriften setter krav til godkjenning av produkter, krav til avfallskomponenten (eks. slam), krav til jordkomponenten, krav til jordblandingen (eks. maks. 30 volumprosent slam). Det er egne krav til bruksområder og mengdebegrensninger der maks. mengde av avfallskomponenten er satt i forhold til hvilken kvalitetsklasse avfallskomponenten ligger i. I den videre gjennomgang er ikke detaljer om mengder mv. ut fra denne forskriften tatt med, da dette vanskeliggjør sammenligningene med de andre landene.

## **Grenseverdier/krav**

Generelt kan det sies for situasjonen i Europa når det gjelder fastsetting av krav:

- Grenseverdier for tungmetaller i slam avviker med en faktor på 50.
- Grenseverdier for tungmetaller i jord avviker med en faktor på 13.
- Totalt mengde slam tillatt utspredd pr. år avviker med en faktor på 150.

I tabell 1 på neste side er et utvalg temaområder satt opp og det er angitt hvorvidt temaet er regulert i det enkelte lands slamregelverk.

Tabell 1: Grov oversikt over hva slamregelverkene setter krav til (x = krav til)

Krav til ↓	Norge	Sverige	Danmark	Finland
Innhold av tungmetaller i jord	x	x	x	x
Innhold av tungmetaller i slam	x	x	x	x
Innhold av organiske miljøgifter i slam		(x)	x	
Maks. mengde næringsstoffer tilført jorda pr. arealenhet og år		x	x	
Maks. tørrstoffmengde slam pr. arealenhet og år	x		x	
Maks. metalltilførsel pr. arealenhet og år		x	x	x
Maks. metalltilførsel, angitt pr. fosforenhet		(x)	x	
Krav til stabilisering	x		(x)	
Krav til hygienisering	x		(x)	
Formelt søke om tillatelse til å bruke slam, selv om det er iht. kvalitetskrav	x			
Tillatt å lagre slam lokalt hos bruker	x	x		x
Krav til lagring av slam tilsv. husdyrgjødsel ? (eks. 9 mnd)			x	
Søke om tillatelse for bruk av slam i skog ?		?	x	?

Kommentarer:

- I Norge skal alt slam som brukes være stabilisert og hygienisert.
- Sverige har forslag om å innføre krav til metalltilførsel i forhold til gjødselverdi (metall/kg tot.fosfor/år).
- I Danmark er det ikke generelt krav til stabilisering og hygienisering. Økende behandling gir større bruksområder. Fra 1.07.99 er det krav om stabilisering.
- Kravet om 9 mnd. lagringskapasitet tilsvarende som for husdyrgjødsel gjelder fra 1.10.99 i Danmark.
- I Norge er det ikke tillatt å benytte slam i skog, selv om slammene er stabilisert og hygienisert.

### Grenseverdier for metaller i jord

I tabell 2 er grenseverdier for tungmetaller i jord der slam kan benyttes satt opp. Man skal være klar over at de fastsatte verdier i de ulike land er basert på vurderinger av jordsmonn/geologiske forhold mv., som varierer betydelig. En skal derfor være forsiktig med å sammenligne verdiene uten videre.

Tabell 2: Grenseverdier for tungmetaller i jord (mg pr. kg TS)

Tungmetall →	Pb	Cd	Cr	Cu	Hg	Ni	Zn
Danmark	40	0,5	30	40	0,5	15	100
Sverige (*)	40	0,4	30/85	40	0,3	30	85/150
Finland	60	0,5	200	100	0,2	60	150
Norge	50	1	100	50	1	30	150

(\*) er avhengig av innholdet av leire.

**Kommentarer:**

- Cd: Norge skiller seg ut.
- Cr: Finland og Norge ligger betydelig høyere enn Danmark og Sverige.
- Cu: Finland skiller seg ut.
- Hg: Norge skiller seg ut med betydelig høyere verdi.
- Ni: Danmark har det desidert strengeste kravet. I Norge skaper gjeldene grenseverdi problemer i flere større jordbruksområder (spesielt Trøndelag).
- Zn: Danmark skiller seg ut med strengest verdi. Sverige har nå innført at kravet sees i sammenheng med innholdet av leire i jorda. Medfører at større arealer kan ta i mot slam.

**Grenseverdier for metaller i slam**

I tabell 3 er grenseverdiene for tungmetaller i slam som kan anvendes i jordbruket sammenstilt.

Det er ikke gjort studier eller vurderinger av begrunnelsen for de ulike kravene som er satt. I de enkelte lands vurderingsgrunnlag ligger vurderinger av jordsmonn/geologiske forhold (bakgrunnsverdier), atmosfærisk nedfall mv.

Tabell 3: Grenseverdier for tungmetaller i slam anvendt på landbruksjord (mg pr. kg TS)

Tungmetall →	Pb	Cd	Cr	Cu	Hg	Ni	Zn
Danmark	120	0,8/0,4	100	1000	0,8	30	4000
Sverige	100/25	1,75/0,75	100/40	600/300	2,5/1,5	50/25	800/600
Finland	150/100	3/1,5	300	600	2/1	100	1500
Norge	80	2	100	650	3	50	800
EU	750-1200	20-40	1000-1500	1000-1750	16-25	300-400	2500-4000

Kommentarer:

- Danmark skjerper Cd-krav fra 0,8 til 0,4 mg/kg TS fra 01.07.2000 (strengest i Norden). Kan velge mellom krav til innhold i mg/kg TS og mengde metall pr. kg totalfosfor (tabell 5).
- Sverige skjerper krav fra år 2000. På flere parametere strengest i Norden.
- Finland: det første tallet er krav, det andre er oppsatt mål innen utgangen av 1998.
- Norge skiller seg ut spesielt på Cd og Hg.

### Grenseverdier for maks. metalltilførsel til jordbruksarealer

Tabell 4: Maks metalltilførsel til jordbruksarealer (g/ha/år)

Metall ↓	Norge	Sverige	Danmark	Finland
Bly (Pb)	160	25	1200/840	150/100
Kadmium (Cd)	4	0,75	8/2,8	3/1,5
Kopper (Cu)	200	300	10000/7000	600
Krom (Cr)	200	40	1000/700	300
Kvikksølv (Hg)	6	1,5	8/5,6	2/1
Nikkel (Ni)	100	25	300/210	100
Sink (Zn)	1600	600	40000/28000	1500

Kommentarer:

- For Norge er verdiene beregnet, da de ikke står spesifisert i slamregelverket. Beregnet ut fra krav om maks. dosering på 2 tonn TS slam/da pr. 10. år.
- I Danmark er skjerpede krav fra år 2000 satt opp. Det er tatt hensyn til at maks. TS-dose er satt til 7 tonn TS/ha/år (mot 10 tonn tidligere).
- For Finland er det laveste tallet mål for utgangen av 1998.

## Grenseverdier for innhold av organiske miljøgifter i slam

Tabell 5: Innhold av organiske miljøgifter i slam (mg/kgTS)

Miljøgift ↓	Norge	Sverige	Danmark	Finland
Σ PAH		3	6/3	
Σ PCB		0,4		
LAS		-	2600/1300	
NPE		50	50/10	
DEHP			100/50	

PAH: polysykliske aromatiske hydrokarboner  
 DEHP: ftalater  
 PCB: polyklorete bifenyler  
 NPE: nonylfenoler  
 LAS: anioniske tensider

### Kommentarer:

- Danmark : før/etter 1. juli år 2000. Hvert enkelt analyseresultat skal overholde "avskjæringsverdiene".
- I Sverige er ikke direkte krav i dagens slamregelverk - det er mer anbefalte verdier som er fremkommet gjennom forhandlingene/drøttelser mellom slamprodusenter, brukere av slam, landbrukets organisasjoner, mfl.

## Grenseverdier for tungmetaller i slam i forhold til næringsverdi (P)

Tabell 6: Grenseverdier for tungmetaller (mg pr. kg totalfosfor)

Miljøgift ↓	Norge	Sverige	Danmark	Finland
Kadmium (Cd)	170	70	200/100	-
Kvikksølv (Hg)	200	90	200/200	-
Bly (Pb)	5300	3600	10.000/10.000	-
Nikkel (Ni)	3300	1800	2300/2300	-
Krom (Cr)	6670	3600	-	-
Sink (Zn)	53300	29000	-	-
Kobber (Cu)	43300	21000	-	-

Kommentarer:

- Finsk regelverk har ikke krav angitt på denne måten. Mangler data om innhold av tot.P i slammet for å kunne beregne verdier.
- Norsk regelverk har ikke dette som krav. Verdierne er fremkommet ved å dividere kravet til maks. konsentrasjon (mg/kgTS) med 1,5% P-innhold i slammet.
- I Sverige er verdierne fremkommet ved å dividere kravet til maks. konsentrasjon (mg/kgTS) med 2,8% P-innhold i slammet.
- Danmark opererer med 3% P av TS i sitt slam.

Tabell 7: Krav til maks. mengde TS pr. ha og år

	Norge	Sverige	Danmark	Finland
Maks. TS-mengde, jordbruk	2	-	10/7	-
Maks. TS-mengde, skog		-	15	-

Kommentarer:

- Der verdier ikke er angitt spesielt i de ulike regelverk, kan de beregnes ut fra andre krav, f.eks. maks. tillatt metaltillførsel eller maks. næringstilførsel
- I Danmark reduseres mengde fra 10 tonn til 7 tonn TS pr. ha og år.

### Mengdebegrensninger - fosfor og nitrogen pr. arealenhet

Det er kun Danmark og Sverige som opererer med denne type begrensninger i sitt slamregelverk.

Det vises til tabell 8 (Danmark) og tabell 9 (Sverige).

Tabell 8: Danmark: Mengdebestemmelser - kg pr. ha/år av fosfor og nitrogen.

Tid	Fra 01.07.2000		Fra 01.08.2002	
	Tot. N	Tot. P	Tot. N	Tot. P
Samlet tilførsel av næringsstoffer	210	30	170	30

- årlig krav om fremleggelse av gjødselplan for kommunalbestyrelsen.
- Frem til år 2000: maks. dose på 10 tonn TS/ha/år, fra 01.07.2000, 7 tonn TS/ha/år.
- Innhold av ca. 3% P i slam og krav til maks. 30 kg tot.P pr. ha/år, gir en dosering på ca. 3 tonn TS/ha (doserer for 3 år om gangen). Opplysninger iflg. Miljøstyrelsen.

Tabell 9: Sverige: Mengdebestemmelser - kg/ha/år av fosfor og nitrogen.

	Totalfosfor, kg/ha/år	Totalfosfor, kg/ha, pr. spredetilfelle	Ammoniumnitrogen kg/ha, pr. spredetilfelle
Klasse I og II	35	245	150
Klasse III-V	22	154	150

### Krav til stabilisering av slammet

Tabell 10: Krav til stabilisering av slam ?

Land ↓	JA	NEI	Merknader
Danmark		X	Dersom slammet er stabilisert, øker det bruksområdene for slammet. Fra 01.07.99 krav om stabilisering, generelt.
Sverige		X	Det anbefales, men er ikke krav.
Finland	X		
Norge	X		

Tabell 11 : Hva som menes med stabilisering i slamregelverkene

Land ↓	Hva som defineres som stabilisering
Norge	Behandling som har som hovedmål å redusere luktutløpene ved disponering av slam
Sverige	Er ikke definert i svensk regelverk.
Danmark	Produktene skal ikke avgi lukt i vesentlig grad. Krav til metoder: <ul style="list-style-type: none"> <li>Anaerob stabilisering i råtnetank med oppvarming eller behandling i biogass-reaktor</li> <li>Aerob stabilisering ved slamlufting</li> <li>Kompostering hvor temperatur ikke kontrolleres</li> <li>Kjemisk stabilisering ved tilsetning av kalk</li> </ul>
Finland	Slammet behandles i noen uker i en temperatur på min. 33-35 grader C i anaerobe forhold Kalkstabilisering: slam blandes jevnt i hele massen slik at pH blir > 12

Kommentarer:

- Ingen av regleverkene definerer parametere for måling av stabilitet.

### Krav til hygienisering av slammet

Som det vil fremgå av tabell 13, så har ikke alle land i norden innført krav om hygienisering av slammet. Dette gjenspeiles i tabell 12.

Tabell 12: Krav til hygienisering av slam

Land ↓	Salmonella	Parasittegg	Termotolerante koliforme	Streptokokker
Danmark	Skal ikke påvises	-		Fækale streptokokker skal være mindre enn 100/g
Sverige				
Finland				
Norge	Skal ikke påvises	Skal ikke påvises	< 2500 pr. gram TS *)	

\*) < 2500 termotolerante koliforme pr. gram TS, tilsvarer < 100 pr. gram ved 4% TS-innhold.

Tabell 13: Hva som menes med hygienisering

I tabell 13 har en forsøkt sammenstilt hva som legges i hygienisering av slam. Som en ser, har ikke alle krav om hygienisering av slammet pr. i dag.

Land ↓	Hva som defineres som hygienisering
Norge	<p>Behandling som har som hovedmål å redusere faren for overføring av smittestoffer til mennesker, dyr og planter ved disponering eller annen håndtering av slam.</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• ikke inneholde salmonellabakterier eller parasitegg</li> <li>• innholdet av termotolerante koliforme bakterier skal være mindre enn 2500 pr. gram tørrstoff.</li> </ul>
Sverige	Ikke definert i regelverket.
Danmark	<p>Produkter som leveres og som defineres å ha gjennomgått <u>kontrollert hygienisering</u>, skal ha gjennomgått definerte behandlingsmetoder:</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Behandling i reaktor som sikrer en temperatur på min. 70 grader C i min. 1 time eller tilsv. hygienisering. Behandlingen skal dokumenteres i form av registrert tid og temperatur.</li> <li>• Tilsetning av kalk slik at alt materiale oppnår pH 12 i min. 3 måneder. Dokumentasjon av tid og pH.</li> <li>• Biogassreaktor ved termofil uträtningstemperatur samt behandling i separat hygieniseringstank kombinert med uträtning i termofil eller mesofil reaktor. Definerte holdetider som funksjon av temperatur.</li> <li>• Videre skal kontrollert hygieniserte produkter ved levering oppfylle følgende hygieniske kvalitetskrav: <ul style="list-style-type: none"> <li>- Salmonella må ikke påvises</li> <li>- Fækal streptokokker skal være mindre enn 100/g</li> </ul> </li> </ul>
Finland	<p>Ikke definert.</p> <p>Slam som skal benyttes i landbruket skal behandles i uträtning eller kalkstabiliseres eller på annen måte behandles slik at smittefare og luktproblemer oppstår.</p>

Tabell 14: Bruksområder for slam

I tabell 14 har en forsøkt å sammenstille de ulike bruksområdene for slam slik de er regulert i det enkelte land. Sammenstillingen ivaretar ikke alle varianter/detaljer, den er kun ment å gi en grov oversikt.

BRUKSOMRÅDER ↓	NORGE	SVERIGE	DANMARK	FINLAND
Jordbruksarealer, korn dyrking	Ja	Ja	Ja <sup>1</sup>	Ja
Grønnsaker mv.	Nei <sup>2</sup>	Nei	Ja <sup>2</sup>	Nei
Beitemark, eng	Nei	Nei	Ja	Nei
Gartnerier	Nei	Ja	Ja <sup>2</sup> /Ja <sup>3</sup>	?
Private hager, parker	Ja <sup>2</sup>	Ja	Ja <sup>2</sup>	?
Skogbruk	Nei	Ja	Ja <sup>2</sup>	Ja
Grøntarealer	Ja <sup>1</sup>	Ja	Ja <sup>2</sup> /Ja <sup>3</sup>	Ja
<p>Norge:                      2 forskrifter som regulerer bruk av slam. Gjødselvereforskriften setter krav til produktgndkjenning, spredemengder mv. der slam inngår i et dyrkingsmedium, jordforbedringsmiddel o.l. Samkompostering av slam med andre avfallstyper omløttes av gjødselvereforskriften.                      1. Allt slam som skal brukes skal være stabilisert og hygienisert (unntatt slam til deponi).                      2. Slam kan benyttes i private hager mv. dersom det er en del av et dyrkingsmedium.                      3. Karanteneid 3 år dersom slam er benyttet.</p>				
<p>Danmark:                      1. Frem til 01.07.99 kan ikke- behandlet slam benyttes, hvis direkte injisering. Etter denne dato kan ikke- behandlet slam ikke benyttes. Stabilisert slam kan benyttes der det ikke dyrkes poteter, rotfrukter mv.                      2. Forutsatt kontrollert hygienisering (definerte behandlinger)                      3. Hvis stabilisert eller kontrollert kompostert. Ved bruk av slam i skog skal antråd gi tillatelse.                       Når det gjelder gartnerier, er det avhengig av hva som dyrkes. For grøntanlegg settes krav til behandling ut fra fare for smitte.</p>				
<p>Sverige:                      Avløpsslam skal behandles før det anvendes i jordbruket.                       Behandlet slam: Avløpsslam som er behandlet biologisk, kjemisk eller termisk, langtidslagret eller behandlet på annen måte for å minske smittefare.                      Ubehandlet slam kan benyttes, må nedmoldes innen 1 døgn.</p>				
<p>Finland:                      Lite tilgjengelige opplysninger om forholdene i Finland.</p>				

# I hvilken retning går udviklingen når det gælder slam i Danmark?

Karin Dahlgren Laursen, Janusz Bielecki, Svend-Erik Jepsen og Tony Christensen

Miljøstyrelsen, Strandgade 29, DK-1401 København K.

## Data for renselanlægsslam i Danmark

### Hvilke data er der blevet indsamlet?

I Danmark er der siden 1987 indsamlet data om mængder, behandling, disponering og kvalitet af spildevandsslam fra kommunale renselanlæg samt private renselanlæg for husspildevand. De anlæg som indgår i undersøgelserne, har alle en kapacitet større end 30 personækvivalenter (PE). Opgørelsen omfatter derfor også den slammængde, der stammer fra ordninger for tømming af septiktanke og andre mindre anlæg, i den udstrækning slammet tilføres renselanlæg større end 30 PE.

Det har i de sidste 5-6 år været almindelig praksis i Danmark, at føre slammet fra de mindre anlæg til videre forarbejdning på større anlæg.

I perioden fra 1987 til 1990 er der i en vis udstrækning indsamlet data for mængder, behandlingsformer, slutdisponering og næringsstoffer. Samtidig er der i enkelte år udformet opgørelser over tungmetallerne cadmium, kviksølv, bly og nikkel. Fra 1990 til 1994 omfatter opgørelserne data for renselanlæg, hvor slammet blev anvendt til jordbrugsformål. De totale mængder i denne periode er opgjort på baggrund af en række antagelser. Efter 1995 blev måleprogrammet for tungmetaller udvidet til også at indeholde metallerne zink, kobber, krom og arsen.

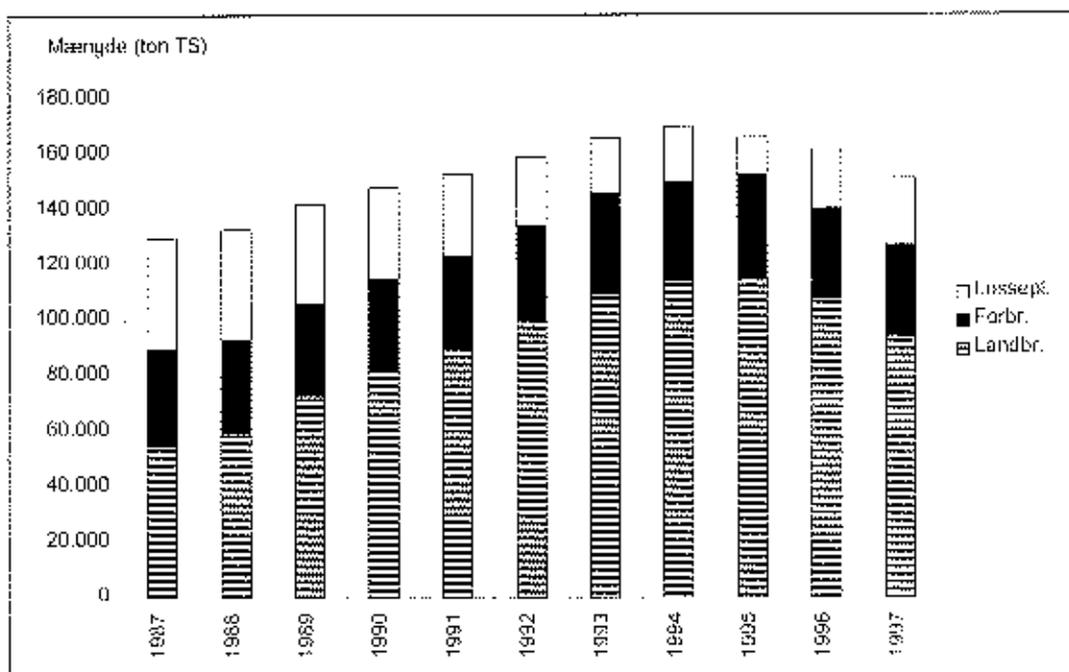
I 1996 gennemførte Miljøstyrelsen en screening for en lang række miljøfremmede stoffer på 20 renselanlæg. På baggrund af disse undersøgelser er der fastsat krav til fire miljøfremmede stoffer (LAS, NPE, PAH, DEPH). Data for disse fire stoffer foreligger fra 1997.

Fra og med 1998 bliver der analyseret for en lang række miljøfremmede stoffer og tungmetaller i slam fra 36 udvalgte kommunale renselanlæg.

# Resultater

## Mængden af slam og slutdisponeringen

De samlede mængder tørstof har varieret mellem 130.000 og 170.000 ton tørstof (TS) pr. år. Fra 1987 til 1994 har der været en stigning i den samlede mængde tørstof. Denne stigning skyldes udbygningen af en lang række renselanlæg i denne periode. Siden 1994 har mængden af tørstof ligget på et niveau mellem 150.000 og 170.000 t TS/år.



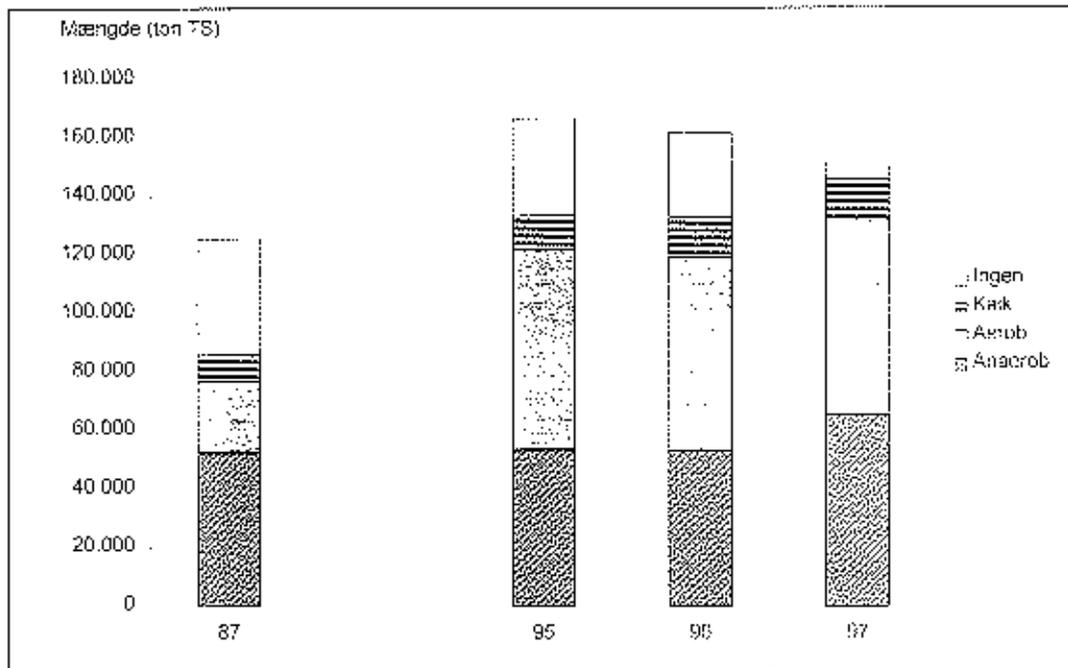
Figur 1. Mængde af slam samt endelig disponering af slammet

I figur 1 ses den samlede mængde slam, fordelt på slam der anbringes på løseplads, slam der forbrændes og slam der anvendes på landbrugsjord. Den procentvise andel slam der forbrændes har været stort set konstant i hele perioden, mens andelen der anbringes på løseplads er faldet frem til 1994. Andelen af slam, der genanvendes på landbrugsjord, er steget frem til 1995 hvor 70% af slammet blev anvendt på landbrugsjord. I de sidste tre år er der sket et mindre fald i mængden af slam der anbringes på landbrugsjord og en tilsvarende stigning i andelen af slam, der deponeres på løseplads. Forbrænding foregår primært på en række større anlæg med egen forbrændingsanlæg.

## Behandlingsformer

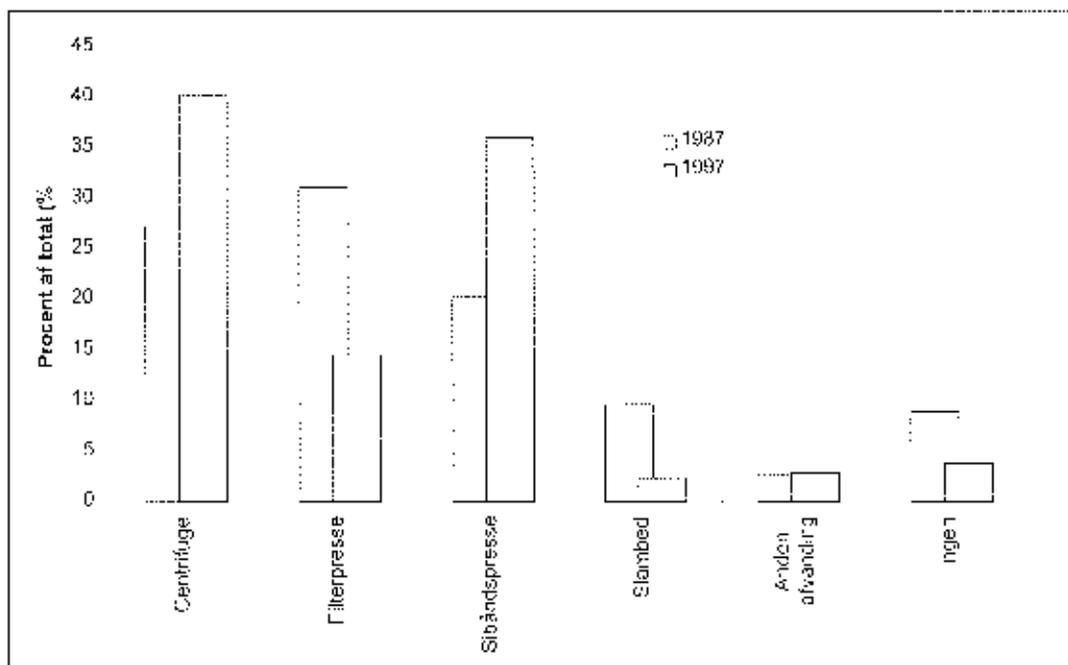
Til stabilisering af slam i Danmark anvendes dels biologiske processer, dels kemiske processer. De biologiske processer omfatter anaerob stabilisering ved udrådning og aerob stabilisering ved langtidsbeluftning. De kemiske processer foregår hovedsageligt ved stabilisering med tilsætning af hydratkalk.

I figur 2 er de forskellige stabiliseringsmetoder vist for 1987 og 1994 til 1997. Figuren viser, at der er en større andel af slammet der stabiliseres, og samtidig ses, at både aerob og anaerob stabilisering vinder mere og mere indpas.



Figur 2. Stabilisering af slam i Danmark i perioden fra 1987 til 1997

Afvandningen af slammet foregår i dag hovedsageligt i centrifuger og sibåndspresser. I de senere år er mellem 30% - 40% af slammet blevet afvandet i centrifuger, mens 25% - 35% er afvandet på sibåndspresser.



Figur 3. Afvanding af slam i 1987 og 1997

Figur 3 viser hvilke metoder der i 1987 og 1997 blev anvendt til afvanding af slam. Figuren viser, at der er sket en stigning i anvendelsen af afvandingsmetoderne centrifuger og sibåndspreser. Denne stigning er sket på bekostning af filterpresse og slambede. I 1987 blev over 50% af slammet afvandet i filterpresser og slambede, mens disse metoder i 1997 kun blev anvendt til at afvande ca. 20% af slammet.

Udover stabilisering og afvanding af slammet, er der på en række renseanlæg etableret yderligere behandling af slammet, før det sludisponeres. Det er især metoderne hygiejniserende, mineraliserende, kompostering og tøring, der bliver anvendt. Samlet blev 5% af slammet behandlet med én af disse metoder i 1997, hvilket er en stigning fra en værdi nær nul i 1994. Det er specielt slammineralisering, der har været årsag til denne stigning.

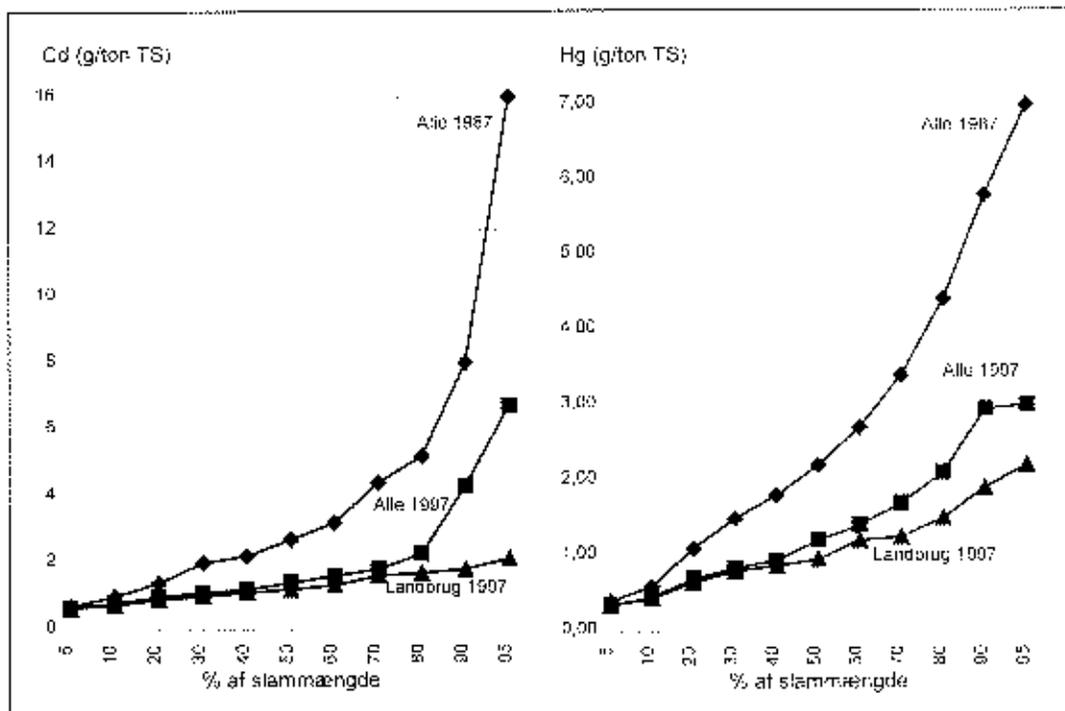
### **Slammets indholdsstoffer**

Der har ikke været observeret en tendens til stigende tørstofindhold i perioden fra 1987 til 1997. Indholdet af tørstof har varieret mellem 13% og 16%.

Indholdet af kvælstof i slammet har ligget konstant på omkring 4% af tørstofindholdet. Tilgængeligt er der sket en stigning i indholdet af fosfor. Indholdet af fosfor er således steget fra 1,9% af tørstofindholdet i 1987, til omkring 3,1% af tørstofindholdet i 1997. Denne stigning skyldes, at en lang række renseanlæg er blevet udbygget med fosforfjernelse såvel biologisk som kemisk. Stigningen har været mest markant i perioden fra 1987 til 1994.

Indholdet af tungmetaller i slam fra renseanlæg er generelt faldet i perioden fra 1987 til 1997. I 1987 blev indholdet af tungmetallerne cadmium (Cd), kviksølv (Hg), bly (Pb) og nikkel (Ni) opgjort for ca. 90% af den samlede slammængde. De data der dengang lå til grund for opgørelsen, var hovedsageligt data fra 1987. For at få repræsenteret en stor slammængde som mulig, blev der også benyttet analysedata for 1985 og 1986.

I figur 4 ses indholdet af cadmium og kviksølv i slam for 1987 og 1997. Data for 1987 er vist for analyser foretaget på alle renseanlæg, og den mængde slam der er repræsenteret i analyserne svarer som nævnt til ca. 90% af den samlede slammængde. Data for 1997 er vist både for alle analyser og for analyser foretaget på slam, der anvendes på landbrugsjord. Andelen af alt slam der er analyseret for alle anlæg, svarer til ca. 95% af den samlede slammængde i 1997, mens slam anbragt på landbrugsjord, svarer til omkring 60% af den samlede mængde.



Figur 4. Indhold af cadmium og kviksølv i slam i 1987 og 1997.

Figur 4 illustrerer, at der er sket en markant reduktion af tungmetallindholdet i slammet. Reduktionen er et resultat af, at slammængden er øget, men sandsynligvis også, at tilfødsningen til rensesanlæggene er reduceret, som en følge af indgreb ved kilden. Samtidig er der, i perioden fra 1987 til 1997, sket en skærpeelse af de krav, der stilles til slam der anbringes på landbrugsjord. Disse skærpeelser har formentlig været medvirkende årsag til, at der er sket en reduktion ved kilden.

Grænseværdierne for slam, der udbringes på landbrugsjord, er opstillet sådan, at der enten skal overholdes en værdi for indholdet pr. tørstofenhed, eller for indholdet i forhold til fosformængden i slammet. Baggrunden for at Danmark har opstillet kravværdier til indholdet af tungmetaller i forhold til fosformængden i slammet er, at slammet erstatter fosforgødning, som har et vist indhold af tungmetaller, specielt cadmium.

I 1997 blev der opstillet nye grænseværdier for indholdet af tungmetallerne, og pr. 1/7 2000 vil der ske en skærpeelse af grænseværdien for cadmium. Undersøgelser har vist, at denne skærpeelse ikke vil have de store konsekvenser for den mængde af slam, der kan bringes på landbrugsjord.

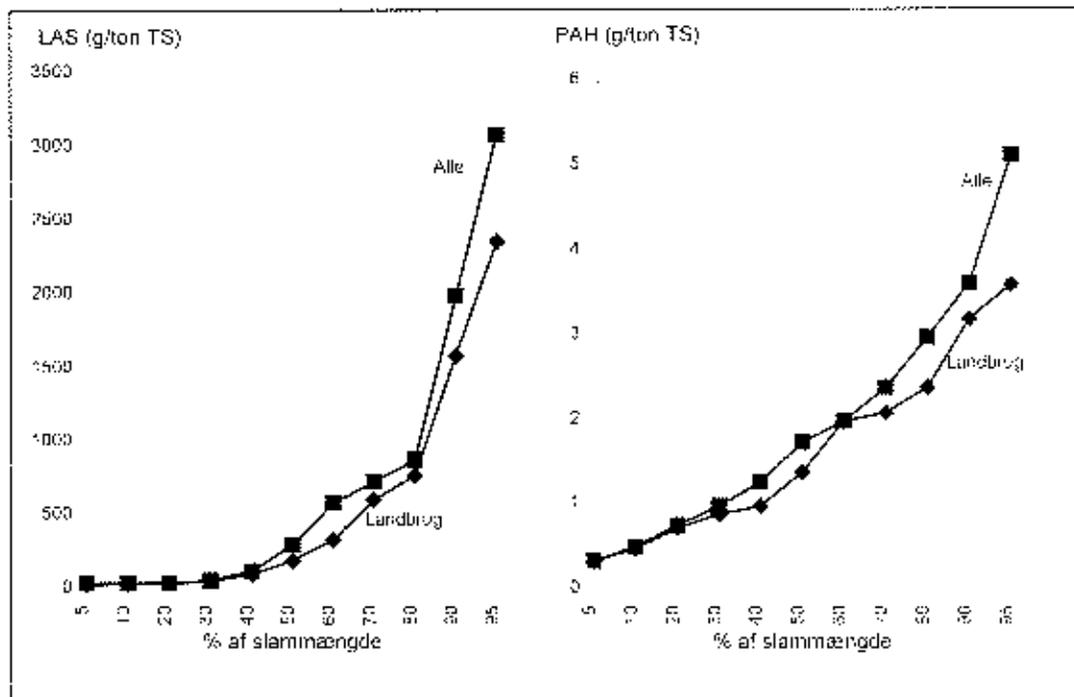
Fra 1997 blev der stillet krav til indholdet af fire miljøfremmede stoffer i slam, der skal anvendes på landbrugsjord. Afskæringsværdier for disse fire stoffer er vist i tabel 1.

**Tabel 1 Afskæringsværdier for fire miljøfremmede stoffer**

Stof	Afskæringsværdi 1/7 1997 - 30/6 2000	Afskæringsværdi pr. 1/7 2000
LAS	Lineære alkylbenzensulfonater	2.600
$\Sigma$ PAH	Polycykliske, aromatiske hydrocarboner	6
NPE	Nonylphenol (1+2 etoxylater)	50
DEPH	di(2-ethylhexylater)	50

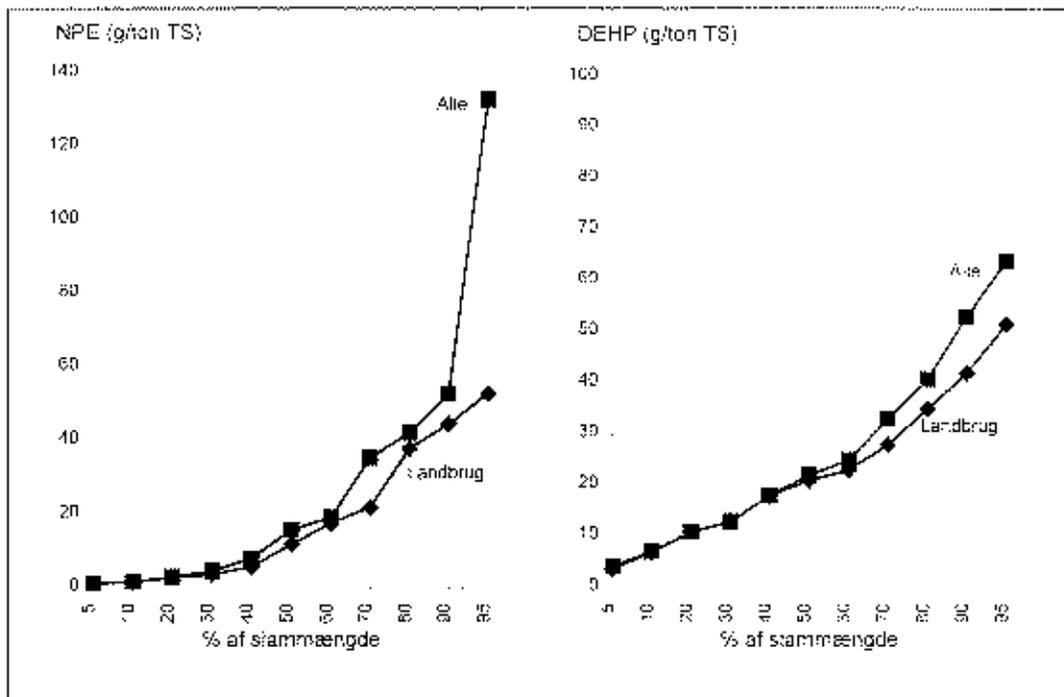
I figur 5 og 6 er analyseresultaterne for 1997 vist. I figurerne er der to fraktiler, én for analyser foretaget på alle renseanlæg og én for analyser foretaget på slam, der anvendes på landbrugsjord. Afskæringsværdierne er vist i figurerne med stiplede linier, hvor den øverste linie viser værdien fra til 1/7 1997, og den nederste linie viser værdien efter 1/7 2000.

Der er udført målinger af miljøfremmede stoffer i ca. 85% af den samlede slammængde i Danmark. I det slam, der anbringes på landbrugsjord, er der udført analyser i ca. 95% af denne mængde (ca. 60% af den samlede slammængde).



Figur 5. Indhold af LAS og PAH i slam i 1997.

Af figur 5 kan det bl.a. aflæses, at der vil være mellem 10% og 20% af det slam, der i dag udbringes på landbrugsjord, der ikke vil kunne overholde de nye krav til LAS (pr. 1/7 2000). For  $\Sigma$ PAH er billedet stort set det samme.



Figur 6. Indhold af NPE og DEHP i slam i 1997.

Figur 6 viser, at der vil være mellem ca. 50% af det slam der i dag udbringes på landbrugsjord, der ikke vil kunne overholde de nye krav til NPE (pr. 1/7 2000). Der er iværksat en række initiativer for at mindske mængden af NPE i slammiet, der er bl.a. indgået en aftaler med industrien om udfasning af NPE.

## Fremtiden

De resultater, der er præsenteret i det forgående, giver en indikation af, hvad der i fremtiden, vil ske med slam i Danmark. Mængden af slam der forbrændes, har været konstant omkring 20% i en årtække. I de seneste tre år er andelen af slam, der anbringes på losseplads steget fra 8% til 16%, mens andelen af slam der anvendes på landbrugsjord, er faldet fra 70% til 62% af den samlede mængde slam. Denne udvikling kan peges i retning af ringere genanvendelse af slammiet i fremtiden. En anden ting der også indikere dette er, at der vil være en del af det slam, der i dag bringes på landbrugsjord, der med tallene for 1997 ikke vil kunne overholde de afskæringsværdier, der bliver gældende for 1/7 2000.

I Miljøstyrelsens affaldsplan "affald 2000", forventes det at 50% af spildevands-slammiet genanvendes til jordbrugsmæssige formål. Der er iværksat en lang række initiativer for at bevare genanvendelsen af slam og dermed udnyttelsen af de næringsstoffer, der er i slammiet. Der er bl.a. iværksat undersøgelser af muligheden for at omsætte de miljøfremmede stoffer ved en aerob behandling. Dog forventes stadig et mindre fald i genanvendelsesprocenter i forhold til i dag.

# Avloppsslam i Finland - trender

Matti Valve<sup>1</sup> och Juhani Puolanne<sup>2</sup>

Finlands miljöcentral, PB 140, FIN-00251 Helsingfors

<sup>1</sup>E-mail: matti.valve@vyh.fi

<sup>2</sup>E-mail: juhani.puolanne@vyh.fi

## Lite statistik

Vid kommunala reningsverk bildades det år 1996 ca. 130 000 ton TS, som behandlades på följande vis:

Anaerob stabilisering (rötning)	51 %
Aerob stabilisering	1,6 %
Kalkstabilisering	17,1 %
Ingen stabilisering	30 %

Av allt slam komposterades ca 75%.

Avvattning av slam skedde med följande metoder 1996:

Filterpress	21 %
Centrifug	58 %
Slambäddar	1 %
Slamtankar	2 %
Övrig	2 %
Ingen avvattning	1 %

Slutdeponeringen var följande:

Jordbruk	39 %
Grönarealer	22 %
Avfallsupplag	38 %

Problem med slamanvändning uppstår särskilt i de största städerna:

Huvudstadsregionen (Helsingfors, Esbo och Vanda) med en population på ca en miljon samt Åbo och Tammerfors. Det finns inte tillräckligt med jordbruksareal inom en rimlig distans från reningsverken och bönderna är inte villiga att ta emot

slammet. Reningsverken vill inte heller satsa på ett enda alternativ som t ex jordbruket.

## Slamkvalitet

Slamkvaliteten har drastiskt förbättrats sedan 1970. I statsrådets beslut stadgas kvalitetsgränser för slam användning i jordbruket för 1994 och ännu strängare gränser beträffande kadmium, kvicksilver och bly för år 1998 men de senare värdena har inte ännu implementerats i lagstiftningen. I följande tabell ges genomsnittliga värden för slamkvaliteten.

*Tabell 1. Slamkvaliteten för slam som använts i jordbruk i Finland.*

Parameter	1990	1995	1996	1997
Cd, mg/kg TS	2,9	1,3	0,7	1,04
Cu, mg/kg TS	319	283	291	290
Ni, mg/kg TS	55	41	48	34
Pb, mg/kg TS	114	47	43	39
Hg, mg/kg TS	1,4	1,6	1,4	1,3
Cr, mg/kg TS	102	82	91	84
Zn, mg/kg TS	753	575	636	606

## Deponering

På 80-talet användes ca 50 % av slammet i jordbruket men användningen har minskat sedan jordbruksproducenternas centralförening gjorde ett negativt ställningstagande i frågan. Beroende på räknesättet har jordbruksanvändningen varit mellan 38 och 39 procent. Mellan 20 och 30 % har gått till grönarealer och resten till sotlippar.

Senaste år upphörde Helsingfors Viksbacka reningsverk helt med spridning av slam på jordbruksmark då EU:s jordbruksstöd bortföll för dem som använder slam på grund av slammets höga fosforhalt. Enligt jord- och skogsbruksministeriets beslut och riktlinjer räknar man att den användbara fosformängden i slammet är 75 %, dvs samma som i kreatursskötsel. Slamanvändningen i jordbruket begränsas i dag inte av tungmetaller utan av fosfor.

Vid grönarealer använder man nästan uteslutande komposterat eller i växtunderlaget blandat slam. Komposterat slam har tillförs vidare haft mycket god åtgång men man kan befara att svårigheter kommer att uppstå då man under de

närmaste åren kommer att öka på källsortering av bioavfall och på det sättet öka utbudet på komposterat material.

Slutdeponering på soptippar är svår på grund av avfallsavgiften, avfallsskatten och det nya avfallsplatsbeslutet som begränsar mottagning av organiskt avfall på soptippar för blandavfall.

En del av slammet kunde man processera så att man kan använda slammet vid övertäckning av soptippen. I sista hand kan man överväga grundandet av en avfallsplats för enbart organiskt avfall.

Även spridning av slam på skogsmark har övervägts och FoU-insatser görs för att behandla slammet på ett sådant sätt att det blir tekniskt och ekonomiskt möjligt.

## **Hur ser framtiden ut?**

De europeiska normerna kommer i framtiden att reglera slambehandling och slamanvändning. Nya direktiv beträffande slam och kompostprodukter träder möjligen i kraft redan i slutet av år 2000. De finska besluten borde revideras inom en snar framtid och då bör man ta i beaktande slammets förbättrade egenskaper samt överväga betydelsen av sjukdomsalstrande organismer och miljöfarliga organiska ämnen. I de senaste frågorna ligger Central-Europa och de skandinaviska länderna före oss.

Inom en nära framtid kommer man att utreda slamanvändningen. Man kommer även att befatta sig med vissa oklarheter som gäller övervakning av gödselprodukter och utveckling av slam till produkter. Miljöministeriet, skogs- och jordbruksministeriet, Finlands miljöcentral och Kontrollcentralen för växtproduktion har kommit överens att samarbeta om utveckling, kontrollfrågor och stadganden. Det är även möjligt att man kommer att göra smärre kortvariga förändringar i besluten.

De nya direktiven kommer att innebära ännu mer strikta begränsningar för tungmetaller och organiska miljögifter, strängare behandlingskrav och strängare kvalitetskontroll för slamprodukter. Analysmetoderna kommer att standardiseras (CEN-standarder) och nya riktlinjer kommer att ges om förbättringsmetoder, utveckling av slam till produkter och slamanvändning som grundar sig på CEN-guiden.

Man kommer att utveckla nya slamprodukter och öka slamanvändningen på andra områden än inom jordbruket. Slutdeponering på avfallsplatser kommer att minska. Man kommer även att utveckla kvalitetskontrollen för att kunna hålla de målsättningar man har om utnyttjandet av slam och slamprodukter. Mycket måste även göras för att upprätthålla dialogen och förståelsen mellan slamproducenter, slamanvändare, myndigheter och forskare.

# Hur går utvecklingen när det gäller slam i Sverige?

Henrik Tideström

VAI VA-Projekt AB, Box 47005, 100 74 STOCKHOLM.  
E-mail: henrik.tidestrom@vaivaprojekt.se

## Bakgrund

I Sveriges kommunala avloppsreningsverk avskiljs ca 240.000 ton avloppsslam, räknat som torrsubstans (TS), varje år. Alla kommunala avloppsreningsverk i Sverige är utbyggda med fosforavskiljning. Slammets innehåll av fosfor är därför relativt högt; genomsnittet ligger på knappt 3 procent av TS. Ett års slamproduktion innehåller totalt ca 6.500 ton fosfor och 8.000 ton kväve + mikronäringsämnen och organiskt mullbildande material (ca 120.000 ton TS), som är värdefullt för jordbruket.

För att åstadkomma ett långsiktigt hållbart samhälle, är det viktigt att man tar tillvara i de restprodukter som uppkommer i tätorterna, och återför näringen i dem till jordbruket. Detta gäller särskilt fosfor, som är en ändlig resurs och ett livsnödvändigt och oersättligt ämne.

I jordbruket används slam framför allt som ett *fosforgödselmedel*, och ersätter där handelsgödsel. Den övervägande delen av slammets uppfyller gällande kvalitetskrav. Om allt slam skulle användas i jordbruket, skulle fosfor i slammets kunna ersätta en tredjedel av den fosforhandelsgödsel som används i Sverige idag.

40 procent av det svenska slammets används i jordbruket, resten deponeras eller används i olika markbyggnadsprojekt. Den största delen ackumuleras alltså i tätortsområdena, vilket på sikt kommer att leda till ett ökat läckage ut i miljön.

## Utvecklingen går åt rätt håll

### Utvecklingen hittills

Bindande kvalitetskrav på slamkvalitet och slamhantering finns i lagar, förordningar och myndighetsföreskrifter, baserade på EGs slamdirektiv. Utöver lagkraven finns sedan maj 1994 också ett avtal *slamöverenskommelsen* – mellan Svenska vatten- och avloppsverksförbundet (VAV), Lantbrukarnas riksförbund (LRF) och Naturvårdsverket om att stimulera användningen av kvalitetssäkrat slam i jordbruket.

Slammets kvalitet har förbättras kontinuerligt, och väntas fortsätta att förbättras:

- Andelen slam som klarar uppsatta kvalitetskrav har ökat markant de senaste åren: från mindre än en tredjedel året före slamöverenskommelsen (1993), till ungefär två tredjedelar året efter (1995).
- Metallhalten i slam har halverats på 10 år. Halten av uppmätta metaller har, med undantag för koppar och nickel, hittills minskat med i storleksordningen fem procent per år.
- Slamöverenskommelsen innehåller rekommenderade maxhalter för fyra organiska miljögifter. I slammet från de största reningsverken minskade *toluenhalten* med 85 och *nonylfenolhalten* (NF) med 33 procent mellan åren 1993 och -95. På tio år har NF-halten minskat med ca 90 procent. Sedan nyanvändning av PCB förbjöds i Sverige för ca 20 år sedan, har PCB-halten i slam minskat med 90 procent. De senaste åren har dock PCB-halten legat stilla. Trenden för PAH går inte att utläsa, eftersom vi nu ligger nära detektionsgränsen för den analysmetod som används.

Denna kvalitetsförbättring är resultatet av kommunernas arbete för att förbättra slamkvaliteten (krav på anslutna verksamheter etc.), och av minskad användning i samhället av de värsta miljögifterna.

Andelen slam som används inom jordbruket var år 1996 ca 40 procent. Detta är en betydligt lägre andel än vad som används i jordbruket i Danmark och Norge, men i nivå med Finland. Den viktigaste förklaringen till att användningen inte är högre än så – andelen slam som klarar kvalitetskraven är ju mycket högre än så – är att dominerande livsmedelsföretag hittills inte accepterat slam som gödsel för livsmedels- och fodergrödor. Detta av rädsla för negativa konsumentreaktioner. Livsmedelsindustrin har nu svängt och antagit en ny slampolicy under 1998. Den nya slampolicyn öppnar för ökad slamanvändning. Villkoren diskuteras för närvarande i samtal mellan industrin, VAV, Naturvårdsverket och LRF. Effekten av industrins accepterande av slam som gödselmedel kan förväntas slå igenom i praktiken omkring år 2000.

### Utvecklingen framöver

Kraven på slammet skärps om drygt ett år, genom att Naturvårdsverkets gränsvärden för högsta tillåtna tillförsel av metaller till åkermarken sänks år 2000. Exempelvis sängs gränsvärdet för kadmiumtillförsel från 1,75 till 0,75 g Cd/ha & år. Vissa kommuner kommer att få problem med koppar och kadmium, men om slammets kvalitet fortsätter att förbättras som hittills kommer ändå ca 60 procent av slammet att kunna användas i jordbruket.

Inom de närmaste åren kan man förvänta sig ökade krav från bönder och livsmedelsindustrin när det gäller de hygieniska aspekterna. Till skillnad från i de övriga nordiska länderna är det tillåtet att använda obehandlat slam från kommunala avloppsreningsverk i jordbruket, om man brukar ned det i jorden inom ett dygn. För att inte smutsa ned grödan med slam har vi dock (precis som i övriga nordiska länder) slamgödslingsförbud, eller krav på väntetider mellan

gödsling och skörd, på vissa marker och av vissa grödor. På det sättet minimerar vi risken för att djur eller människor ska smittas direkt via foder och livsmedel. Risken att någon ska bli sjuk den vägen på grund av slamspridning är sannolikt mycket liten.

Naturvårdsverket och parterna i slamöverenskommelsen kommer att, i samråd med veterinärer och smittskyddsläkare, se över nuvarande regler, för att se om det finns behov av att ändra eller komplettera dem med ytterligare restriktioner. En sak som man kommer att titta närmare på, är risken att parasiter överlever slambehandlingen och sprids från slamgödslande fält till omgivningarna via fåglar, råttor eller andra djur.

Ett av livsmedelsindustrin krav för att godkänna slam för gödsling av livsmedels- och fodergrödor är att slammet och slamhanteringen certifieras. Därför har VAV låtit Sveriges Provnings- och forskningsinstitut (tidigare Statens Provningsanstalt) ta fram ett produktcertifieringssystem för slam: *P-märkning av Biomull*. Ett förslag, som för närvarande diskuteras, är att anläggningar över 20.000 personekvivalenter ska certifieras inom 2-3 år.

När det gäller det övriga organiska avfallet, har svenska Renhållningsverksförbundet, RVF, utarbetat ett förslag till certifieringssystem för kompost och rötrest. Förslaget kommer att testas innan systemet tas i full drift. RVF arbetar för närvarande på att skapa ett sådant projekt där även utredning om märkning och certifieringsorgan ingår. Målet är att certifieringen ska kunna börja tillämpas under våren 1996.

# Hvor går utviklingen når det gjelder slam i Norge ?

Steinar Nybruket

Norsk VA-verkforening (NORVAR)  
Vangsveien 143, N-2300 Hamar  
steinar.nybruket@norvar.telemax.no

## Innledning

Det er vanskelig å spå om fremtiden, spesielt synes det å være tilfelle når det gjelder slam. Det er mange forhold som påvirker utviklingen fremover, blant annet:

- hvordan slamregelverkene i de nordiske landene utvikler seg (samordning skjer)
- hva som skjer fra myndighetene vedr. avgifter på avfall/slam
- hvordan brukernes organisasjoner forholder seg til bruk av slam
- massemedienes håndtering av slamrelaterte spørsmål
- hvordan myndighetene engasjerer seg i informasjonsarbeid, prosjektvirksomhet mm.
- hvordan anleggseierne forholder seg til den usikkerhet som råder vedr. slambruk

## Slamregelverk

Det pågår nå en samordning av Slamforskriften og Gjødseilverforskriften i Norge. I dette arbeidet deltar representanter fra Statens forurensningstilsyn (SFT), Statens helsestilsyn, Landbruksdepartementet, Statens landbruksstilsyn mfl. I arbeidet blir også andre aktører tatt med for å gi innspill i arbeidet, bl.a. Norges Bondelag og NORVAR.

Selv om det i denne omgang ikke skal gjøres endringer i krav til tungmetaller osv., er mitt inntrykk at vi trolig vil få følgende situasjon om få år:

- det vil være Landbruksdepartementet som får hovedansvaret for slamregelverket
- det vil bli fokusert enda mer på slammets gjødselverdi, noe som f.eks. kan innebære at det blir lagt opp til maks. dosering av slam ut fra krav om mengde metaller pr. fosforenhet.
- det kan, som i Danmark, bli satt krav om min. 9 mnd. lagringskapasitet hos anleggseier for slam, tilsvarende som for husdyrgjødsel

- Norges Bondelag vil få gjennomslag for sitt krav om at det skal settes krav til innhold av organiske miljøgifter i slammet
- vi får skjerping av krav til tungmetaller i slammet

Også i Sverige er det planer om å sette krav til dosering av slam ut fra innhold av metaller sett i forhold til innholdet av fosfor. Dersom både Danmark og Sverige får denne type krav er det grunn til å tro at også Norge innfører tilsvarende krav. Det samme vil trolig gjelde krav til maks. mengde fosfor og nitrogen som kan tilføres pr. arealenhet og år.

- Da norsk slam har lavt innhold av fosfor, vil dette innebære at tillatte doseringsmengder vil gå ned, noe som vil redusere etterspørselen etter slam.
- Dersom det kommer krav om 9 mnd. lagringskapasitet for slam hos anleggseiere, vil dette medføre store investeringer. Dette vil også medføre at anleggseierne vil bestrebe seg på å redusere slamvolumet så langt som mulig.

## Myndighetenes engasjement

I motsetning til myndighetene i Sverige og Danmark, engasjerer norske myndigheter seg lite i slamspørsmålet. Siden Slamforskriften trådte i kraft i 1996, har det ikke vært noe engasjement av betydning, bortsett fra følgende:

- deltakelse i prosjekt vedr. kartlegging av organiske miljøgifter i slam
- samordning av Slamforskriften og Gjødsekvareforskriften.
- gjennom miljøteknologistøtte-ordningen delfinansiert noen prosjekter vedr. effektivisering av slambehandlingsmetoder

I Sverige og Danmark gjennomfører Naturvårdsverket og Miljøstyrelsen mange prosjekter der ulike problemstillinger blir tatt opp og som også innebærer kompetanseheving hos de som skal forvalte slamregelverket. Prosjekter kjøres i egen regi eller i samarbeid med VAV og andre aktører.

Fra NORVAR sin side har vi, uten å lykkes, forsøkt å få i gang prosjekter der vi mener myndighetene burde engasjert seg, eksempelvis :

- veileder for langtidslagring av slam (løsning for mange små kommuner)
- demonstrasjonsprosjekter innen alternative bruksområder for slam

Jeg tror at dersom ikke de som står bak slamregelverket, og som har fokusert på at slam er en ressurs som skal tilbake til jordbruket, i langt større grad engasjerer seg gjennom deltakelse i fagmøter og prosjektvirksomhet, så vil det bli tyngre og tyngre for anleggseierne å argumentere for at slam er en ressurs.

## Anleggseiernes engasjement

Norske anleggseiere (de største) har i mange år gjennom NORVAR deltatt i spleiselagsprosjekter for å bygge opp kompetanse for å løse de problemstillinger som har kommet opp i forhold til nye krav fra myndighetene og holdninger hos slambrukere.

Jeg tror at anleggseierne i tiden fremover vil arbeide spesielt med:

- arbeide for å få til samarbeid over kommunegrensene (felles løsninger)
- de mindre kommunene vil satse på langtidslagring av slam
- arbeide for å produsere mindre slam
- pågående arbeid med optimalisering av kjemikalieforbruket ved avløpsrensianlegg vil bli videreført
- alternative bruksområder til jordbruket vil bli sterkere fokusert
- arbeide med å lokalisere påslipp av uønskede stoffer til ledningsnett. da dette er viktig uansett hvilken disponeringsløsning som velges
- flere større anlegg vil satse på tørking av slammet for å redusere slamvolum mht. lagringskostnader, deponikostnader og transportkostnader
- noen anlegg satser på utvikling av pellets-produkter slik at de kan tilby et produkt som er mer tiltalende for bruker og som kan benyttes på flere bruksområder
- pågående arbeid med å optimalisere kalkbehandling (Orsa-metoden) slik at kalkmengden blir mer optimal for jordbruket. vil bli videreført
- bruk av slam som energikilde i biobrenselanlegg vil bli undersøkt og evt. demonstrert
- det vil bli arbeidet med problemstillinger knyttet til samforbrenning av slam og avfall (forprosjekt sammen med VAV er igangsatt)
- bygging av "slamfabrikk" der slamprodusenter fra et større geografisk område leverer sitt slam kan bli aktuelt (utredet i Østfold). Produksjon av organisk gjødset, fraksjonering av slammet.

## Endring i slambruksområder

- Det er grunn til å forvente at andelen slam til jordbruket vil gå ned. Hvor mye vil være avhengig av utviklingen av slamregelverket og holdninger hos Norges Bondelag og brukere av slam. Som påpekt foran, så vil også et mulig krav om dosering av slam etter metall-tilførsel i forhold til slammets fosforinnhold, være en ulempe. Dette kan gi mindre etterspørsel etter slam, da norske slambrukere tidligere har ment at mindre enn 2 tonn TS/da (som engangsdose hvert 10. år) ikke er ønskelig (ut fra doseringspraktiske hensyn).
- Vi bør/vil få profesjonelle entreprenører på banen som produserer jordblandinger, vekstjord mv. Andelen av slam som går til grøntanlegg o.l. og til produksjon av jordblandinger/vekstjord vil øke.
- På lengre sikt er det fare for at de største anleggene må satse på forbrenning av slam (samforbrenning med avfall), om ikke annet av beredskapsmessige forhold.

# **The influence of wastewater characteristics on choice of wastewater treatment method**

Hallvard Ødegaard

Faculty of Civil and Environmental Engineering,  
Norwegian University of Science and Technology, N-7034 Trondheim - NTNU  
E-mail : hallvard.odegaard@bygg.ntnu.no

## **Introduction**

In advanced wastewater treatment the effluent standards are currently aiming at removing particles (suspended solids), organic matter (BOD, COD, TOC) and nutrients (nitrogen and phosphorous). Various treatment methods may be used, physical, chemical and biological as well as combinations of these. Among these main treatment methods, there are many reactor and process alternatives. Traditionally the choice of treatment method has mainly been based on the effluent standard set in individual cases as well as practical experience with the various methods. This has resulted in the fact that some methods and processes are more favoured in some places than in others. In UK for instance, biological treatment has been favoured even in cases where chemical treatment for phosphorous removal (in combination with biological treatment) might have been the right choice from the receiving water point of view. In Norway, on the other hand, the good experience with chemical treatment for phosphorous removal has lead to the use of chemical treatment even in cases where phosphorous is not the key element from the receiving water point of view.

After the introduction of biological nitrogen and phosphorous removal this picture has changed somewhat but we can still see tendencies towards "preferred" solutions in the Nordic countries. Now it is being realised, however, that in addition to effluent standard and traditional experience, one has to take account of the characteristics of the wastewater in order to arrive at the most economical solution. In this paper wastewater characteristics will be discussed in this perspective.

## **Wastewater characteristics**

There are several ways of characterising wastewater :

1. According to bulk parameters, such as suspended matter, organic matter, nutrients, bacteria etc
2. According to the state, such as soluble, colloidal, particulate, gaseous etc
3. According to its treat-ability such as biodegradability, ability to separate etc

Normally wastewater treatment plant owners restrict themselves to characterising in terms of bulk parameters since this is the way the effluent standards are given, but also because other characterisation methods may be costly and difficult to perform. Bulk parameters do not, however, give sufficient information with respect to optimal selection of treatment method/process and optimisation of operation.

In this paper it will be focused much on the need and benefit to know and understand wastewater characteristics in terms of the state in which the various compounds are present, that is if they are present as soluble, colloidal or particulate matter. This is knowledge can be acquired quite easily and cheaply. Nevertheless it tells a lot about the treat-ability of the wastewater and therefore also about the most economical choice of method with respect to both investment and operation. The various compounds may be present in wastewater as soluble ( $d < 1\text{nm}$ ), colloidal ( $1\text{ nm} < d < 1\text{ }\mu\text{m}$ ) or particulate matter ( $d > 1\text{ }\mu\text{m}$ ). Suspended matter, normally determined by filtering through a  $1\text{ }\mu\text{m}$  filter, contains the particulate but not the colloidal matter. It has been demonstrated (Levine et al, 1985) that most of the mass in colloids will be included when a  $0,1\text{ }\mu\text{m}$  filter is used.

Especially since nitrogen removal came into operation, the need to characterise the wastewater according to biodegradability has become evident and even more so since biological phosphorous removal has come into use. Various characterisation techniques have been introduced such as oxygen uptake rate (OUR), nitrogen uptake rate (NUR) various C/N-ratios etc. Specific analyses such as VFA (volatile fatty acids) have also been used as well as various interpretations of COD-analyses, such as BSCOD (biodegradable, soluble COD). The state in which especially organic matter is present in the wastewater is very important and therefore characterisation with respect to particulate fractions may shed some light also on biodegradability.

## **A survey on wastewater characteristics with special emphasis on particulate content**

There has not been any surveys carried out in order to analyse the presence of particulate matter in Scandinavia, but experiences from Norway and Sweden have indicated that the particulate fraction may be even higher in some Scandinavian plants than elsewhere. It was, therefore, decided to try to evaluate the situation in the Scandinavian countries. Unfortunately it was only possible to collect relevant data from only one Danish plant. The analysis will concentrate, therefore on data from Sweden, Finland and Norway. It is mostly data from those plants that have to remove nitrogen that are included.

As expected, it was not standard procedure to analyse on filtered samples. Those plants that had carried out such analyses either in connection with special projects or as a routine, normally used a standard  $1\text{ }\mu\text{m}$  filter. In some cases the data are based on yearly averages and in some cases on single day samples. The main issue has been to evaluate to what degree organic matter (BOD and COD) and nutrients (P and N) are connected to suspended matter in Scandinavian wastewater.

One will see that there are great variations in wastewater characteristics from plant to plant and from country to country. Based on the data collected, it will generally be seen that the Norwegian wastewater was found to be much more dilute than that in both Sweden and Finland. Especially the Finnish wastewater was found to be quite concentrated indicating more comprehensive use of separate sewerage systems in Finland.

## Organic matter

In table 1 are summarised the data reported on suspended solids and organic matter.

**Table 1 Average values on organic matter in raw wastewater from Scandinavian plants**

Country	N <sup>1</sup>	SS	COD	COD <sub>f</sub>	Fract. COD <sub>SS</sub>	BOD	BOF <sub>f</sub>	Fraction BOD <sub>SS</sub>	BOD/COD	
									Tot	Filtr
Sweden	17	243	477	157	0,68	171	63	0,66	0,32	0,38
		+87	+123	+79	+0,10	+72	+47	+0,12	+0,12	+0,10
Norway	12	143	233	81	0,66	113	33	0,71	0,48	0,48
		+39	+69	+30	+0,11	+28	+9	+0,11	+0,21	+0,17
Finland	7	378	559	164	0,71	266	81	0,71	0,46	0,43
		+144	+161	+22	+0,06	+78	+27	+0,06	+0,08	+0,05

<sup>1</sup>Number of plants included

The data-base is better for COD than for BOD. Nevertheless it is quite remarkable that even though the concentrations of organic matter is vastly different from one plant to the other, and from one country to the other, the fractions of suspended COD and BOD are generally high and quite similar in the three countries. Table 1 indicates that one can expect that the suspended organic matter (both as COD and BOD) in the wastewater of these countries is close to 70 % of the total. And this does not include the colloidal fraction that can be estimated to be in the range of 10-15 %. This means that only a fraction of 15-20 % of the total COD is truly soluble.

Figure 1 demonstrates that there are big differences, but that the particulate fraction does not seem to be dependent on the COD-concentration of the wastewater or country. In many cases the fraction of suspended COD is higher than 75 %, in some even higher than 80 %. It can be noticed in figure 1 that the Norwegian wastewater seem to have generally a lower total COD- and BOD-concentration than the Swedish and especially the Finnish wastewater, even though the fraction of soluble COD seem to be about the same.

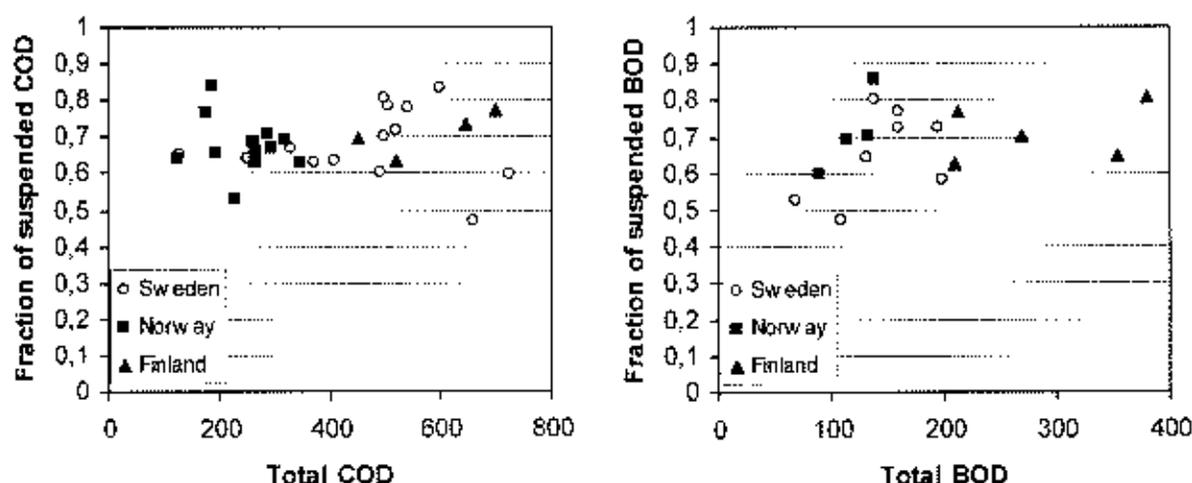


Fig 1 Fraction of suspended COD and BOD versus total COD and BOD

How large the fraction of biodegradable organic matter is in a given case, is dependent upon; (1) Origin of the wastewater - for instance influence of food industry wastewater, (2) Influence of leakage water - storm water and infiltration water and (3) Characteristics of sewer system.

It seems more and more clear that processes taking place in the sewer network play an important role. These processes may be physical (settling), chemical (precipitation) and biological (biodegradation). Of special importance with respect to organic matter are biodegradation processes and therefore availability of oxygen in the sewer system. If the wastewater carries an ample concentration of oxygen, aerobic biodegradation will take place in biofilms and in bioflocs. The most easily biodegradable matter will rapidly be converted into bacterial cells, i.e. into particulate, less biodegradable matter. On the contrary, if anaerobic conditions prevail in the sewer system, biodegradation of soluble organic matter is very slow. Hydrolysis of the particulate fraction of the organic matter may be significant, however, and result in an increase in the soluble fraction and a decrease in the particulate fraction. This may explain some of the regional differences. In Norway, for instance, there are many wastewater systems that carry oxygen-rich wastewater (caused by high flow speed, many pumping stations, large water surface-to-volume ratio etc). In most of the Norwegian plants reported, the soluble COD-concentration is well below 100 mg/l. It is experienced that the non-biodegradable soluble COD in these kind of waters is in the order of 30-40 mg/l. This may vary from country to country, but different investigations in the three countries (Mattsson, 1997), (Carlsson et al, 1997), (Jeppson, 1997), (Rautiainen, 1995) indicate that this is a level of non biodegradable COD that is typical in Scandinavia.

When the level of soluble COD is low in the first place and the level of non-biodegradable COD seem to be at a certain level (30-40 mg COD/l), the level of biodegradable COD can be expected to be particularly low in Norway as compared to Sweden and particularly Finland. In figure 2 the "BSCOD"-concentration for the different plants is plotted, assuming that the non-biodegradable soluble COD-concentration is 35 mg/l in all cases. The average BSCOD-levels calculated this way is  $122,4 \pm 79,2$  for the Swedish plants,  $129,3 \pm 22,0$  for the Finnish plants and only  $46,7 \pm 28,3$  for the Norwegian plants. There are large variations, especially at higher COD-concentrations, where the assumption about a constant concentration of non-biodegradable COD may not hold. The figure demonstrates well, however, that the concentration of biodegradable, soluble COD in the Norwegian wastewater can be expected to be very low, in some instances close to zero.

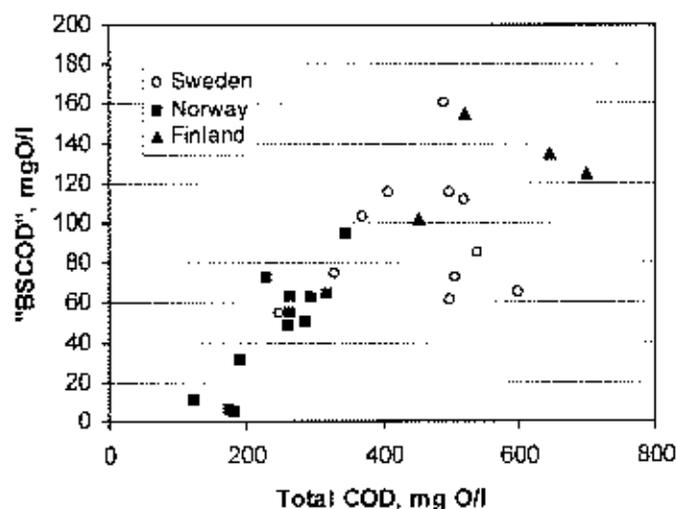


Figure 2 "BSCOD"-concentration versus total COD-concentration

It is obvious that also some of the suspended organic matter is biodegradable. It is probably more slowly biodegradable, however, since hydrolysis has to be involved in order to this organic matter to be biodegraded. We may analyse this matter by looking at the BOD/COD-ratio (see figure 3). There were, however, fewer BOD-data than COD-data and therefore the analysis becomes a bit uncertain.

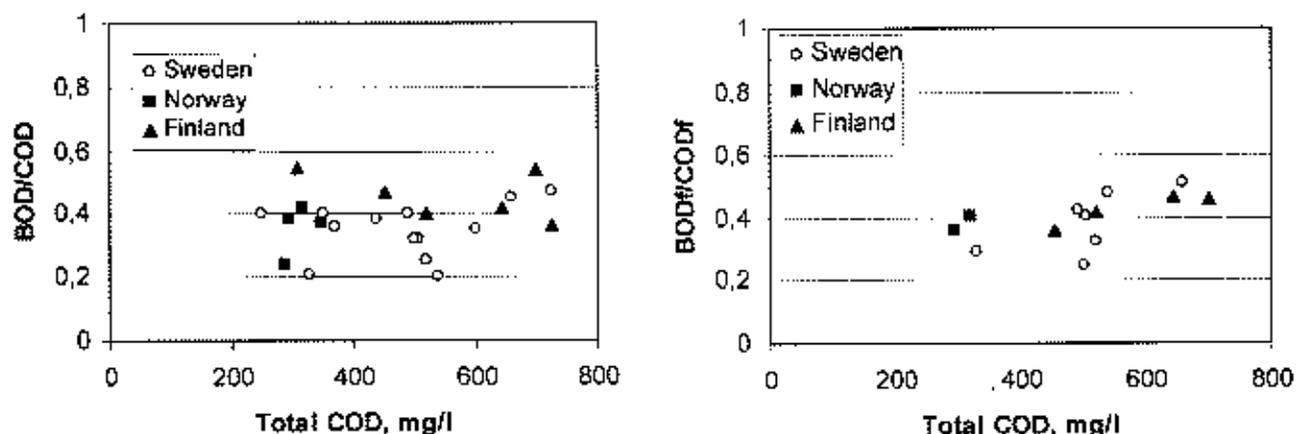


Figure 3 Ratio BOD/COD and BOD<sub>f</sub>/COD<sub>f</sub> versus total COD

Again we can see that the variation between the different countries is not so great and that the fraction is around 0,4 in both cases. There is a tendency, however, that the fraction of biodegradable organic matter to that of total organic matter increases with increasing total COD. This is particularly evident in the filtered samples. This is also reasonable, since it may be expected that the amount of organic matter that is biodegraded in the network is relatively independent upon the concentration of biodegradable COD as long as there is no limitation with respect to the presence of biodegradable matter.

### Nitrogen and phosphorus

Nitrogen appears in wastewater mainly as ammonium and therefore the particulate fraction of nitrogen is quite low. In the survey, some plant owners have reported data on tot N on filtered samples, but most reported data on NH<sub>4</sub>-N and NO<sub>3</sub>-N (or only NH<sub>4</sub>-N) in addition to tot N. It was demonstrated in a survey of Norwegian plants (Østerhus, 1991)(Ødegaard, 1992), that the organic N primarily exist on suspended form (see table 2).

Table 2 Nitrogen in wastewater from 10 Norwegian, chemical plants (Ødegaard, 1992)

Parameter	Inlet		Outlet	
	Average	Variation range	Average	Variation range
Tot N	24,8	14,6 - 45,0	20,9	11,8 - 34,8
Tot N <sub>f</sub>	19,6	11,6 - 45,0	20,4	11,7 - 32,6
NH <sub>4</sub> -N	19,1	9,1 - 45,0	18,3	6,5 - 32,6
NO <sub>3</sub> -N	0,1	0 - 0,2	0,1	0 - 0,2
NO <sub>2</sub> -N	0,3	0 - 1,4	0,6	0 - 2,4

It can be seen that the particulate fraction of the tot N was around 20 %, and that the filtered Tot N was about equal to the inorganic N. Consequently the organic N was mainly on particulate form. This can also be seen from the fact that the amount of N left after coagulation was very close to the sum of the inorganic N. In table 3 the results of the survey of the Scandinavian plants are shown with respect to nitrogen as well as phosphorus.

**Table 3 Average values on N and P in raw wastewater from Scandinavian plants**

Country	N	Tot N	NH <sub>4</sub> -N	F-N <sub>ss</sub> <sup>1</sup>	Tot P	PO <sub>4</sub> -P	F-P <sub>ss</sub> <sup>2</sup>
Sweden	17	33,1	24,4	0,28	6,14	3,26	0,49
		+8,1	+7,6	+0,13	+1,65	+1,42	+0,15
Norway	12	22,0	13,7	0,29	3,00	1,10	0,65
		+6,2	+4,2	+0,08	+1,12	+0,62	+0,09
Finland	7	43,8	28,7	0,33	7,47	3,29	0,56
		+10,4	+7,6	+0,07	+1,34	+1,36	+0,19

<sup>1</sup> Based on the assumption that the organic N is suspended

<sup>2</sup> Based on the assumption that the soluble P is equal to soluble PO<sub>4</sub>-P

As it is shown in figure 4, the suspended fraction of tot N varies between 0,2 and 0,5, but is in most cases around 30 %. It seems to decrease a bit with increasing tot N concentration. Generally it seems from the data that the plants with a higher fraction of soluble COD had a lower fraction of particulate N. This seems reasonable, since the particulate N to a large extent is organically N bound in biomass. In oxygen-rich systems with considerable biodegradation, inorganic, soluble N (NH<sub>4</sub>-N) is used in the assimilation process producing biomass, i.e. particulate, organic N.

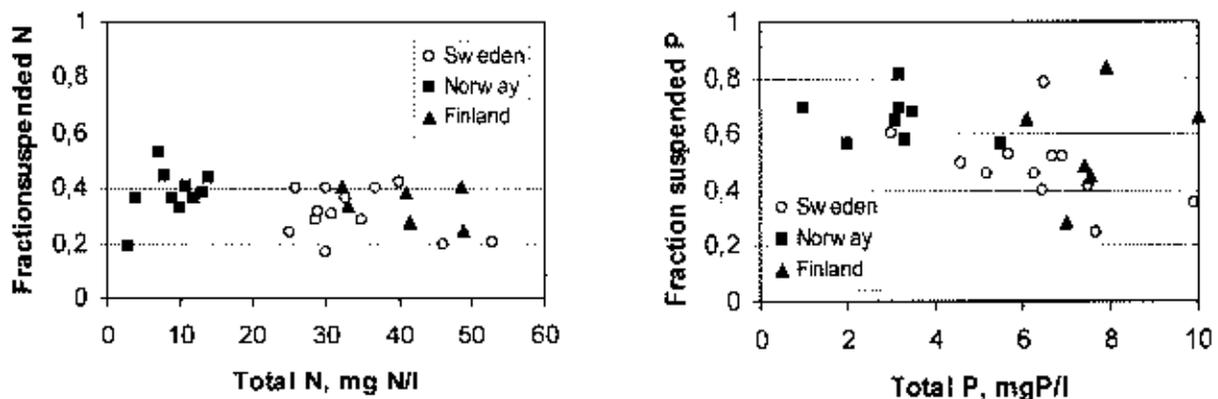


Figure 4 Fraction of N and P on suspended form

In the survey, some plant owners gave data for filtered tot P and some only on PO<sub>4</sub>-P. The difference was not great. However, filtered tot P is on average somewhat higher than PO<sub>4</sub>-P. There were large variations from plant to plant with respect to the particulate fraction of phosphorus (30-80 %). This may be caused by the fact that the sludge water may influence in some cases on inlet concentrations since the inlet sampling point in some cases may be downstream the introduction point of the sludge water. It was a bit surprising, however, that in most of the plants the fraction of particulate P was higher than 50 %. Again, it is the plants with a low fraction of soluble COD, that has a high fraction of particulate P. As mentioned for nitrogen, this indicates again that a considerable fraction of the particulate P is in fact present in biomass.

### C/N-ratios and C/P-ratios

In table 4 are given calculated C/N- and C/P-ratios. The C/N-ratio is often taken as an indication of the availability of carbon source for pre-denitrification. One has to remember, however, that it is the biodegradable organic matter that counts, and that particulate nitrogen may be hydrolysed during the process (extent depending on which process). The C/N-ratios that tell us most, therefore, is probably the BOD/Tot N-ratio or the BSCOD/Tot N-ratio.

**Table 4 Average values calculated C/N- and C/P-ratios from Scandinavian plants**

Country	N	COD/ TN	COD/ NH <sub>4</sub> -N	BOD/ TN	BOD/ NH <sub>4</sub> -N	BSCOD/ Tot N	BSCOD/ NH <sub>4</sub> -N	COD/ TP	COD/ PO <sub>4</sub> -P
Sweden	17	14,7 +3,3	7,1 +4,2	5,2 +2,1	2,6 +1,0	3,8 +2,6	5,5 +4,0	79,5 +7,2	55,5 +23,9
Norway	12	11,5 +1,4	6,3 +1,4	5,2 +2,3	2,2 +0,7	2,1 +0,8	3,3 +1,3	86,7 +24,9	93,2 +48,3
Finland	7	13,5 +5,0	5,3 +1,8	6,1 +1,4	3,3 +1,3	2,8 +0,9	4,2 +1,6	78,2 +29,3	75,4 +52,1

It is interesting to note that even if there are great variations between the C/N-ratios when comparing the three countries, the differences are smaller than one could expect, even though the Norwegian waters generally seem to be less suitable for pre-denitrification than the ones in Swedish and Finland. Based on the COD/Tot N-ratio alone one might draw the conclusion that the available carbon source is more than sufficient for pre-denitrification in most cases. When considering the BSCOD/Tot N-ratio, however, one may fear that the available carbon source is insufficient in many cases (see figure 4), especially when there is not time available for hydrolysis (as in some biofilm processes). One has to remember, however, the carbon source that will be needed for oxygen assimilation. Especially in the Norwegian wastewater the oxygen concentration in the inlet water is normally high, making this wastewater even more unfavourable for pre-denitrification.

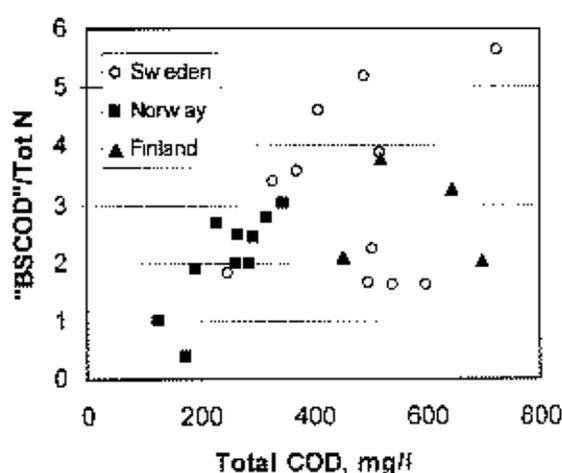


Figure 5 "BSCOD"/TotN versus COD concentration

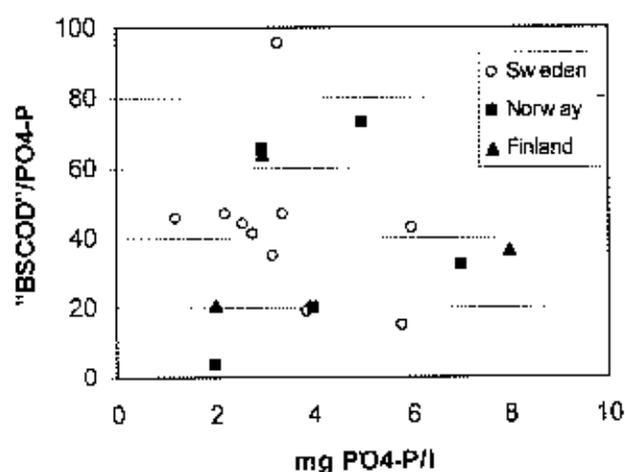


Figure 6 "BSCOD"/PO<sub>4</sub>-P ratio versus PO<sub>4</sub>-P concentration

It is difficult to evaluate the C/P-ratios since biological phosphorous removal is totally dependent upon the availability of readily biodegradable organic matter (i.e. VFA). The C/P-ratios given in table 4 do not tell much, therefore. In figure 6, the "BSCOD"/PO<sub>4</sub>-ratio is plotted against the PO<sub>4</sub>-P concentration. This ratio is probably the one that tells most. It is obviously great differences among the plants with respect to suitability for bio-P removal.

## **Influence of wastewater characteristics on optimal selection and operation of treatment processes**

Even though there are great variations in the characteristics of Scandinavian wastewater, it seems quite clear that the majority in this survey, could be characterised as having a high fraction of suspended organic matter, a considerable fraction of suspended phosphorus and a surprisingly high fraction of suspended nitrogen. It is also reason to believe that many plants have a very low fraction of organic matter on readily biodegradable form. Below we shall discuss what implications such wastewater characteristics may have on various choices that have to be made when selecting the total wastewater treatment method.

### **Conventional versus enhanced primary treatment**

Traditionally primary treatment by sedimentation has been used to remove suspended solids in raw wastewater. The removal efficiency is primarily governed by the size of the particles constituting the suspended matter and the hydraulic surface load on the settling tank. Typically removals of around 50 % with respect to SS and around 30 % with respect to BOD at surface loading rates in the order of 2-2,5 m/h are experienced, corresponding to removal of particles down to around 100 µm. There may be different reasons for including a primary treatment step. In most cases, however, it is used to lower the organic loading on the proceeding biological step. Even at a BOD-removal of 30 %, primary treatment is very cost-effective. If BOD-removal is considered the important factor for using primary treatment, one would gain a lot by enhancing the primary treatment step efficiency.

### Enhancing particle separation by coagulation

The traditional way of enhancing separation of colloidal matter and fine particles, is by coagulation/flocculation. Table 5 demonstrates what can be achieved by primary precipitation in wastewater with characteristics like the ones described above.

The downside of traditional chemical primary precipitation is the increased sludge production as compared to primary settling only, partly as results of improved SS-removal but mainly due to precipitated material. The sludge produced during coagulation consists basically of the suspended solids removed and the coagulated/precipitated matter, as described below (Ødegaard, 1994):

$$SP = SS_{in} - SS_{out} + K_{prec} \cdot D$$

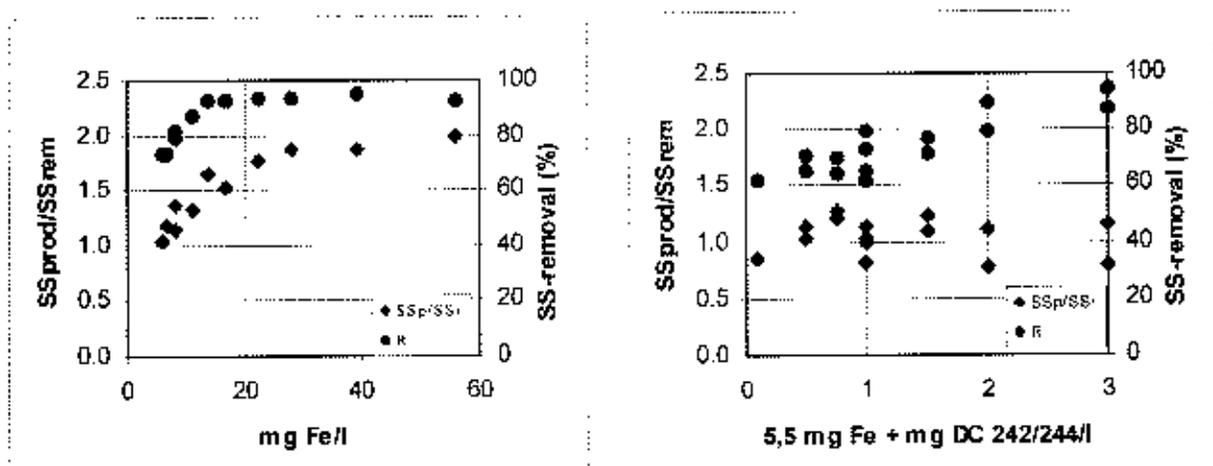
- SP = sludge production (g SS/m<sup>3</sup>)  
 SS<sub>in</sub>, SS<sub>out</sub> = SS concentration in influent and effluent respectively (g SS/m<sup>3</sup>)  
 K<sub>prec</sub> = sludge production coefficient (g SS/g Me), around 4-5 for Fe and 6-7 for Al  
 D = dosage of metal coagulant (g Me/m<sup>3</sup>)

**Table 5. Average treatment results in 23 larger (>2.000 pe) (Ødegaard, 1992) and 35 smaller (<2.000 pe) primary precipitation plants in Norway (Ødegaard and Skråvseth, 1997)**

Parameter	Average inlet concentration	Average outlet concentration	Average treatment efficiency
<b>SS (mg/l)</b>			
Large plants	233 ± 171	17,3 ± 10,0	92,0
Small plants	226 ± 150	22,3 ± 16,6	90,1
<b>COD (mg/l)</b>			
Large plants	505 ± 243	108 ± 40	78,6
Small plants	494 ± 90	121 ± 72	75,5
<b>Tot P (mg/l)</b>			
Large plants	5,40 ± 3,01	0,28 ± 0,14	94,8
Small plants	5,33 ± 2,26	0,50 ± 0,46	90,6

One can reduce sludge production only by reducing K or D or both. Plant operators have experienced that the best phosphate removal takes place at pH around 6 and they add enough of the acid metal coagulant to get down to this pH. This results in overdosing considering the stoichiometric need and to precipitation of metal hydroxide, i.e. excessive sludge production. If particle removal is focused on, one may, however, lower the dosage without ruining coagulation efficiency by replacing part of the metal cation with an organic polymeric cation. The cation will not result in precipitation and only add very little extra sludge production caused by coagulation. This is demonstrated in figure 7 that gives the ratios between the amount of SS produced (sludge production) and the amount of SS removed ( $SS_{in} - SS_{out}$ ) as well as removal efficiency ( $(1 - SS_{out}/SS_{in})100\%$ ) for situations where iron only or a low dose of iron (5,5 mg Fe/l) combined with a cation polymer were used in jar-tests (Ødegaard, 1998).

In figure 7a it is shown that the sludge production caused by precipitation was increasing with metal dosage and was almost as high as that caused by the SS-removal at dosages above 20–25 mg Fe/l, where removal efficiencies over 90 % is achieved. In figure 7b, however, where metal cation is replaced by polymer cation, it is shown that close to nothing was precipitated without losing much on removal efficiencies at optimal dosages of polymer.



**Figure 7 Comparison of primary particle separation at different dosage scenarios**

When considering the fact that the soluble fraction of phosphate seem to constitute only about 50 % (or less) of the total phosphate, there are reasons to believe that most plants using primary precipitation are overdosing, thus creating excessive sludge production. Combining a low metal cation dose with a cationic polymer dose may lead to acceptable SS, COD and P-removal at minimised sludge production.

#### Enhancing particle separation by coarse filtration

Another approach that may be used, is too choose a physical treatment method that is able to remove smaller particles than can be expected by primary settling. Sand filtration would obviously yield better SS-removal than primary sedimentation but cannot be used because of the low sludge carrying capacity (low porosity). With a coarser filter with a high porosity, such problems might be overcome. This has lead to the development of coarse, floating filters (Ødegaard et al, 1998). Results from experiments carried out with the so called Kaldnes floating filter, that uses the Kaldnes biofilm carriers as filter medium, are reported elsewhere (Ødegaard et al, 1998)(Ødegaard and Helness, 1998). Here only a table showing typical performances from a pilot plant operated on presieved (1,5 mm or 0,3 mm sieve opening) raw wastewater under various cationic polymer dosing conditions shall be included (see table 5).

**Table 5 Results and operating conditions for primary treatment in a coarse floating filter with KMT biofilm carriers as filter bed**

N Runs	Pre- treatm. Mm	Polym dose mg/l	Filter rate m/h	Run time hrs	SS in mg/l	SS out mg/l	SS %	COD in mg/l	COD out mg/l	COD %
2	1,5	none	7,5	17,3	137	33,3	75,7	344	109	68,3
1	0,3	none	7,5	54,6	168	45,0	73,2	348	134	61,5
1	0,3	3,0	7,5	97,1	152	28,1	81,4	290	72,1	75,1
1	0,3	5,0	7,5	25,1	147	27,2	81,5	249	63,1	74,7
3	1,5	3,3	7,5	14,7	181	38,3	78,9	340	93,5	72,5
3	1,5	5,5	7,5	5,3	172	16,2	90,6	283	54,9	80,6

It was found that the SS-removal efficiency could be higher than 75 % at filtration rates at 7,5 m/h or lower without the use of coagulating chemicals and that SS-removal efficiencies over 80 % could be obtained when cationic polymers, that did not contribute to sludge production by precipitation were used. The main mechanisms that are expected to contribute to the removal of suspended matter in such a floating filter, are flocculation/sedimentation and adhesion to biofilms within the filter.

#### **Chemical versus biological secondary treatment**

In order to be able to nitrify, the organic matter concentration has to be reduced to such low levels that the autotrophs are not out-competed by the heterotrophs in their struggle for oxygen. With wastewater characteristics like the one dominating in Scandinavia, it is not evident that biological treatment is more favourable than chemical coagulation for pre-treatment before nitrification.

This can be visualised through an analysis of treatment efficiencies and effluent concentrations that can be calculated based on assumptions regarding removal of each of the fractions (see figure 8). Let us assume that chemical treatment can give 90 % removal of the suspended COD-fraction and 40 % of soluble and colloidal COD. This is a reasonable assumption since the colloidal fraction of COD typically is 15 % of total COD. Let us further assume that the biological plant can remove 85 % of  $COD_{SS}$  and 80 % of  $COD_{filtered}$ , which is reasonable since about 15-20 % of the  $COD_{total}$  is inert.

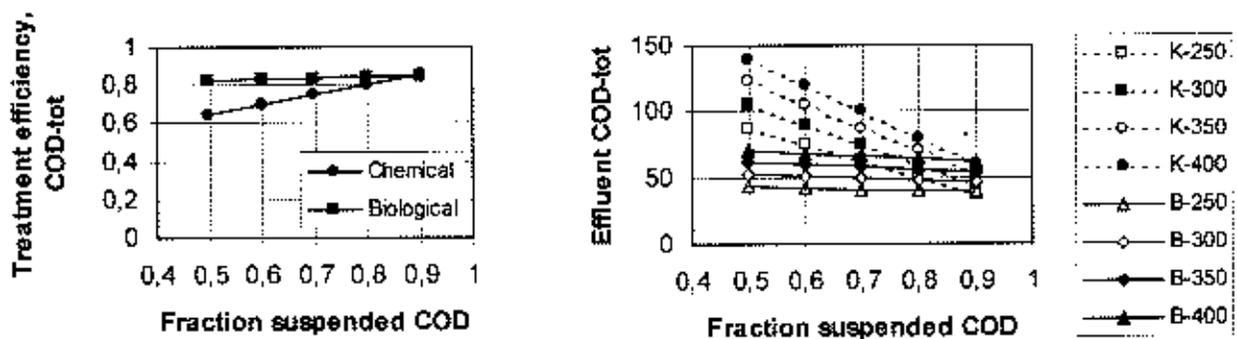


Figure 8 Comparison between calculated treatment efficiencies and effluent concentrations for various fractions of suspended COD

It is demonstrated that when the suspended fraction comes above 70 %, there is really very little difference between chemical and biological treatment when COD-removal is considered. It is also obvious that chemical treatment is very dependent upon the suspended fraction, biological treatment is far less dependent. Chemical coagulation may be considerably cheaper, though, especially when a primary step is available.

### Biofilm processes versus activated sludge processes

The fact that a large fraction of the organic matter is in particulate, form does not necessarily mean that it is not available as carbon source. It means, however, that there must be an opportunity for hydrolysis of the particulate organic matter. Not enough is known about the hydrolysis of organic particles in wastewater. It is, however, reason to believe that the hydrolysis process is a "time dependent process". This means that the time available for hydrolysis plays a role for the degree of hydrolysis. It is quite probable that the organic matter adsorbed to the biomass itself plays an important role as carbon source. Consequently the amount of carbon source that can be extracted from the biomass of a reactor will be dependent upon the amount of biomass in that reactor. This means that activated sludge processes probably can utilise more of the particulate carbon source than biofilm processes, simply because the total biomass is larger and the residence time longer as a consequence of the larger reactor volume in activated sludge processes.

Activated sludge processes are to a much greater extent than biofilm processes based on flocculation. Consider an activated sludge tank as a flocculation reactor. The water in the reactor is mixed, it has a significant residence time, it contains a high floc volume and the flow pattern is often leaning towards plug flow. All these factors influence on the degree of flocculation that will occur. When looking at the activated sludge reactor in this way, it is obvious that particulate organic matter can be enmeshed into the biomass flocs and hydrolysed. The particulate, slowly biodegradable organic matter can be extensively utilised because it is associated with a biomass that has a long residence time in the system, namely the sludge age.

If we, on the other hand, consider a biofilm reactor (at least many of them), one may think of the particulate matter as particles "on their way through". In some biofilm reactors, for instance the trickling filter, the time in which the water (carrying particles) is in touch with the biomass is very short - a few minutes. In a moving bed reactor is a bit longer (about 1 hr) and in some fixed bed filters (like Biofor) it may be some hours. Nevertheless, it is short as compared to activated sludge. This is, of course, a simplistic picture. Also in biofilms, we have enmeshment in the biomass structure, but it is reason to believe that this is less significant than in activated sludge. In figure 9 a conceptual model of what is taking place with respect to conversion of COD in a biofilm reactor based on the Kaldnes moving bed process is illustrated, as an example.

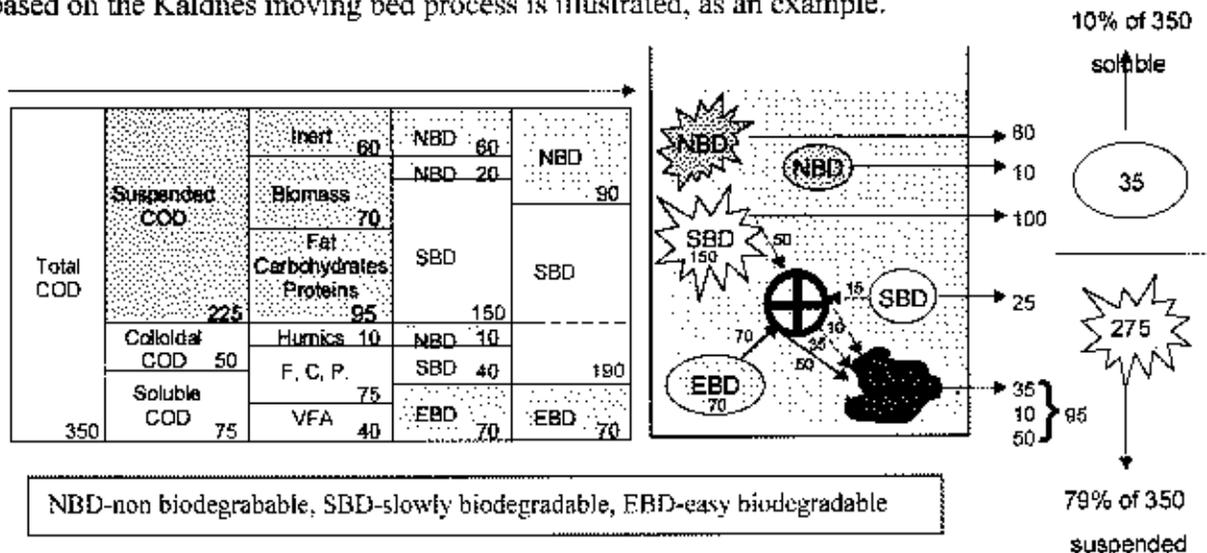


Figure 9 A conceptual model of the conversion of COD in a moving bed biofilm reactor

Most of the particulate organic matter, 180 mg/l (80 mg/l of non-biodegradable and 100 mg/l of slowly biodegradable) passes unchanged through the reactor and can be separated together with the produced biomass downstream. A certain fraction (50 mg/l) is, however, caught in the attached biomass and hydrolysed there. Part of the soluble, slowly biodegradable (15 mg/l) is also hydrolysed by the attached biomass and converted to new cell material as is also the easily biodegradable, soluble matter (79 mg/l). The production of new biomass is calculated to be 95 mg/l. The example gives as result that 10 % (35 mg COD/l) of the total COD leaves the reactor as soluble matter out of which 10 mg/l is non biodegradable (inert) and 25 mg/l is slowly biodegradable. About 275 mg/l leaves the reactor as particulate COD out of which 95 mg/l is biomass that have been produced during the process, 100 mg/l is slowly biodegradable particulate matter that never was hydrolysed and 80 mg/l is non-biodegradable particulate organic matter.

There is disagreement among researchers about where in the reactor hydrolysis actually occur, in the bulk liquid or, as assumed above, in the attached biomass. It seems, however, (Confer et al, 1998)(Janning, 1998) that the dominant portion of the hydrolytic activity is cell-associated. In biological filters (BIOFOR, BIOSTYR etc) the organic particles are caught and retained within the filter and the possibility for hydrolysis may be greater here. Janning (1998) indicated that 10-15 % of particulate organic matter retained in the filter was completely oxidised to inorganic carbon within 24 hrs. The utilisation of the particulate material as carbon source in these filters is, of course, dependent upon the filter run time, since the major part of the organic matter will be washed out during filter washing.

Generally speaking, these examples indicate that biofilm processes are more advantageous when the water has a low content of particulate organic matter. Biofilm processes are suitable in raw waters that have a high fraction of organic matter on particulate form when this is removed ahead of the bioreactor (i.e. pre-coagulation) leaving a dilute water with a low content of easily biodegradable matter for the biofilm process. Activated sludge processes are more advantageous when the water has a higher fraction of particulate organic matter since this process is better in hydrolysing this particulate COD.

### **Pre-denitrification versus post-denitrification**

Obviously, pre-denitrification processes are more dependent upon the wastewater characteristics than post-denitrification processes, because of the need for carbon source being present in the raw water. In the wastewaters that has the typical characteristics shown in the survey, it may be needed that measures are taken in order to improve the situation with respect to the carbon source availability. Possible measures are :

- Provide conditions favourable for main-stream hydrolysis
- Establish side-stream biological hydrolysis
- Regain carbon source from thermal sludge hydrolysis in the sludge line

In biological nitrogen removal processes, the biological sludge is "starved" and containing far less organic matter that may be hydrolysed than primary sludge. Therefore hydrolysis will most effectively be carried out on primary sludge produced with or without the addition of coagulants. It has been shown (Æsøy, 1994) that the production rate of soluble organic matter ( $\text{COD}_s$ ) was directly proportional to the sludge volatile solids concentration. The average yield was found to be 11,1 % while 66,2 % of the total soluble organic matter was present as volatile fatty acids

The choice between pre- and post-denitrification is, however, also coupled to the choice between activated sludge and biofilm processes. Generally speaking, the cost of bioreactor volume ( $\text{NOK}/\text{m}^3$ ) is much higher in biofilm reactors and consequently one will have much more to gain by reducing the load ahead of a biofilm reactor (for instance by enhanced pre-treatment - mechanically, chemically or biologically) than ahead of an activated sludge reactor.

The nitrification rate in biofilm systems depends more heavily on the bulk oxygen concentration than in activated sludge systems and often much higher  $\text{O}_2$ -concentration are maintained in the bioreactor of nitrifying biofilm systems than in activated sludge systems. When there is a need for a high nitrogen removal, a high recirculation ratio is needed. Biofilm systems based on predenitrification alone will consume much of the available carbon source on oxygen as the electron acceptor. Activated sludge processes, on the other hand have longer retention times and can utilise particulate organic matter better as carbon source. In this case pre-denitrification is more suited and the extent of pre-treatment ought not be too extensive.

Generally therefore, we may conclude that process trains based on enhanced pre-treatment (mechanical, chemical or biological), biofilm reactors and post-denitrification may be more suitable for wastewater with a high fraction of particulate COD, a low BSCOD/N-ratio, and a strict effluent standard on nitrogen removal. On the other hand process trains based on activated sludge with no primary treatment and pre-denitrification is best suited for wastewater with a fraction of suspended COD and a high fraction of easily biodegradable COD.

### Chemical versus biological P-removal

Even though most of the phosphorous in wastewater is present on soluble form, primarily as ortho-phosphate, the survey shows that a surprisingly high fraction of phosphorous appears on particulate form. Chemical treatment removes both soluble and not soluble phosphorous, but so does also biological phosphate removal.

In chemical treatment soluble phosphate may be removed by precipitation/flocculation/separation, while non-soluble phosphate may be removed by coagulation/flocculation/separation. Fortunately the optimal process conditions for precipitation (by alum and iron) are very similar to those for coagulation. In biological treatment phosphate may be removed by at least four different mechanisms :

1. Enhanced phosphate uptake (bio-P)
2. Phosphate assimilation (cell-P)
3. Phosphate precipitation (metal-P)
4. Flocculation of phosphate containing particles (colloidal and suspended) (floc.-P)

In bio-P removal research, most of the emphasis has been directed towards the first of these mechanism. This may be understandable since this mechanism is the most "exotic" one from a researchers point of view. Enhanced biological phosphate uptake is, however, totally dependent upon the presence of readily biodegradable organic matter, i.e. volatile fatty acids. The survey gives reason to believe that the VFA concentration in many of the Scandinavian wastewaters is low. Nevertheless it has been demonstrated in practice that acceptable P-removal has been achieved in many biological treatment plants, even though the availability of VFA has been less than desired. Therefore, the other removal mechanisms may play a more important role than we think. Aspegren (1995) demonstrated that mechanism 2 and 3 were quite important.

In wastewater with characteristics common in Scandinavia, it is, however, reason to believe that also the flocculation mechanism plays a very important role in removing the particulate P. Assimilation plays an important role in removing the soluble P. Figures 10 is made to illustrate this. In this figure it is assumed that 80 % of the suspended P is removed by flocculation/separation while 50 % of the soluble COD and 20 % of the suspended COD leads to the production of biomass (yield: 0,4 g SS/g COD) that contains 1,5 % P.

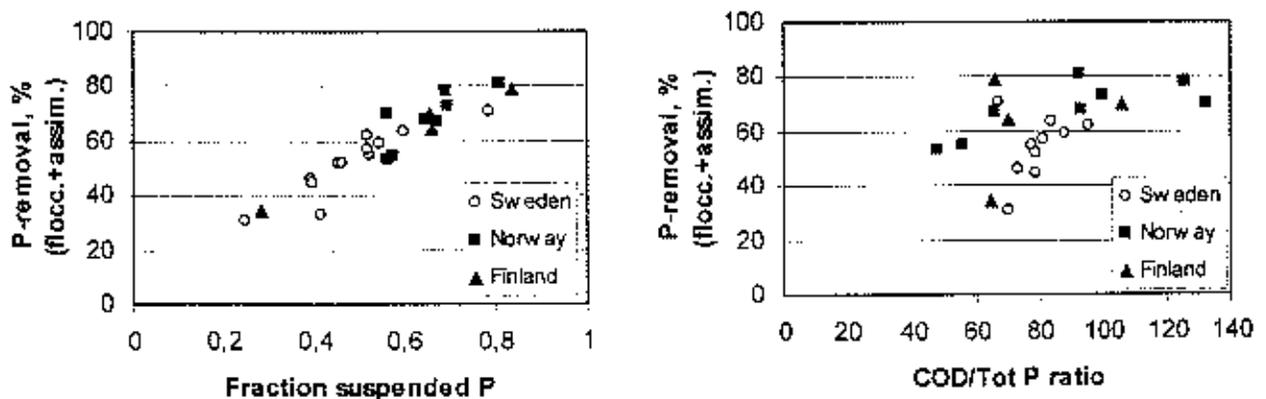


Figure 10. Calculated removal of P caused by bioflocculation and assimilation versus a) fraction suspended P and b) COD/tot P-ratio in Scandinavian plants

It can be seen that the removal that can be caused by the sum of the bio-flocculation and assimilation mechanisms, increases with increasing fraction of suspended P and increasing COD/P-ratio. It is interesting to note, that if one can accept these assumptions, more than 60 % of the phosphorous removal can be explained by the sum of the bio-flocculation and assimilation mechanisms. In many cases more than 80 % may be caused by these mechanisms. It is also interesting to note that in wastewater with a high fraction of suspended P, like in Norway, biological treatment may give high P-removal efficiencies even if the water has undesirable characteristics for enhanced phosphate uptake. Several of the Finnish plants are in the same situation, but in these plants assimilation of phosphate plays a more important role than in the Norwegian plants where bio-flocculation would be the dominant mechanism.

One should not forget that these are only calculations and not observations. They should, however, contribute to realising that biological phosphate removal is based on many different mechanisms that are not always well understood.

## Conclusions

It has been demonstrated that the wastewater in many of the treatment plants in the Nordic countries (Finland, Sweden and Norway) can be characterised as having:

- a high fraction of organic matter on suspended form
- a considerable fraction of phosphorous on suspended form
- a surprisingly high fraction of the nitrogen on suspended form

The wastewater in Norway was found to most dilute and the one in Finland most concentrated. In many plants the fraction of organic matter on readily biodegradable form can be expected to be quite low and the available carbon source for pre-denitrification and biological P-removal must be expected to be insufficient in many cases, especially in the Norwegian wastewater.

With these wastewater characteristics, much can economically be gained by enhancing particle separation in primary treatment, either by coagulation or by coarse filtration. By replacing some of the metal cation by a polymeric cation, excess sludge production can be minimised without destroying the phosphate removal efficiency, since the soluble phosphate concentration is very low in many cases.

For plants with strict N- and P-standards and a wastewater characterised by having a large fraction of the organic matter on particulate form, and a low fraction of readily biodegradable organic matter, there are two extreme process solutions, that may encompass many theme variations :

1. A compact treatment train based on enhanced particle separation by coagulation in the primary step followed by a combined pre- and post-denitrification biofilm process. Carbon source must be added or provided for by side-stream sludge hydrolysis (biological or thermal)
2. A voluminous treatment train based on a minimum of pre-treatment, followed by pre-denitrification (possibly combined with enhanced bio-P removal) in activated sludge with simultaneous precipitation. Side-stream biological sludge hydrolysis may be required in order to avoid addition of external carbon source.

## References

- Aspegren, H.: "Evaluation of a high loaded activated sludge process for biological phosphorous removal. Doctoral thesis, Lund University, Department of Water and Environmental Engineering, 1995
- Carlsson, H., Aspegren, H., Andersson, B. and Hilmer, A.: "Nitrogen removal in a single sludge EBPR process". VATTEN 53:65-74, Lund 1997
- Confer, D.R. and Logan, B.E.: "Location of protein and polysaccharide hydrolytic activity in suspended and biofilm wastewater cultures". *Wat.res.* Vol. 32, No. 1, pp 31-38, 1998
- Janning, K.F.: "Hydrolysis and oxidation of particulate organic matter in biofilters" PhD-thesis, Technical University of Denmark, Department of Environmental Science and Engineering, 1998
- Jeppson, U.: "Modelling the dynamics of wastewater treatment processes". VATTEN 53:83-99, Lund 1997
- Levine, A.D., Tchobanoglous, G. and Asano, T.: "Characterization of the size distribution of contaminants in wastewater; Treatment and reuse implications". *Journ. WPCF*, 57,2, pp. 805, 1985.
- Mattson, A.: "Pilot experiments used for design of activated sludge systems - some possibilities and pit-falls". VATTEN 53:57-63, Lund 1997
- Rautiainen, J.: "Operation and control of the nitrogen removal process carried out by high activated sludge concentration" *Proc. Nordic Seminar on Nitrogen Removal from Municipal Wastewater*, Otaniemi, 23-25. January 1995
- Æsøy, A. and Ødegaard, H.: "Nitrogen removal efficiency and capacity in biofilms with biologically hydrolysed sludge as carbon source." *Wat.Sci.Tech.* Vol. 30, No 6, pp 63-71, 1994
- Ødegaard, H.: "Fjerning av næringsstoffer ved rensing av avløpsvann" TAPIR Forlag, Trondheim, 1992. ISBN 82-519-1109-5.
- Ødegaard, H., Karlsson, I.: "Chemical wastewater treatment-Value for money". In Klute and Hahn (eds): *Chemical Water and Wastewater Treatment III*, Springer Verlag, Berlin/ Heidelberg, pp191-209, 1994.
- Ødegaard, H. and Skrøvseth, A.F.: "An evaluation of performance and process stability of different processes for small wastewater treatment plants. *Wat. Sci. Tech.* vol. 35, No. 6, pp. 119-127, 1997
- Ødegaard, H.: "Optimised particle separation in the primary step of wastewater treatment" *Wat.Sci.Tech.* Vol.37, No. 10, pp. 43-53, 1998
- Ødegaard, H., Ulgenes, Y., Brevik, D. and Liao, Z.: "Enhanced primary treatment in floating in filters". In Hahn, H., Hoffmann, E. and Ødegaard, H. (eds): "Chemical water and wastewater treatment V". Springer Verlag Berlin Heidelberg, pp 189-204, 1998
- Ødegaard, H. and Helness, H.: "Floating filters for particle removal in wastewater treatment". *Proc. WEC/ EWPCA/IWEM Speciality Conference, INNOVATION 2000*, Cambridge, UK, 7-10. July, 1998
- Østerhus, S.: "Karakterisering av nitrogenkomponentene i kommunalt avløpsvann". FAN-rapport R-4/81, SFT, Oslo, 1991

# Sammenligning af regler for kontrol med udledning af nitrogen og fosfor i Sverige, Norge, Finland, Danmark og EU

Jes la Cour Jansen\* og Niels Henrik Johansen\*\*

\*Afdelingen for VA-teknik, Lunds Teknisk Högskola, P.O.Box 118, S 221 00 Lund, Sverige. E-mail [jeslacour@tvrl.lth.se](mailto:jeslacour@tvrl.lth.se)

\*\* ENVICARE, Skodshøj 16, DK-9530 Støvring, Danmark. E-mail [nhj@envicare.com](mailto:nhj@envicare.com)

## Introduktion

Fastsættelse af udlederkrav til renseanlæg og regler for kontrol med overholdelsen er meget forskellig i Sverige, Norge, Finland, Danmark og EU. Selvom nogle lande er medlem af EU, er reglerne endnu ikke i alle detaljer tilpasset det fælles spildevandsdirektiv.

Kravenes konsekvens og strengthed kan ikke bedømmes alene ud fra de fastsatte kravværdier idet også de regler, der benyttes ved kontrollens gennemførelse er af betydning.

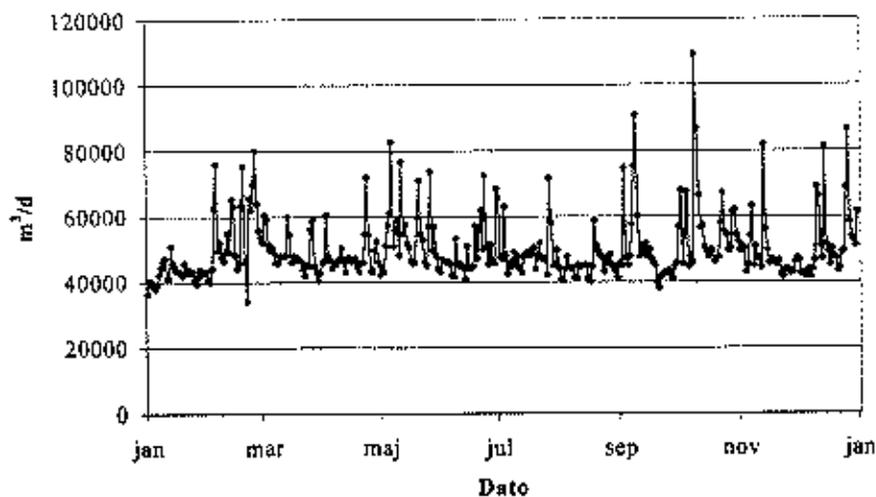
Nedenfor gennemgås reglerne i de enkelte lande og der foretages en sammenligning baseret på historiske data for 1997 fra Öresundsverket i Helsingborg. I sammenligningen benyttes generelt gældende regler og typiske kravniveauer. Det skal dog noteres at der i alle lande - og i EU direktivet - findes mange undtagelsesbestemmelser og muligheder for tilpasning til lokale forhold.

## Sammenligning af kontrolregler

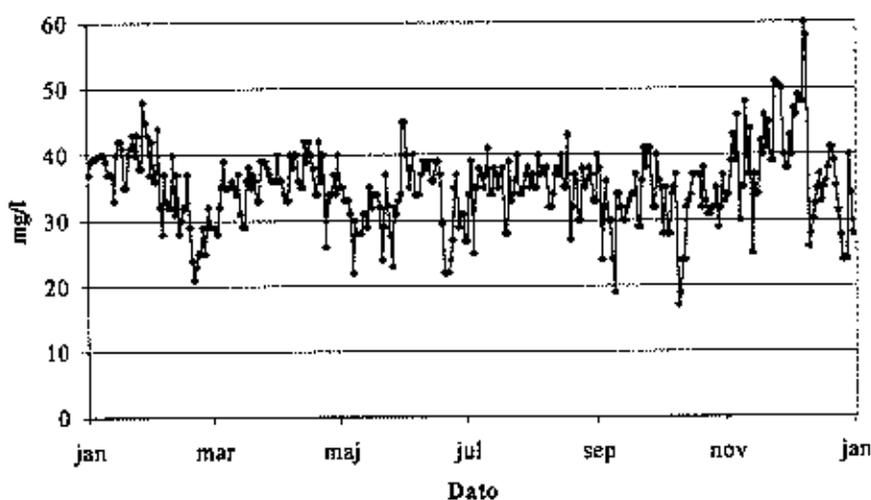
Udover opstilling af kravværdier og kontrolregler for de enkelte lande og EU illustreres reglerne konsekvens ved at sammenligne deres vurdering af den samme udledning. Til illustrationen benyttes data fra Öresundsverket i Helsingborg. Her foreligger analyser af dagligt udtagne flowproportionale døgnprøver. Dette datamateriale muliggør en beregning af hvordan kontrollen med udledningen ville falde ud med de regler, der benyttes i forskellige lande.

Figur 1 - 4 viser vandføringen, de dagligt målte til- og udløbskoncentrationer af Total-N og udløbskoncentrationer af Total-P.

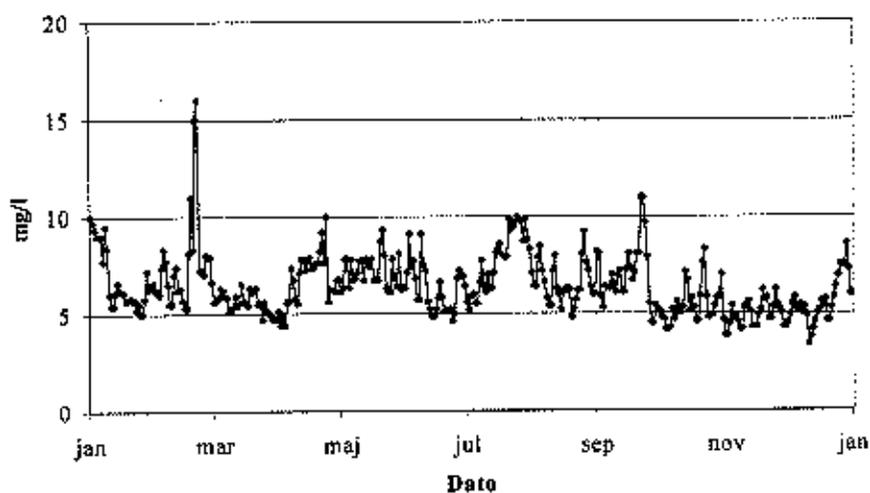
Det ses at Öresundsverket generelt har en god rensning; men at der i korte perioder sker forringelser, typisk i forbindelse med høj vandføring. Måling af afløbskvaliteten sker samlet for det rensede vand og overløb af afløbsvand under regn.



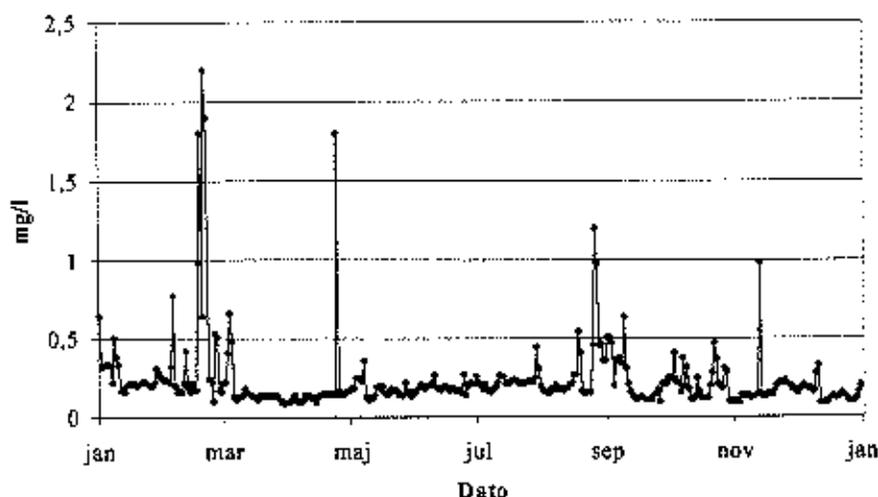
Figur 1. Vandføring på Öresundsverket i 1997



Figur 2. Tilløbskoncentrationer af Total-N på Öresundsverket i 1997



Figur 3. Udløbskoncentrationer af Total-N på Öresundsverket i 1997



Figur 4. Udledte koncentrationer af Total-P på Öresundsverket i 1997

Selve sammenligningen af de forskellige kontrolregler sker ved at optegne de såkaldte operationskarakteristikker for det enkelt sæt af kontrolregler. Disse kurver viser hvilken sandsynlighed for accept af udledningen, der findes som funktion af kontrolreglerne, af udlederkravet og naturligvis af vandkvaliteten. Princippet gennemgås i forbindelse med beskrivelsen af reglerne for Sverige.

## Kravværdier og kontrolregler i Sverige, Norge, Danmark, Finland og EU

Principper for fastsættelse af udlederkrav for anlæg med nitrogen og fosforkrav er meget forskellig i de nordiske lande og ingen af de lande, der er medlem af EU har endnu valgt kravværdier og kontrolregler helt svarende til EU's spildevandsdirektiv.

Det vil være meget vanskeligt i detaljer at beskrive kontrollen som den i praksis gennemføres på anlæg i de forskellige lande, idet der findes mange særregler og undtagelsesbestemmelser i de nationale regelsæt. Samtidig er det lokale eller særlige myndigheder, der indenfor generelle rammer, laver udledningstilladelsen for det enkelte anlæg. Nedenfor gives derfor kun en oversigt over de typiske kravværdier og kontrolmetoder. Derudover søges regleres konsekvenser tydeliggjort ved at benytte regelsættene på det samme datamateriale.

### Kravværdier og kontrolregler i Sverige

Kravværdier og kontrolregler fastsættes i Sverige for det enkelte anlæg af et koncessionsnævn/Länsstyrelsen. Tabel I giver en oversigt over de typiske gældende kravværdier. For nitrogen gives kravværdierne indenfor rammerne angivet i Kungörelse SNFS 1994:7, medens kravene til fosfor svarer til den praksis, der er etableret gennem en årrække. Kungörelsens krav til nitrogen ligger tæt på EU-direktivets kravværdier, men oprindeligt tolkede Statens Naturvårdsverk direkti-

vets berømte/berygtede fodnote, således at der blev åbnet op for flere forskellige kravniveauer og kravtyper. Disse mulighed er siden blevet inddraget således at det må forventes i praksis at være kravet på 10 mg/l Total-N (eller lavere), der vil være gældende for de større anlæg i Sverige. Kravet for enkelte anlæg er således allerede i dag skærpet til 8 mg/l Total-N.

*Tabel 1. Typiske minimumkrav til svenske kommunale renseanlæg*

Anlægsstørrelse PE	Nitrogen mg/l	Fosfor mg/l
10.000 < Anlæg < 100.000	15 eller 70% reduktion	0,3 - 0,5
Anlæg > 100.000	10 eller 70% reduktion	0,3 - 0,5

I den Svenske kravfastsættelse benyttes riktværde og gränsvärde. Riktvärde skal tilstræbes overholdt; men overskridelsen fører ikke umiddelbart til sanktioner. Det kræves dog at der foretages indgreb, som forhindrer gentagelse. Gränsvärde, angiver kravvärder som ubetinget på overholdes. For nitrogen er tabellens angivelser kun riktvärde, men der kan senere forventes fastsat gränsvärde. For fosfor er tabellens angivelser gränsvärde.

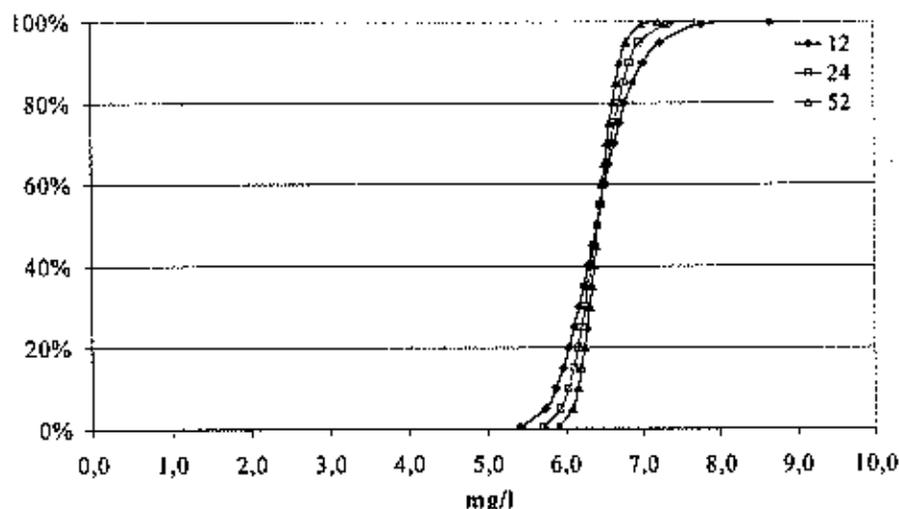
Kontrollen med overholdelsen af de angivne krav fastlægges normalt af Länsstyrelsen efter udlederkravene er fastlagt. Nitrogenkrav kontrolleres typisk som krav til årsmiddel af de udledte koncentrationer. Der foretages altså ikke vandføringsvægtning. Kontrollen baseres på typisk 12, 24 eller 52 flowproportionale døgnprøver pr år. Fosforkrav kontrolleres typisk med vandføringsvægtede ugeblandprøver; men når der skal tages middelværdi af et større antal ugeprøver tages der blot almindeligt aritmetrisk gennemsnit.

Når kravene for fosfor baseres på 52 ugeblandprøver er der tale om alkontrol, hvor resultatet af kontrollen ikke er påvirket af den statistiske usikkerhed, der er knyttet til kontrol, hvor kun et mindre antal stikprøver indgår. Den usikkerhed, der er knyttet til kontrollen, når den baseres på stikprøver kan tydeliggøres i de såkaldte operationskarakteristikker for kontrollen. Disse kurver viser ganske enkelt hvilken usikkerhed, der er knyttet til kontrollen af den konkrete udledning som funktion af de regler, der benyttes ved kontrollen, det fastsatte krav og naturligvis vandkvalitetens virkelige variationer som de kommer til udtryk for Öresundsverket i figur 1, 2, 3 og 4.

Figur 5 viser operationskarakteristikken for nitrogenkontrol med henholdsvis 12, 24 og 52 prøver efter de svenske regler. På x-aksen er angivet nitrogenkoncentration i mg/l. På y-aksen er angivet den sandsynlighed, udledningen fra Öresundsverket har for at blive accepteret med henholdsvis 12, 24 og 52 prøver, hvis kravet var som angivet på x-aksen.

Kurven er optegnet på basis af Monte Carlo simulationer, hvor der et stort antal gange er udtrukket det foreskrevne antal prøver og gennemført de foreskrevne kontrolberegninger. Kurven viser så hvor ofte udtrækningen resulterer i beregningerne lavere end værdien angivet på x-aksen. Det ses f.eks. at i 50% af udtrækningerne

gerne blev middelværdien af både 12, 24 og 52 prøver ca 6,4 mg/l som er tæt på udledningens middelværdi baseret på alle årets 365 dage. Hvis kravet på Öresundsverket svarede til denne middelværdi på 6,4 mg/l Total-N viser kurverne derfor at der er 50% sandsynlighed for at udledningen kasseret uanset hvor mange prøver der udtages. Hvis kravet var lidt højere f.eks. 7 mg/l ville udledningen blive godkendt med stor sikkerhed, hvis der udtages 52 prøver; men kun med ca. 90%'s sandsynlighed, hvis der kun udtages 12 prøver. Når prøveantallet øges ses, at kurverne bliver stejlere således at risikoen for fejlbedømmelse af vandkvaliteten mindskes.

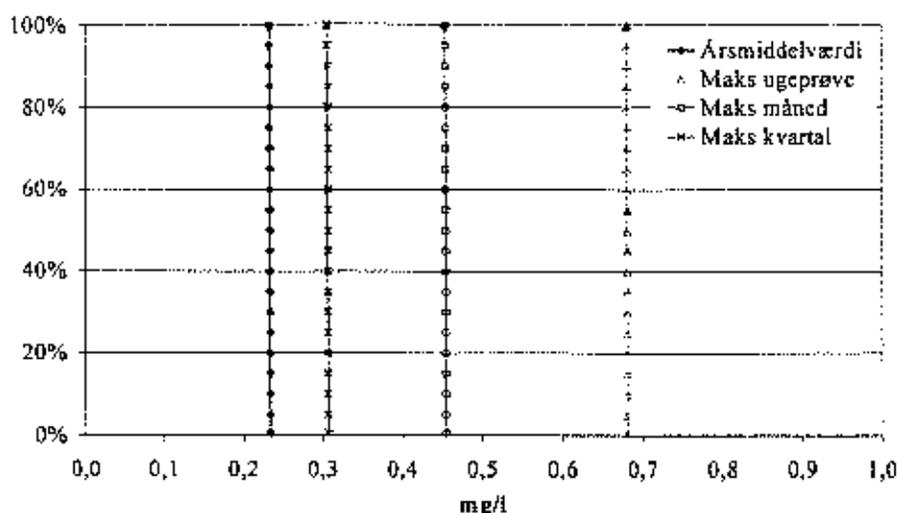


Figur 5. Operationskarakteristik for udledningen af Total-N fra Öresundsverket med 12, 24 og 52 prøver efter de svenske kontrolregler.

Anlægget kan således let overholde dagens krav på 10 mg/l Total-N idet accept-sandsynligheden stort set er 100% ved alle krav større end 8 mg/l selv ved 12 prøver.

For fosfor viser figur 6 tilsvarende operationskarakteristikker for kontrol baseret på ugeblandprøver. I figuren er vist kontrol med 52 ugeblandprøver af et krav til den årlige middeludledning til den maksimale kvartals- og månedsmiddelværdier (middel af 4 eller 5 ugeprøver) samt et krav til at ingen enkelt ugeprøve må overskride kravværdien. Der er i alle tilfælde tale om alkontrol, hvor hele afløbsmængden indgår i kontrollen, således at der ikke bliver nogen statistisk usikkerhed som følge af at der kun udtages prøver på udvalgte dage. Kurverne bliver derfor lodrette svarende til årsmiddelværdi, største kvartals- og månedsmiddelværdi samt højst målte koncentrationen i en ugeblandprøve.

Det ses af figur 6, at Öresundsverket let overholder det stillede krav om årsmiddelværdi på 0,3 mg/l Total-P idet årsmiddelværdien er 0,23 mg/l. Det ses at det ikke er muligt at overholde denne kravværdi, hvis kravet stilles til kvartalsmiddelværdi, månedsmiddelværdi eller som krav til maksimalværdi af hver enkelt ugeprøve.



Figur 6. Operationskarakteristik for udledningen af Total-P fra Øresundsverket med krav til gennemsnit af 52 ugeblandprøver, med krav til kvartals- og måneds-middelværdi (4 eller 5 ugeprøver) samt krav til maksimalværdi af hver enkelt ugeprøve.

### Kravværdier og kontrolregler i Norge

Kravværdier og kontrolregler fastsættes i Norge af Fylkesmanden indenfor de generelle rammer, der er fastlagt af Statens Forurensningstilsyn/Miljøvern-departementet. I Veiledning 93:07 fra SFT gives en oversigt over renskrav og kontrolsystem som grundlag for Fylkesmandens opfølgning af rensningen på kommunale renselanlæg.

Tabel II giver en oversigt over grænseværdier for fosfor opdelt på type og størrelse af anlæg. I tabellen er angivet krav til middeludløbskoncentration K1 som beregnes på baggrund af alle kontrolprøver og K2 som er krav til den højest tilladte enkeltværdi.

Tabel II. Grænseværdier for fosfor i Norge

Type anlæg og størrelse i PE	Total-P mg/l	
	K1	K2
Simultanfældning		
< 1000	0,8	1,5
Efterfældning		
< 1000	0,5	1,0
1000-10.000	0,4	0,8
10.000-20.000	0,3	0,6
> 20.000 PE	0,25	0,5
Mekanisk Kemisk		
< 1000	0,6	1,2
1000-10.000	0,5	1,0
10.000-20.000	0,4	0,8
> 20.000	0,3	0,6

For nitrogen angives i vejledningen, at renseseffekten på årsbasis skal være mindst 70%. Dette krav er foreløbigt indtil der foreligger driftsresultater fra fuldskalaanlæg i Norge. Sådanne erfaringer er nu til stede og der er givet de første tilladelser, hvor der udover krav til rensningsgrad stilles krav til udledt koncentration. Der er således stillet krav helt ned til 8 mg/l Total-N.

Kontrollen med overholdelsen af de angivne kravværdier sker for større anlæg baseret på ugeblandprøver, medens der for mindre anlæg også kan være tale om flowproportionale døgnprøver. I tabel III gives et uddrag af vejledningens regelsæt idet der alene angives krav for fosfor.

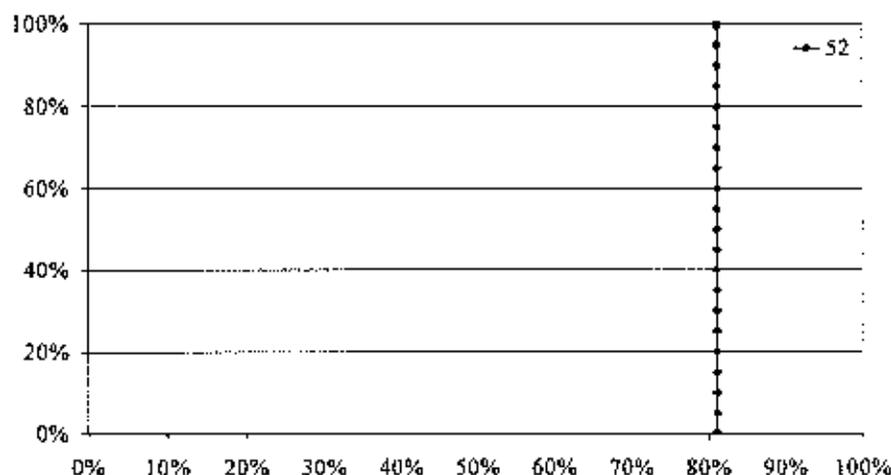
*Tabel III Forslag til prøvetagningstype og frekvens i Norge for anlæg med fosforfjernelse. Der er i alle tilfælde tale om ugeblandprøver.*

Anlægstype	Prøvetagningstype og prøveantal pr. år opdelt på størrelse i PE			
	100-1000	1001-10.000	10.001-30.000	> 30.000
Biologisk Kemisk + Kemiske anlæg	6U	12U	24U	52U

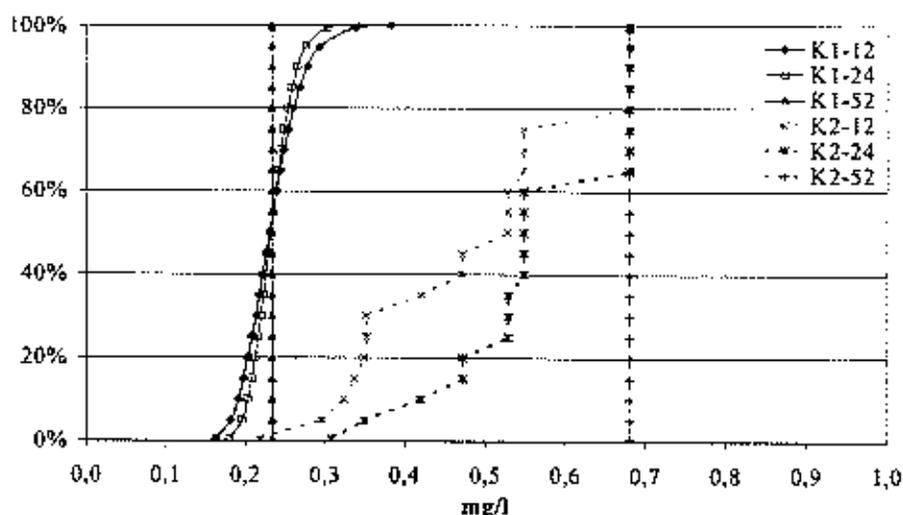
For anlæg der er udbygget med nitrogenrensning angives i vejledningen at udløbskontrollen vil være baseret på 52 ugeblandprøver. For anlæg, hvor der ikke sker nitrogenrensning kan der alligevel stilles nitrogenkrav og kontrollen kan i så fald baseres på et mindre antal ugeblandprøver eller på døgnprøver ved små anlæg.

Det ses at for større anlæg vil kontrollen med både fosfor og nitrogen ske som alkontrol, hvor der i kontrollen indgår ugeblandprøver for alle årets uger. Ved mindre anlæg reduceres kravet til kontrolomfang således at der her kommer til at indgå statistisk usikkerhed, idet kun et uddrag af årets uger indgår i beregningen.

Figur 7 og 8 viser operationskarakteristikken for kontrollen med nitrogen og fosfor for Øresundsverket beskrevet ovenfor, når den baseres på 52 uger (alkontrol) og for fosfor yderligere på henholdsvis 24 og 12 ugeprøver. For fosfor er der angivet kurver for krav til middelværdi (K1) og for krav til maksimalværdi (K2).



*Figur 7. Operationskarakteristik for udledningen af Total-N fra Øresundsverket efter de norske kontrolregler.*



Figur 8. Operationskarakteristik for udledningen af Total-P fra Øresundsverket med 12, 24 og 52 prøver efter de norske kontrolregler. Der er angivet kurver for både krav til middelværdi, K1, og til maksimalværdi, K2.

Det ses at for nitrogen bliver kurven lodret svarende til middelværdien af den %vise rensning de 52 uger. Ethvert krav mindre end middelrensegraden på ca 80% kan overholdes, medens ethvert krav til større rensegrad konstateres overskredet med 100%'s sikkerhed.

For fosfor er det samme naturligvis gældende ved kontrol baseret på 52 ugeprøver, uanset om kravet stilles til middeludledningen eller til den maksimalt tilladelige ugeudledning. Når prøveantallet falder øges den statistiske usikkerhed i bedømmelsen.

Det ses at kravet til maksimalværdi giver en meget usikker kontrol, idet operationskarakteristikken er flad. Dette skyldes at kontrol baseret på enkeltværdier/maks værdier bliver meget afhængig af om nogle få ekstremværdier indgår i stikprøvekontrollen eller ej. For kurverne svarende til kontrol af middeludledningen ses at alle kurver skærer hinanden i anlæggets middeludledning og at de 24 prøver naturligvis giver en sikrere bedømmelse idet kurven er stejlere, således at det kravinterval, hvor der er usikkerhed om den korrekte bedømmelse af den sande vandkvalitet er ganske snævert.

### Kravværdier og kontrolregler i Danmark

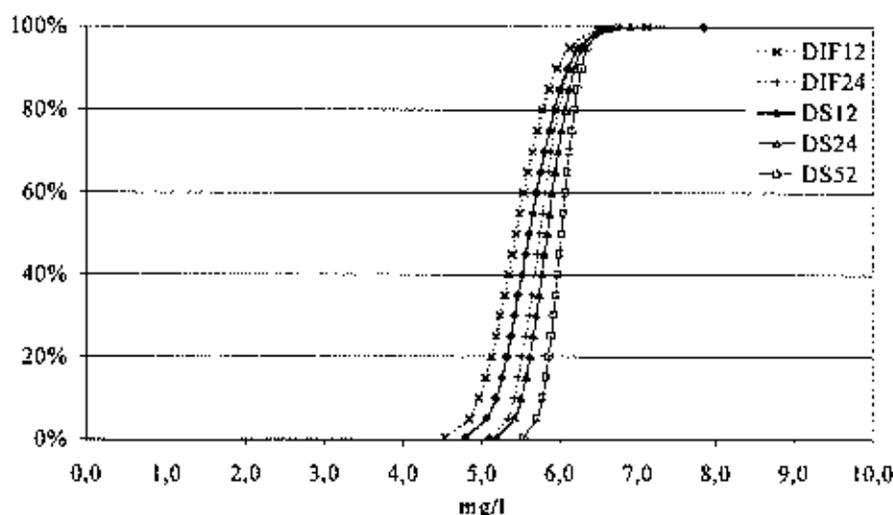
Kravværdier fastsættes i Danmark af amtskommunerne indenfor rammer fastlagt af Miljøstyrelsen/Folketinget. Tabel IV giver en oversigt over de nationalt gældende kravværdier i Danmark. De danske amter kan stramme kravene begrundet i recipienthensyn både vedrørende kravenes størrelse; og vedrørende størrelsen af de anlæg der er omfattet af kravene. Sådanne stramminger er gennemført i betydeligt omfang for fosfor med typisk stramning til 1 mg/l. For nitrogen er skærpselserne sjældne; men der findes dog anlæg med udlederkrav ned til 5 mg/l Total-N.

Tabel IV. Generelle minimumkrav til danske kommunale renseanlæg

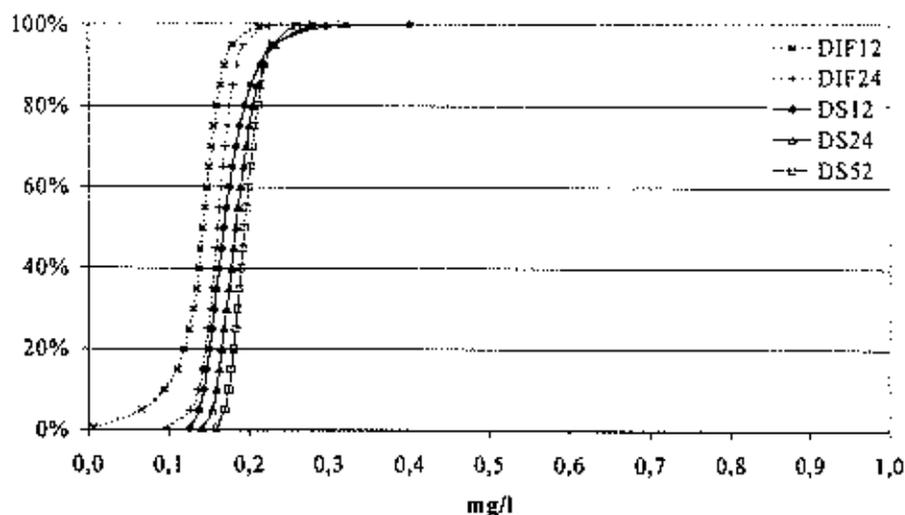
Anlægsstørrelse PE	Total-N mg/l	Fosfor mg/l
< 5.000	ingen generelle krav	
Nye anlæg > 5.000	8	1,5
Eksisterende anlæg > 5.000 og < 15.000	ingen krav	1,5
> 15.000	8	1,5

Kontrollen med overholdelse er hidtil sket efter en bekendtgørelse udsendt af Miljøstyrelsen, hvor reglerne er baseret på en anvisning fra Dansk Ingeniørforening. Der er dog netop udarbejdet en ny Dansk Standard DS 2399 Afløbskontrol. Statistisk kontrolberegning af afløbsdata. Den er under udsendelse således at kontrollen i fremtiden skal ske i henhold hertil. Hovedprincippet i begge regelsæt er at de angivne kravværdier skal opfattes som vandføringsvægtede årsmiddelværdier. Reglerne er baseret på statistisk stikprøvekontrol kendt fra den industrielle kvalitetskontrol. De er således indrettet at udlederen er sikret høj grad af accept (mindst 95%) hvis udledningen i virkeligheden (dvs. hvis der blev foretaget kontrolmålinger hver dag) overholder udlederkravet medens kontrollen kun baseres på et mindre antal stikprøver (flowproportionale døgnprøver). Kontrollen baseres normalt på udtagning af 12 eller 24 prøver fordelt over året; men prøveantal op til 52 pr år ligger indenfor standardens rammer. Når året er gået foretages en statistisk beregning, hvorefter det kan afgøres om udlederkravet er overholdt.

Figur 9 og 10 viser operationskarakteristikker for kontrollen med nitrogen og fosfor når den baseres på 12 og 24 prøver efter de hidtidige regler og for de fremtidige efter DS 2399 yderligere for 52 prøver.



Figur 9. Operationskarakteristik for udledningen af Total-N fra Øresundsverket med 12 og 24 prøver efter de hidtidige regler og med 12, 24 og 52 prøver efter DS 2399.



Figur 10. Operationskarakteristik for udledningen af Total-P fra Öresundsverket med 12 og 24 prøver efter de hidtidige regler og med 12, 24 og 52 prøver efter DS 2399.

Det ses at Öresundsverket ikke vil have problemer med at overholde udledningstilladelsens krav på 10 mg/l Total-N, hvis kontrollen sker efter de danske regler. For alle krav større end ca 6,5 mg/l Total-N vil udledningen med stor sikkerhed blive godkendt.

Det ses at anlægget heller ikke vil have problemer med at overholde kravet på 0,3 mg/l Total-P, hvis de danske regelsæt benyttes, idet alle krav på 0,3 mg/l og derover vil være overholdt med meget stor sandsynlighed.

Det karakteristiske for de danske regler er at alle kurverne skærer hinanden i anlæggets middeludledning, hvor der er 95% sandsynlighed for accept. Reglerne sikrer altså udlederen mod fejlagtig forkastelse som følge af den statistiske usikkerhed. Det ses desuden at de nye regler er lidt strammere end de hidtidige idet kurverne for samme prøveantal ligger lidt længere til højre i diagrammet.

### Krav og kontrolregler i Finland

Rensningskrav fastsættes i Finland altid af en af landets tre vanddomstole med Overvanddomstolen som klageinstans. Siden Finlands tilslutning til EU og implementeringen af EU' spildevandsdirektiv i den finske lovgivning indgår direktivets krav som minimumkrav ved kravfastsættelsen. Vanddomstolene er derfor uafhængige af tilsynsmyndigheden og kun underlagt loven. I almindelighed følger Vanddomstolene dog tilsynsmyndighedernes "krav" til udledningvilkår.

Tidligere blev kravene til fosfor typisk fastlagt til mellem 0,5 og 1,5 mg/l Total-P stillet som krav til årsmiddel, halvårsmiddel eller kvartalsmiddelværdi. Kravene blev ofte suppleret med et procentuelt reduktionskrav på 90 - 95 %.

I det ny vandbeskyttelsesprogram bliver kravene skærpet, således at der kræves 98,5%'s reduktion og krav til udgående koncentration helt ned til 0,15-0,3 mg/l

Total-P for visse renseanlæg beliggende ved kritiske recipienter. Kravene vil generelt være recipientbaseret.

For nitrogen har vanddomstolene indtil nu stillet krav til 4 anlæg, hvor der i alle tilfælde er stillet procentuelle reduktionskrav på 60 - 65 % som årsmiddelværdi og 70% når temperaturen er over 12 °C. I Statsrådet er der i en beslutning fra den 15.10.98 opstillet de krav, der er angivet i tabel V.

*Tabel V. Krav til nitrogen i Finland*

Ved temperatur over 12 °C

Generelt krav om 70% reduktion som årsmiddel

Anlæg mellem 10.000 og 100.000 PE	15 mg/l som middelværdi
Anlæg > 100.000 PE	10 mg/l som middelværdi

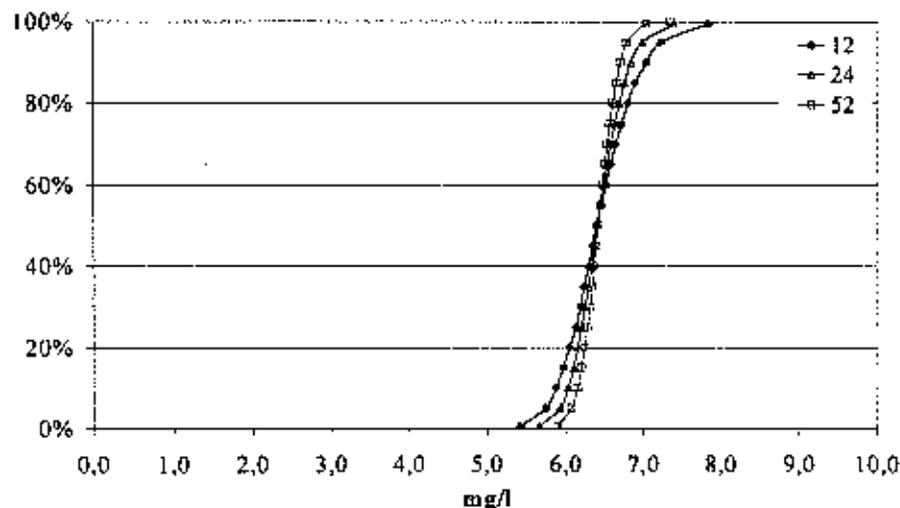
Maksimal værdi af enkelt døgnprøve	20 mg/l
------------------------------------	---------

Overvågningen sker i alle tilfælde med flowproportionale døgnprøver med mellem 12 og 52 prøver pr år for de større anlæg.

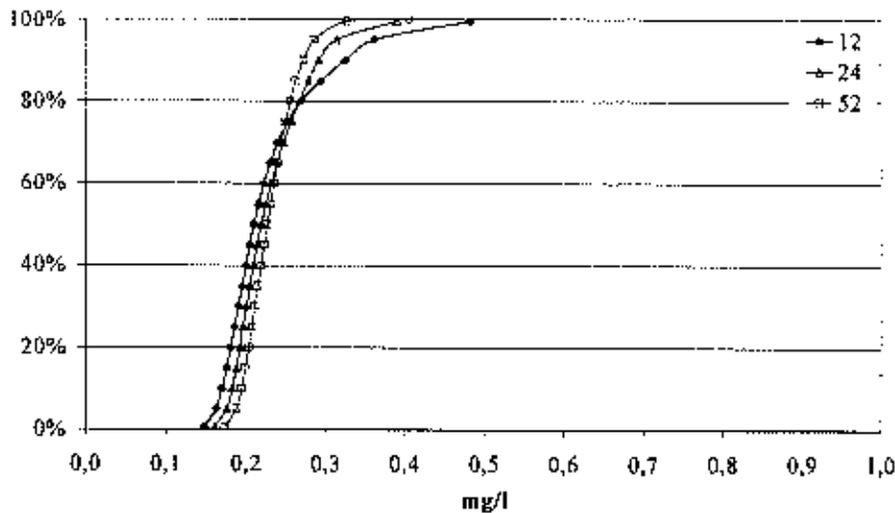
Figur 11 og 12 viser operationskarakteristikker for kontrollen med nitrogen og fosfor når de baseres på 12, 24 og 52 prøver pr år.

For nitrogen er vist kravene til koncentrationer som årsmiddelværdier. Kravet til enkeltprøver er ikke interessant i det aktuelle tilfælde, da alle udløbsværdier er væsentligt lavere end 20 mg/l. Den angivne temperaturgrænse benyttes ikke. Det finske krav baseret på procentuel rensning svarer helt til det norske vist i figur 7.

For fosfor er figuren udarbejdet svarende til koncentrationskravene.



*Figur 11. Operationskarakteristik for udledningen af Total-N fra Öresundsverket baseres på 12, 24 og 52 prøver efter det finske regelsæt baseret på koncentrationskrav.*



Figur 12. Operationskarakteristik for udledningen af Total-P fra Öresundsverket baseres på 12, 24 og 52 prøver efter det finske regelsæt baseret på koncentrationskrav.

Det ses at Öresundsverket ikke vil have problemer med at overholde udledningstilladelsens krav på 10 mg/l, hvis kontrollen sker efter de finske regler. For alle krav større end ca 8 mg/l Total-N vil udledningen med stor sikkerhed blive godkendt.

Det ses at anlægget nok i almindelighed vil overholde kravet på 0,3 mg/l Total-P, hvis EU's regelsæt blev benyttet. Hvis der kun blev udtaget 12 prøver ville anlægget dog kun have en sandsynlighed på 85% for accept.

Det ses at kurverne for nitrogen skærer hinanden i anlæggets middeledning, hvor der er 50% sandsynlighed for accept. Reglerne fordeler altså usikkerheden ved den stikprøvevise kontrol ligeligt mellem udlederen og "recipienten". For fosfor bevirker de få ekstremværdier at kurverne krydser hinanden lidt højere.

### Kravværdier og kontrolregler i EU

I EU's spildevandsdirektiv er fastlagt kontrolregler for alle unionens renselanlæg med udledning til følsomme recipienter. Medlemsstaterne er forpligtet til at overholde disse regler eller etablere strengere regler.

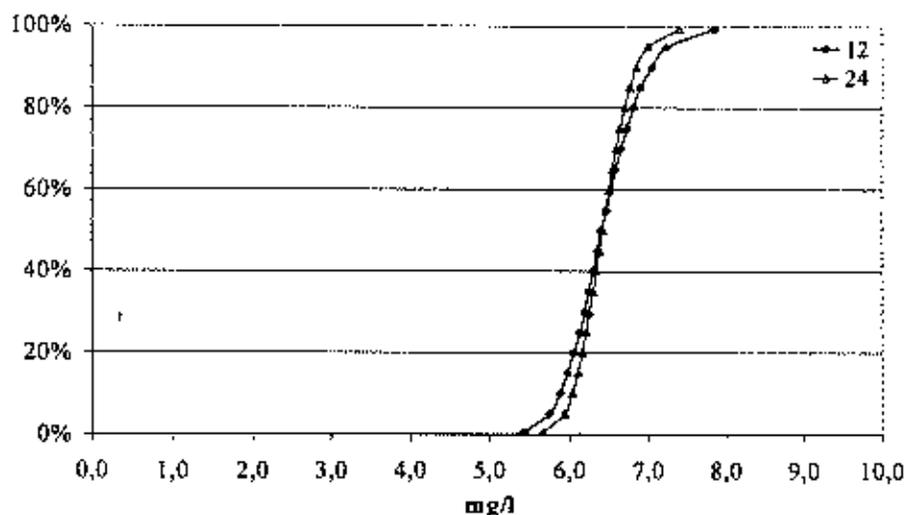
Tabel VI giver en oversigt over direktivets generelle kravværdier for nitrogen og fosfor.

Tabel VI. Spildevandsdirektivets generelle kravværdier for nitrogen og fosfor

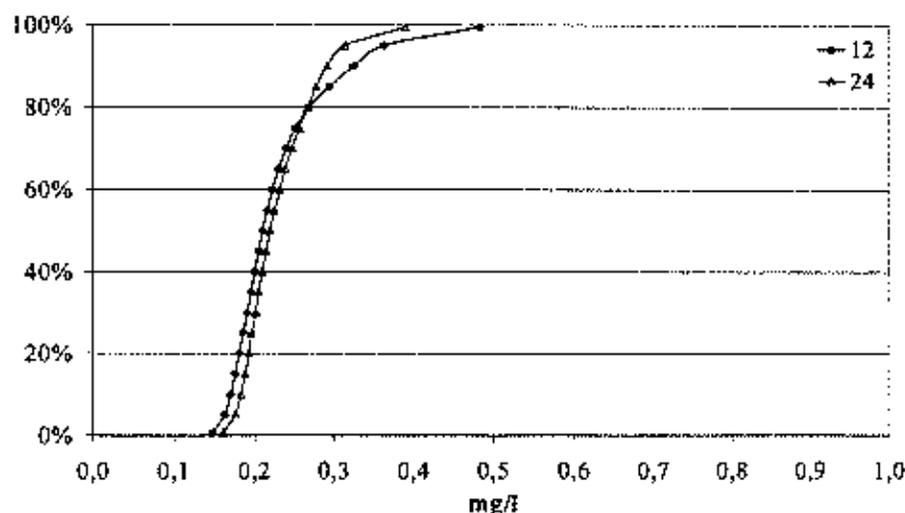
Anlægsstørrelse PE	Nitrogen mg/l	Fosfor mg/l
< 10.000	ingen generelle krav	
10.000 < Anlæg < 100.000	15 eller >70% reduktion	2 eller >80% reduktion
Anlæg > 100.000	10 eller >70% reduktion	1 eller >80% reduktion

De angivne kravværdier skal opfattes som middelværdien af de målte koncentrationer på prøver indsamlet jævnt over året. Prøveantallet afhænger af anlæggets størrelse, således at der indsamles minimum 12 prøver pr år for anlæg mellem 10.000 PE og 49.999 PE og 24 prøver pr år for større anlæg.

Figur 13 og 14 viser operationskarakteristikker for kontrollen med nitrogen og fosfor når den baseres på 12 og 24 prøver efter EU's regelsæt, hvor der benyttes tabellens koncentrationskrav.



Figur 13. Operationskarakteristik for udledningen af Total-N fra Öresundsverket baseres på 12 og 24 prøver efter EU's regelsæt.



Figur 14. Operationskarakteristik for udledningen af Total-P fra Öresundsverket baseres på 12 og 24 prøver efter EU's regelsæt.

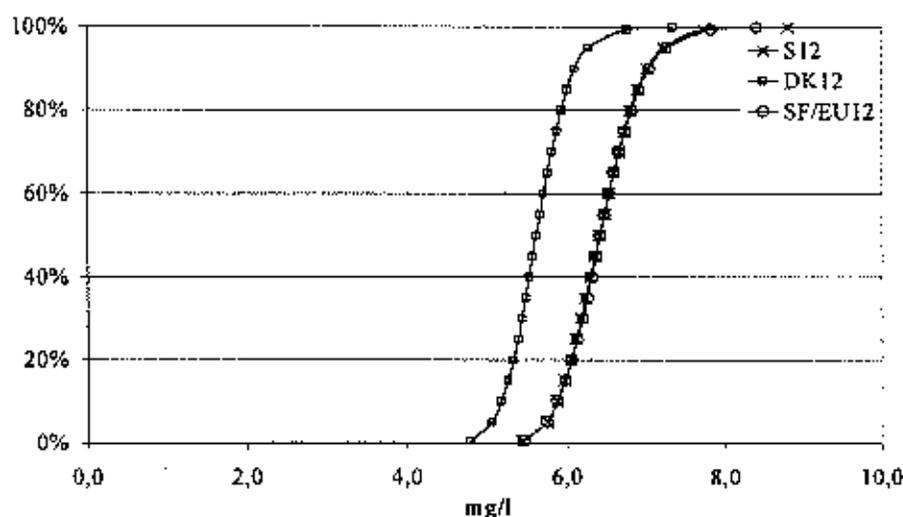
Det ses at Öresundsverket ikke vil have problemer med at overholde udledningstilladelsens krav på 10 mg/l, hvis kontrollen sker efter EU's regler. For alle krav større end ca 8 mg/l Total-N vil udledningen med stor sikkerhed blive godkendt.

Det ses at anlægget nok i almindelighed vil overholde kravet på 0,3 mg/l Total-P, hvis EU's regelsæt blev benyttet. Hvis der kun blev udtaget 12 prøver ville anlægget dog kun have en sandsynlighed på 85% for accept.

## Sammenligning af kontrolregler

Det fremgår ovenfor, at de 4 nordiske land og EU sætter krav til udledning af fosfor og nitrogen på hver sin måde og benytter vidt forskellige regler til at kontrollere kravenes overholdelse. Det er derfor ikke helt enkelt at sammenligne de krav, der stilles til rensning af afløbsvand. Det er dog muligt at trække visse centrale forskelle frem med udgangspunkt i kontrollen af udledningen fra Öresundsverket med de forskellige regelsæt, som det er gjort i forbindelse med gennemgangen ovenfor.

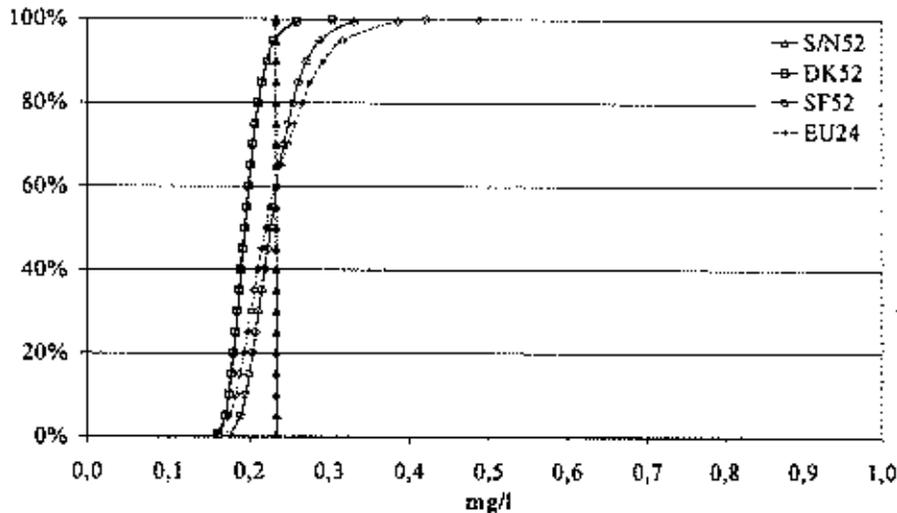
Figur 15 viser således operationskarakteristikkerne for kontrollen med udledningen af nitrogen baseret på 12 prøver for reglerne fra Sverige, Danmark, Finland og EU. Reglerne fra Norge indgår ikke her, da de baseres på procentuel rensning.



Figur 15. Operationskarakteristikkerne for kontrollen med udledningen af nitrogen baseret på 12 prøver med reglerne fra Sverige, Danmark, Finland og EU. Reglerne fra Norge indgår ikke her, da de baseres på procentuel rensning.

Det ses at de finske og svenske regler stort set er identiske med EU's regelsæt. De finske regler baseres på døgnpøver helt som EU's regler medens de svenske baseres på ugeblandprøver. De danske regler ses at være noget mildere end de øvrige idet kurven ligger længere til venstre i diagrammet. Afstanden ses at være ca. 1 mg/l Total-N, således at et krav med de danske regler skal være 1 mg/l lavere for at bedømmelsen skal være lige så streng. Det fremgår af gennemgangen af de enkelte landes kravværdier at de danske krav typisk er 2 mg/l Total-N lavere end de øvrige landes, således at bedømmelsen af nitrogenudledningen fra de danske rensanlæg er lidt strengere end for de øvrige lande; men altså ikke helt så meget som det ser ud alene ud fra kravværdien.

Figur 16 viser operationskarakteristikkerne for kontrollen med udledning af fosfor når den baseres på 52 prøver fra Sverige, Danmark, Norge og Finland. Der er også medtaget kurven svarende til EU's krav med 24 prøver, idet dette antal er det højst benyttede.



Figur 16. Operationskarakteristikkerne for kontrollen med udledning af fosfor når den baseres på 52 prøver fra Sverige, Danmark, Norge og Finland. Der er også medtaget kurven svarende til EU's krav med 24 prøver, idet dette antal er det højst benyttede.

Det ses at de norske og svenske regler er identiske og at der i begge lande gennemføres alkontrol baseret på 52 ugeblandprøver pr år (operationskarakteristikken er lodret). Kontrollen i disse lande sikrer derfor en helt korrekt bedømmelse af vandkvaliteten uden statistisk usikkerhed.

I Finland og Danmark baseres kontrollen på 52 flowproportionale døgnprøver således at der her introduceres en vis statistisk usikkerhed. For EU-reglerne er der kun udtaget 24 prøver idet det er direktivets maksimumantal. EU's og de finske regler er således indrettet at den statistiske usikkerhed ved stikprøvekontrollen fordeles ligeligt mellem udlederen og recipienten således at der er ca. 50% chance (hvis resultaterne er normalfordelt) for at bedømme forkert, hvis udledningen i virkeligheden lige ligger på kravet. Det ses desuden at dersom kravet er 0,25 mg/l vil der kun være 90% sandsynlighed for accept med de finske regler selvom vandkvaliteten i virkeligheden er noget bedre. Årsagen er at høje værdier lejlighedsvis vil være overrepræsenteret i en sådan grad at vandkvaliteten bedømmes væsentligt ringere end den i virkeligheden er. Det ses også at betydningen af dette fænomen øges når prøveantallet reduceres idet EU's regler baseret på 24 prøver kun vil blive accepteret i ca 80% af tilfældene med kravet 0,25 mg/l.

I Danmark er reglerne udformet således at udlederen har stor accept for godkendelse, dersom kvaliteten i virkeligheden er i orden. Det ses også at den danske operationskarakteristik skærer den norske og svenske således at der er 95% sand-

synlighed for accept, dersom kravet svarer til udledningens sande middelværdi. Prisen for denne beskyttelse af udlederen er at ringe vandkvalitet kan uopdaget igennem kontrollen. Det ses f.eks. at dersom kravet er 0,2 mg/l vil den aktuelle vandkvalitet alligevel slippe igennem kontrollen med 80%'s sandsynlighed, selv om den altså i virkeligheden er noget ringere end dette krav.

# PROSESSLØSNINGER OG DRIFTSSTRATEGIER FOR NITROGENFJERNING VED BEKKELAGET RENSEANLEGG, OSLO

Ole Jakob Johansen, Ph.D., Oslo vann- og avløpsverk  
Søren Gotthardson, Purac

## Historikk

Bekkelaget renseanlegg ble bygd i 1964 som et biologisk anlegg etter aktivslamprinsippet. Anlegget renser avløpsvann fra Oslos østre og søndre distrikter samt deler av avløpet fra Opegård kommune. Den totale belastning uttrykt i nitrogenekvivalenten tilsvarer ca. 300.000 pe. Fordi anlegget etter hvert ble betydelig overbelastet ble anlegget fra begynnelsen av 90-tallet ombygd og drevet som et to-trinns kjemisk fellingsanlegg med jernklorid og polymer som koagulanter. Slambehandlingen består av fortykning, utråkning og avvanning i sentrifuger. Renseresultatene har de siste tre år vært bedre enn 93% fosforfjerning, som er konsesjonskravet.

I 1991 ga fylkesmannen for Oslo og Akershus fylker Oslo kommune pålegg om 70% nitrogenfjerning fra avløpsvannet på Bekkelaget. Tiltakene skulle være slutført i løpet av 1996. Som en følge av dette satte Oslo vann- og avløpsverk i 1992 i gang en 2-års omfattende forsøksvirksomhet for å kunne foreta et prosessvalg som var egnet for nitrogenfjerning ved Bekkelaget. Miljøverndepartementet bevilget ca. 20 mill. kr til prosjektet. Etter vurderinger av plassbehov, prosess og kostnadsoverslag for investering og drift ble det satt i gang forsøksrensing med fire forskjellige rensekonsepter:

- Kaldnes biofilmprosess
- Rislefilter for nitrifikasjon, sandfilter for denitrifikasjon.
- BIOSTYR fastfilmfilter
- Aktivslam med fordenitrifikasjon

Resultatene fra driften av de fire forsøksanleggene viste at rensekravene kunne oppfylles ved alle fire varianter. Valg av hovedprosess ble derfor i første rekke basert på en teknisk-økonomisk analyse av de ulike alternativer for nitrogenfjerning. I tillegg ble det lagt vekt på faktorer som høy driftsstabilitet, tilpasning til eksisterende anlegg og ulike miljømessige forhold.

Kostnadsberegningene viste at aktivslamalternativet med fordenitrifikasjon hadde de laveste årskostnader. I 1993 vedtok derfor bystyret å bygge ut Bekkelaget for nitrogenfjerning i samsvar med fylkesmannens pålegg og etter aktivslamalternativet.

Da aktivslam med fordenitrifikasjon er meget plasskrevende ble det nødvendig å legge anlegget i fjell. Det eksisterende anlegg skulle anvendes for slambehandling og forsedimentering og direktefelling ved store vannmengder. Selve nitrogenfjerningstrinnet inklusiv sandfiltrering for fjerning av suspendert stoff og fosforreduksjon skulle legges i fjell.

Byggingen av det nye anlegget startet i første halvår 1994, men bystyret vedtok, på grunn av kostnadsoverskridelser, å stanse arbeidene allerede i desember samme år. Fjellarbeidene var da utført og alle maskinentrepriser bestilt. Videre forelå tilbud på byggetekniske arbeider. De reviderte kostnadsoverslagene hadde da steget fra 156 til 195 mill. kr.

Et annet motiv for stans i prosjektet og nedleggelse av Bekkelaget renseanlegg var å frigjøre arealene til havneformål. Dette fordi miljøvernmyndighetene på samme tid stanset den planlagte havneutvidelsen ved Filipstad (Oslo sentrum). Nedleggelsen kunne realiseres ved at avløpsvannet ble ført over til VEAS.

Da de andre eierkommunene ikke var interessert i å motta avløpsvannet for rensing på VEAS fattet bystyret i august 1996 vedtak om å gå ut med en ny tilbudsrunde for utbyggingen av Bekkelaget renseanlegg. I alt 4 forskjellige utbyggingsalternativer skulle undersøkes. To av alternativene var videreføringen av det påbegynte prosjekt, hvorav det ene forutsatte at det nåværende renseanlegg ble avviklet slik at hele renseanlegget ble plassert i fjell. Ett alternativ var totalentreprise for et renseanlegg plassert i fjell. For alle alternativene skulle det tilbys drift av renseanlegget i 15 år. Driftstilbudet skulle være en opsjon for kommunen.

### **Anskaffelsesstrategi**

Fylkesmannen i Oslo og Akershus har helt siden pålegget om nitrogenfjerning i 1992 lagt stort press på kommunen for å få gjennomført de nødvendige tiltak. Fra 01.07.98 påla han således forurensningsgebyr på kr 30.000,- pr. dag inntil anlegget er i drift. Det måtte derfor legges opp en stram tidsplan for prosjektet. Det er første gang et slikt forurensningsgebyr er gitt til en norsk kommune.

På grunn av det nye prosjektets kompleksitet med hensyn til antallet alternative utbyggingsformer og prosessløsninger ble det etter en kort tids arbeid klart at det ikke ville være hensiktsmessig å gjennomføre prosjektet med byggherrestyrte delentrepriser basert på detaljspesifikasjoner. En ytterligere usikkerhet var hvordan leverandørmarkedet ville reagere på oppgaven å respondere både på delentrepriser og totalentrepriser samt hvilken tillit OVA hadde i markedet i forhold til et nytt byggherrestyrt prosjekt. På denne bakgrunn ble følgende strategi valgt:

- Alle tidligere inngåtte avtaler ble hevet.
- Totalentreprise og ytelsesbasert spesifikasjon
- Alle alternativer i samme forespørsel
- Drift skulle tilbys på alle tilbudte løsninger

- Faste priser i hele byggeperioden
- Bruk av Norsk Fabrikasjonskontrakt fordi prosjektet inneholdt både prosessutstyr og entreprenørtjenester
- Prekvalifisering, 6 leverandører søkte, 4 ble godkjent.
- Ytelsesgarantier, slik at så godt som all risiko ble overført til leverandør.

Blant de definerte ytelseskrav i forespørselen kan nevnes:

- Krav til vannbehandlingen (med utgangspunkt i konsesjonen)
- Slambehandlingskrav
- Krav om utbygging under pågående drift av det gamle anlegget
- Krav til fleksibilitet i forhold til forbikoblinger, alternative driftsformer etc.
- Krav til materialkvalitet, arbeids-, miljøkrav etc.

### Tilbudsevaluering

Tilbudsevalueringen ble delt opp i en kommersiell og en teknisk del, slik at disse ble behandlet helt adskilt fra hverandre. OVA's valg av utbyggingsalternativ har vært basert på en 100% kommersiell evaluering av teknisk godkjente løsninger. Den kommersielle evalueringen omfattet en nåverdiberegning av de angitte anleggskostnadene og drifts- og vedlikeholdskostnadene for 20 års drift. Formålet med den tekniske verifikasjonen har altså ene og alene vært å verifisere at de tekniske løsningene tilfredsstiller de definerte ytelseskravene. Det har likevel vært lagt stor vekt på og arbeidsinnsats i den tekniske verifikasjonen og at de innkomne tilbudene kunne oppnå de detaljerte ytelseskravene. Grunnen til dette er at Oslo kommune vil være eier av det nye anlegget og ha ansvaret for at konsesjonskravene blir fulgt. Det er utarbeidet driftsavtale som i detalj har dannet grunnlag for innlevering av endelig pris for drift av anlegget.

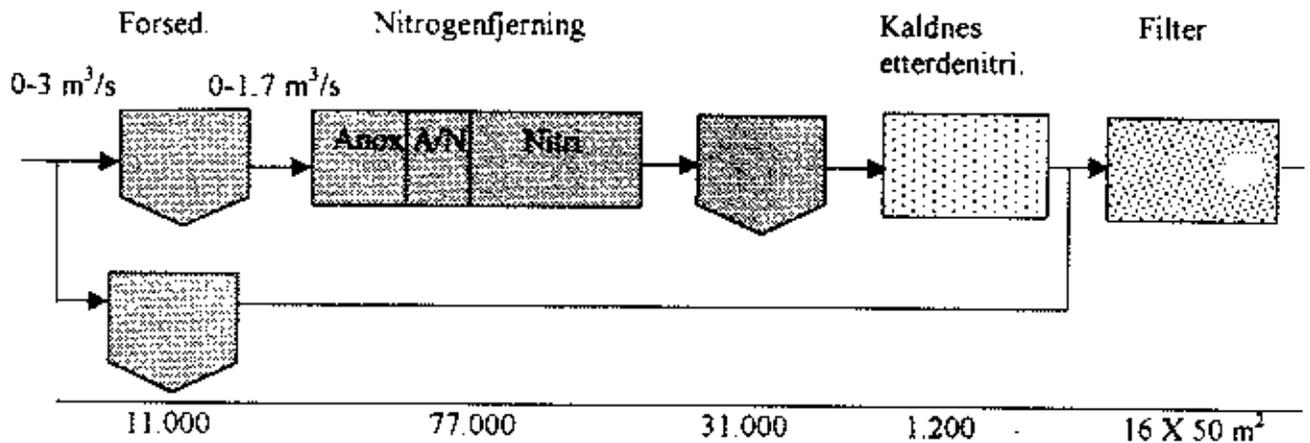
### Valg av løsning

Bystyret vedtok i mars 1998 at Bekkelaget renseanlegg for nitrogenfjerning skulle skje på totalentreprise og at hele renseanlegget skulle legges i fjell. Av de innkomne tilbud var to av løsningene aktivslam med fordenitrifikasjon og filtrering som sluttsteg og ett tilbud biofilmanlegg med etterdenitrifikasjon. Det ble gjennomført parallelle forhandlinger med alle tre tilbydere med forslag til anleggskontrakt og driftsavtale.

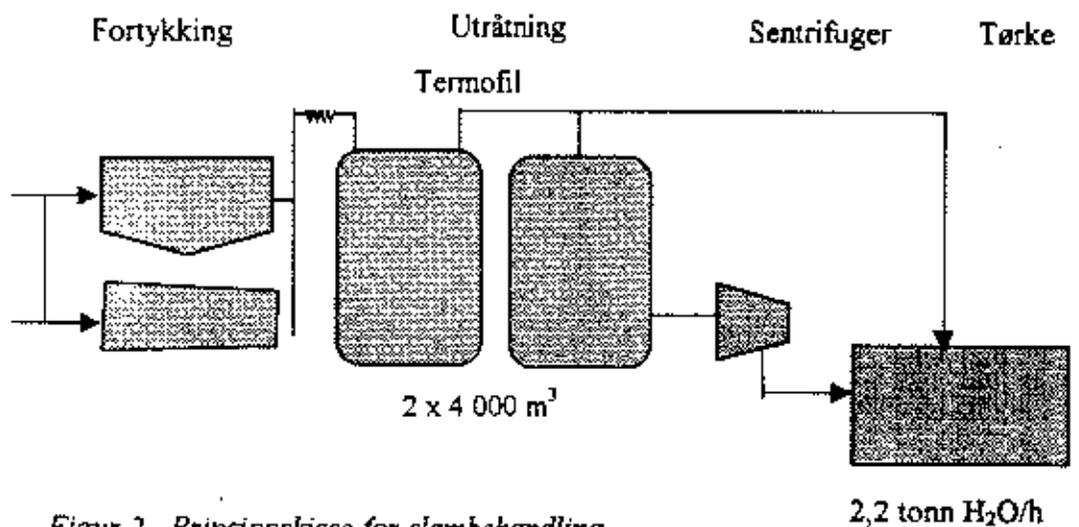
I og med at alle løsningene var teknisk godkjent ble tilbudet med den laveste total kostnad valgt. Dette var et aktivslamanlegg med fordenitrifikasjon. Det valgte tilbud hadde både de laveste driftskostnader og byggekostnader. Den aktuelle tilbyder hadde valgt å satse på prosjektet som ble stanset og benytte samme prosessløsning og design. I motsetning til det stansede prosjekt ble forbehandling (sedimentering, forfelling) og slambehandling flyttet inn i fjell slik at maksimalt av "utetomten" kunne frigis til andre formål.

Sammenlignet med prosjektet som ble stanset er dimensjonerende belastning økt med ca. 20%. Belastningsøkningen er tatt vare på ved å øke vanddybden i anox/ox bassengene fra 12 til 14 m, bygget et Kaldnes etterdenitrifikasjonsfilter på 12000 m<sup>3</sup> og økt filterenes areal fra 600 m<sup>2</sup> til 800 m<sup>2</sup>.

Slambehandlingen er fortykkersentrifuger, termofil utråning, avvanning i sentrifuger og tørkeanlegg. Det er valgt termofil utråning for å sikre hygienisering av slamm når tørkeanlegget ikke er i drift. Under normale forhold med avtakere av slamm til jordbruksformål vil av økonomiske grunner trolig tørkeanlegget ikke bli benyttet. Figur 1 og 2 viser prinsippskisse av vann og slambehandling. Vannmengder mindre enn 1,7 m<sup>3</sup>/sek. skal behandles biologisk med nitrogenfjerning, mens vannmengder fra 1,7 til 3 m<sup>3</sup>/sek. skal underkastes kjemisk felling og filtrering før utslipp.



Figur 1. Prinsippskisse for vannbehandling



Figur 2. Prinsippskisse for slambehandling

## Kostnader

Kontrakt for bygging av anlegget ble undertegnet i mars 1998 som en fastpriskontrakt. Anlegget skal være ferdig innkjørt 01.09.2001.

### Investeringer:

Bygg og VVS	283,5 mill. kr
Prosess elektro	176,2 mill. kr
Total kontraktsum	459,7 mill. kr
Nedlagt i gamle prosjekt	67,0 mill. kr
Erstatninger, uforutsette kostnader	43,3 mill. kr
Beregnet total kostnad	570 mill. kr

### Driftsopsjon:

Personal	5,1 mill. kr
Administrasjon, fortjeneste, innleid tjenester.	6,9 mill. kr
El.	5,7 mill. kr
Kjemikalier	9,8 mill. kr
Slamdisp.	1,5 mill. kr
Olje	0,3 mill. kr
Vedlikehold	2,9 mill. kr
	<u>32,2 mill. kr</u>

## Konsesjon

I konsesjonen for utslipp fra Bekkelaget renseanlegg og anleggets tunnelsystem skal de totale utslipp på årsbasis ikke overstige verdiene i tabell 1 nedenfor.

Tabell 1. Konsesjonskrav.

	Utslipp tonn/år	Tilrenning renseanlegg	
		1997	1998
Total N	480	1194	1199
Total P	12	138	137
BOD <sub>7</sub>	540	4940	4634

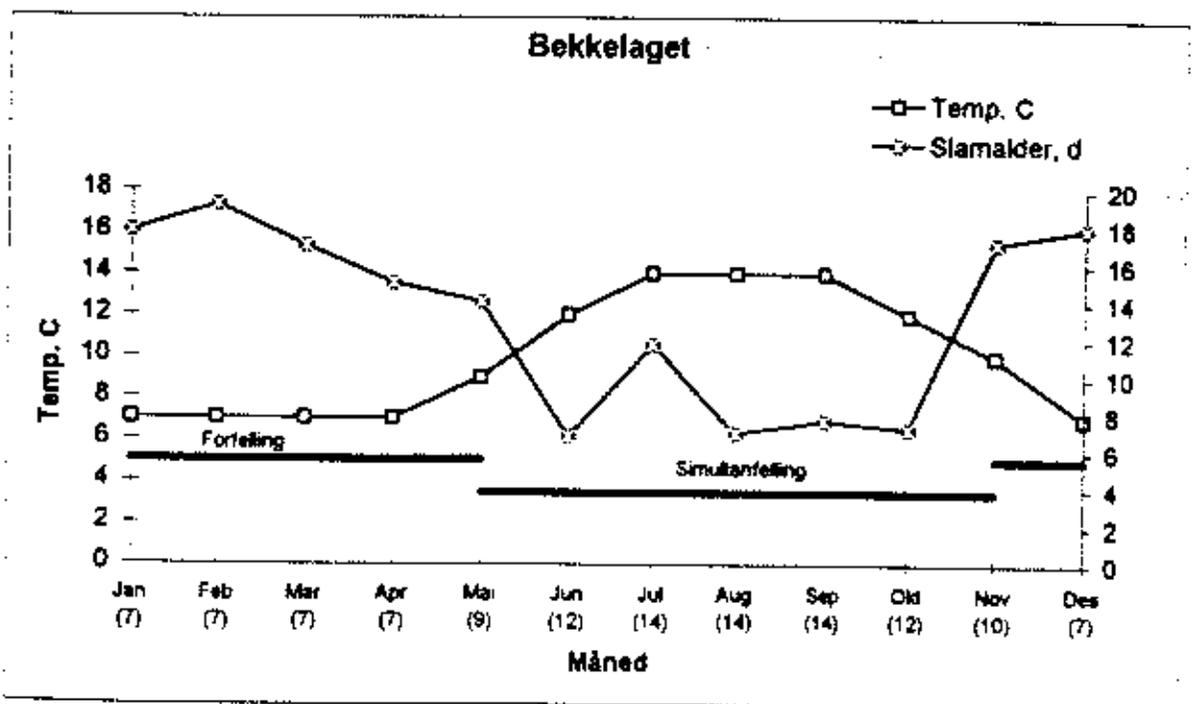
De årlige overløpsmengdene fra tunnelsystemet skal ikke overstige 2% av den totale tilførselen målt som tot N, tot P og BOD<sub>7</sub>. Fordelingen av forurensningene vil variere betydelig over året avhengig av nedbørens fordeling samt forløpet på snøsmeltingen. Konsesjonen baserer seg på en rensekapasitet på 1,6 m<sup>3</sup>/sek for nitrogen. I praksis vil betingelsene i konsesjonen tilsi at nitrogenfjerningen på årsbasis ved renseanlegget bør ligge rundt 70%.

## Driftsstrategier

For nitrogenfjerning spiller overløp en stor rolle, forfelling fjerner 10-15% av nitrogenet. Den resterende tillatte utslippsmengde gjør at en vidtgående rensing kreves. Utslippskravet tillater allikevel at rensingen kan variere i løpet av året slik at temperatur og belastningsforutsetninger kan utnyttes optimalt. Dette gjør at variasjonsmuligheter må finnes og at muligheter til optimering av driften utfra økonomisk synspunkt også utnyttes. Anlegget må kunne drives med forfelling eller simultanfelling samt variasjonsmuligheter for fordeling av anox og ox-soner, resirkulasjonsforhold, slaminnhold samt graden av etterdenitrifikasjon.

Måten å drive renseprosessen på påvirker kostnadene for fellingskjemikalier, ekstern karbonkilde, energi til lufting, slammengder og gassproduksjon.

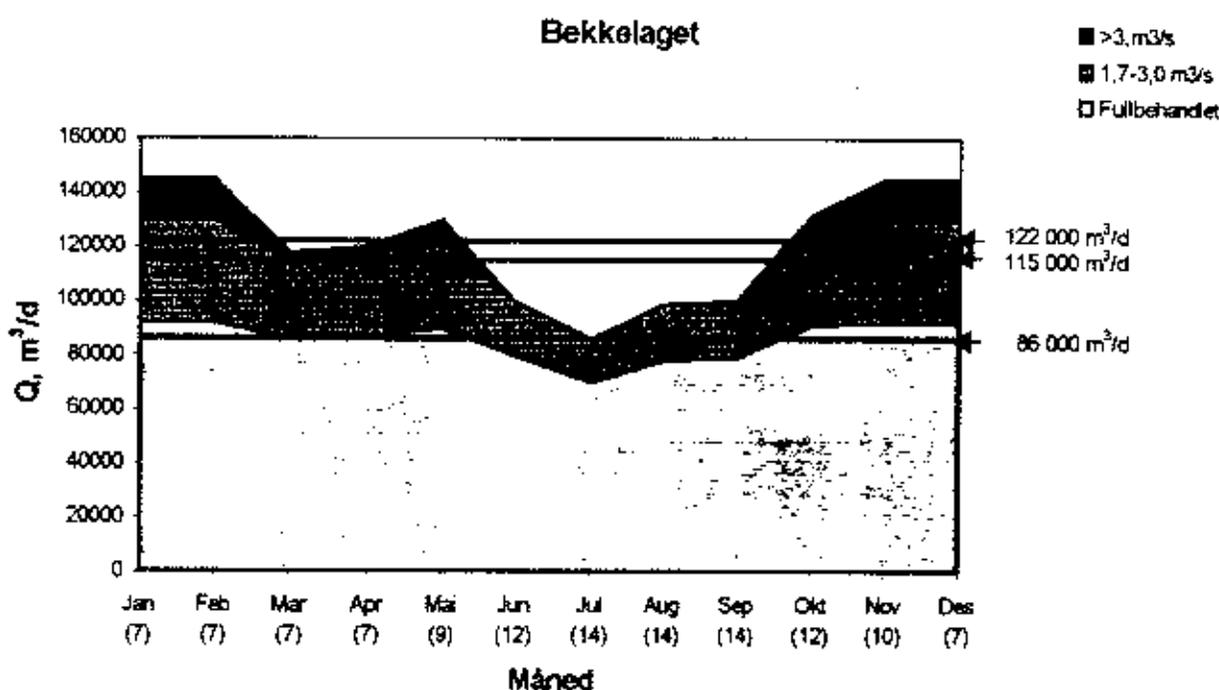
Ved belastningsforhold tilsvarende dimensjonerende årsbelastning er det ment at i den kalde årstiden november – april drives anlegget med forfelling for å avlaste det biologiske trinnet med organisk stoff, slik at slamalderen kan økes. Ved økende temperatur kan anox-sonen økes for å forbedre denitrifiseringen og spare ekstern karbon ved etterdenitrifisering. Ved temperatur over ca. 9° kan man gå over til simultanfelling hvor billigere kjemikalier kan brukes. Figur 3 viser dimensjonerende temperatur over året og driftsstrategi ved dimensjonerende belastning.



Figur 3. Driftsstrategi

Figur 4 viser de vannmengder som blir fullrenset, forfelt og andelen som må gå i overløp når dimensjonerende belastningskurve benyttes. Ved den aktuelle belastning åpner mulighetene seg for å drive anlegget som et fordenitrifikasjonsanlegg med simultanfelling hele året. Sammenlignet med forfelling påvirkes et stort antall parametere. Gjennom reduksjon av utskillingen i forfellingen økes belastningen på det biologiske trinnet. For å sikre nitrifisering må ox-sonen økes.

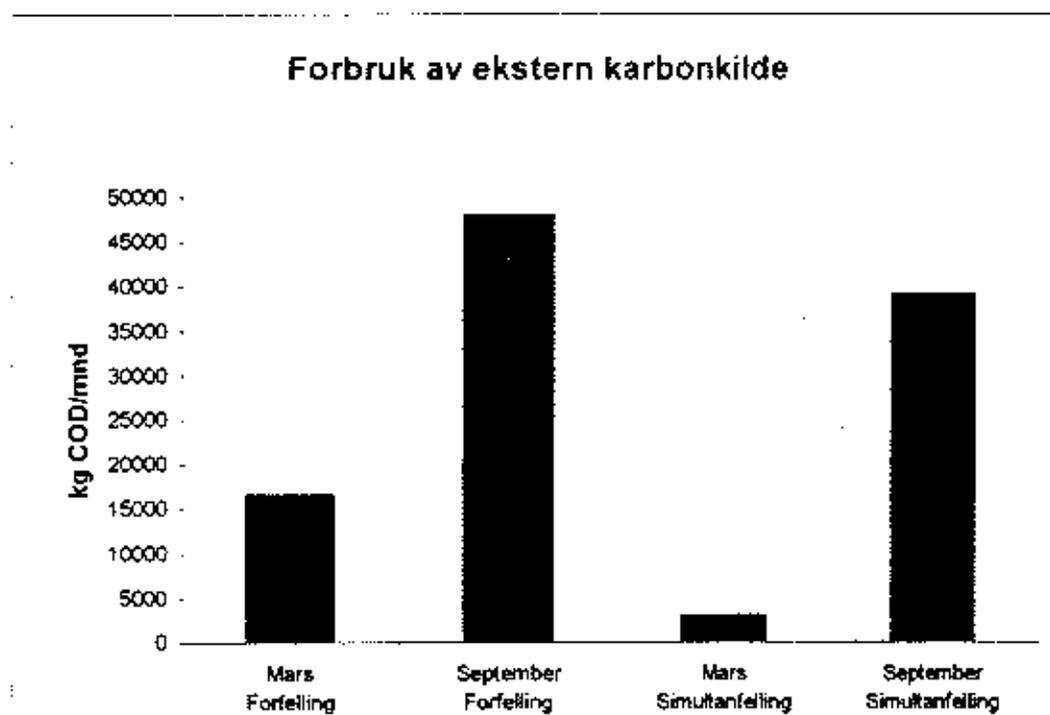
Anox-sonen tilføres dermed mer organisk stoff og denitrifisering forbedres og behovet for karbon reduseres. Simultanfellingen medfører noe økt energiforbruk for luftingen samtidig som forbruket av karbon reduseres. Videre påvirkes slamproduksjonen slik at slammengden økes ved forfelling og også gassproduksjoner fra råtningsstankene.



Figur 4. Tilførsler til renseanlegg

Slik anlegget er bygd opp er det store muligheter til driftsoptimaliseringer ved alternative driftsformer. For å belyse dette er det regnet gjennom forbruk av eksternt karbonkilde, fellingskjemikalier, energi og slamproduksjon for månedene mars og september som har vanntemperaturer på henholdsvis 7° og 14°C. Beregningene er foretatt ved dimensjonerende belastning. Det ene alternativet gjelder for forfelling med etterdenitrifikasjon (merket forfelling i figurene 5 til 8) og det andre med fordenitrifikasjon (merket simultanfelling). På grunn av lavt C/N innhold i avløpsvannet må en kombinasjon av for og etterdenitrifikasjon benyttes. Ved å benytte Kaldnes filter som et supplement ligger forholdene meget godt til rette for alternative driftsformer for nitrifikasjon/denitrifikasjon.

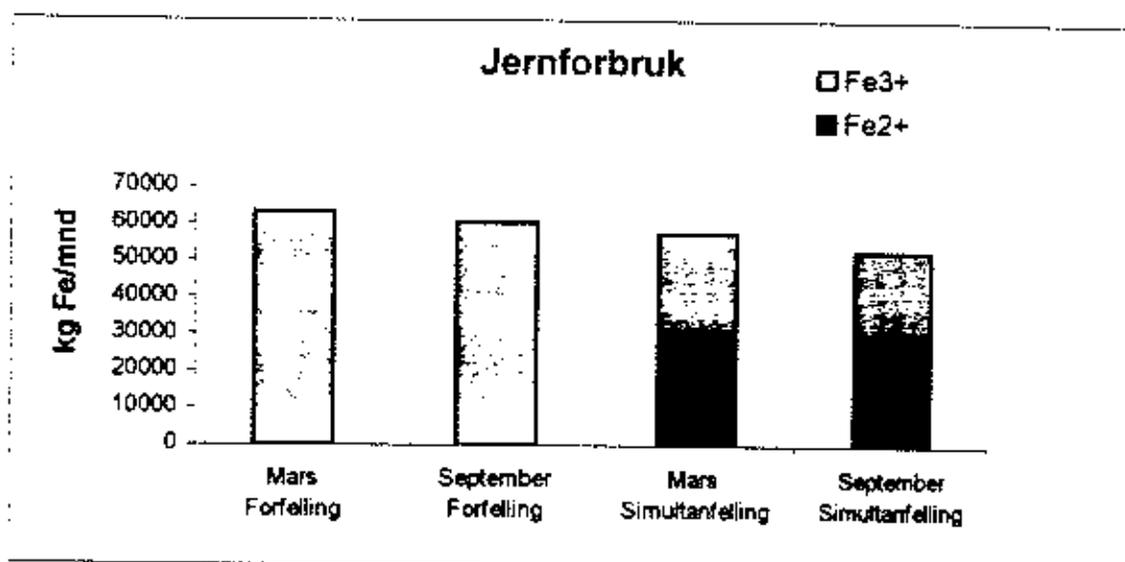
Figur 5 viser forbruk av ekstern karbonkilde ved de to alternative driftsformer. Utgående nitrogenkonsentrasjon er de samme for de to driftsformer, men konsentrasjonene i mars er vesentlig høyere enn i september hvor det er regnet med 82% nitrogenfjerning. For å oppnå 70% nitrogenfjerning på årsbasis må fjerningen være vesentlig høyere sommerstid hvor vanntemperaturene er høyere.



Figur 5. Forbruk av ekstern karbonkilde

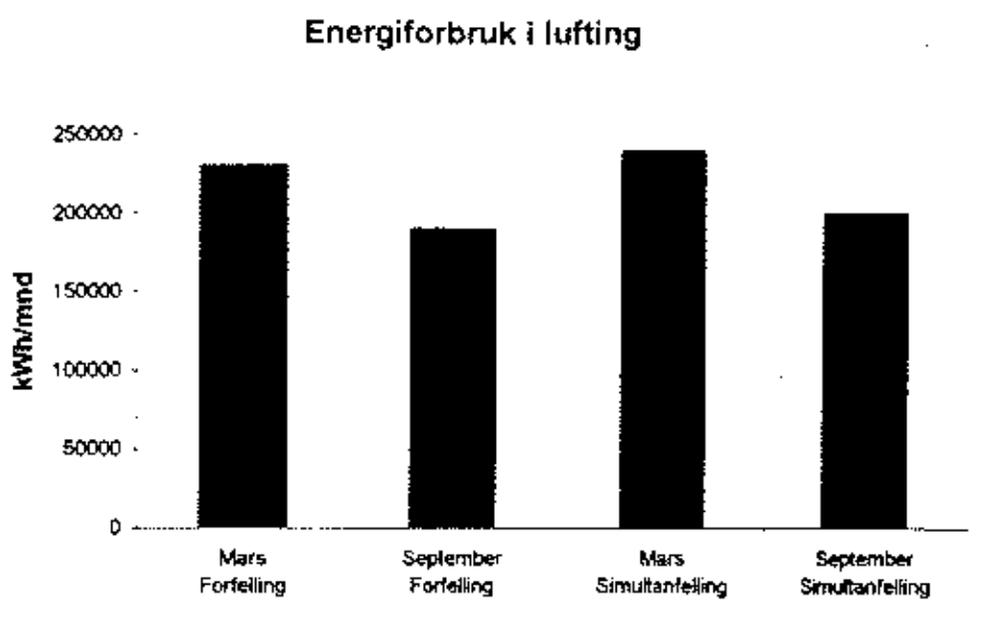
Figur 6 viser forbruket av fellingskjemikalier ved de to driftsformer. Som det fremgår er sparepotensialet stort ved simutanfelling.

Ved simutanfellingsalternativet benyttes treverdigg jern kun i etterfiltreringen.

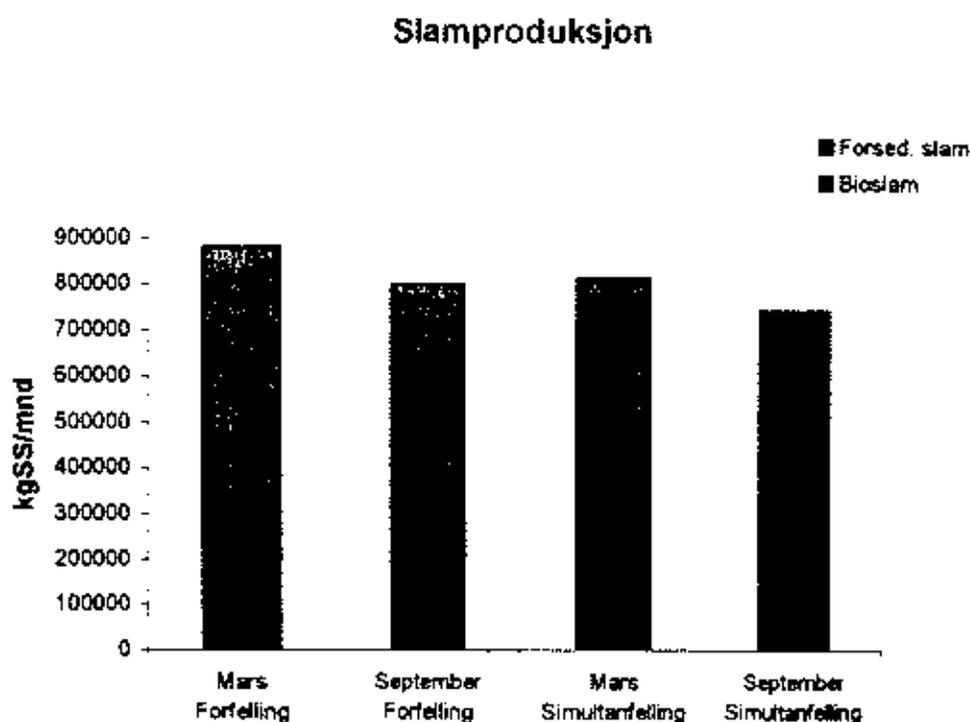


Figur 6. Forbruk av fellingskjemikalier

Figur 7 viser ingen stor forskjell i energiforbruk (lufting) ved forfelling og simultanfelling. Årsaken til dette er at ved fordenitrifikasjon benyttes nitrater som elektron akseptorer istedenfor oksygen. Figur 8, som viser slamproduksjonen, viser også relativt liten forskjell ved de to driftsalternativene.

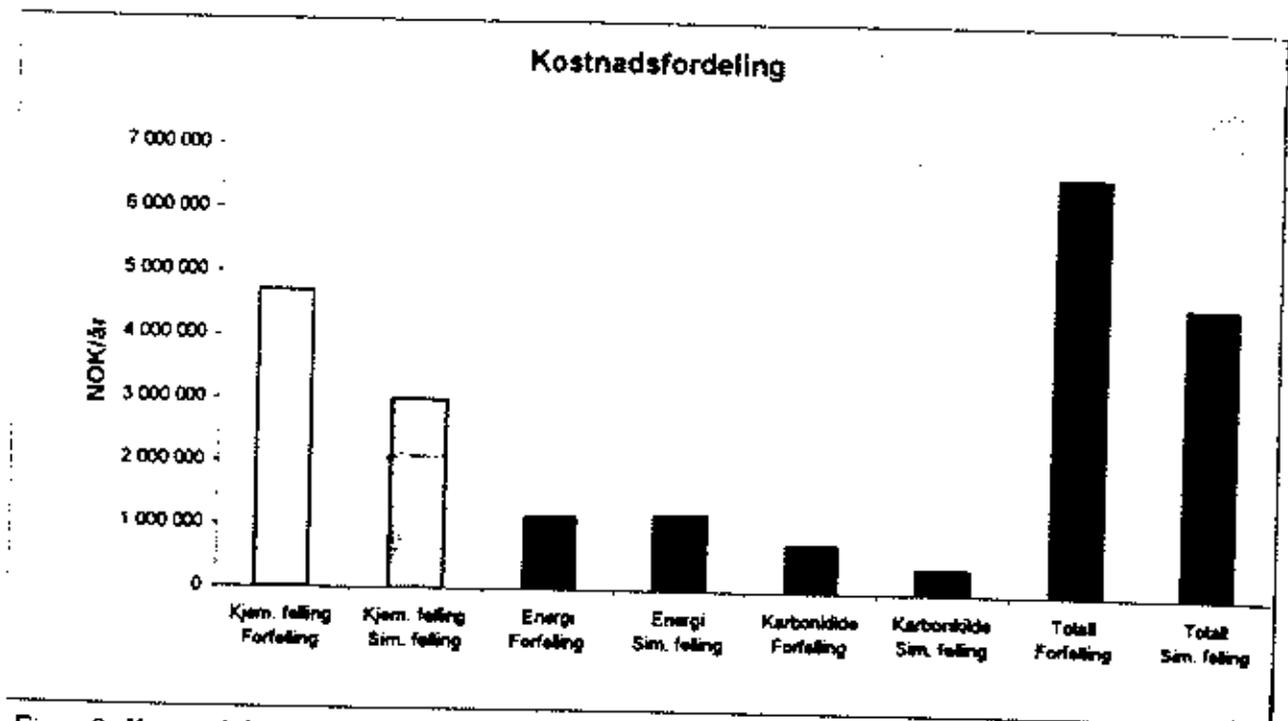


Figur 7. Energiforbruk i lufting



Figur 8. Slamproduksjon

Figur 9 viser driftskostnadene for de diskuterte parametre omregnet på årsbasis for de to alternative driftsformer. Som det fremgår av figuren kan driftskostnadene reduseres med mer enn 2 mill. kr pr. år ved å drive anlegget med simultanfelling og utnytte avløpsvannets karbonkilde ved fordenitrifikasjon. De største besparelsene ligger i fellingskjemikalier hvor simultanfelling muliggjør bruk av jernsulfat. Det understrekes at beregningene er foretatt for kun to måneder og at disse er skalert opp til årsverdier. For å få et nøyaktigere forbruksbilde må måned for måned med sine enkeltvise driftsstrategier gjennomregnes. Særlig når det gjelder forbruk av ekstern karbonkilde vil den valgte driftsstrategi for den enkelte måned ha stor innvirkning på totalforbruket



Figur 9. Kostnadsfordeling for ulike driftsparametere

Referanse: Heige Heier og Lars Enander "Anskaffelsen av det nye Bekkelaget avløpsrensaneanlegg"

"VANN" mai 1998

# Styring af Thisted Renseanlæg med on-line sensorer (NADH-fluorescens)

Frede Østergaard og Kim Helmo  
BioBalance A/S, Vallensbækvej 45, 2605 Brøndby, Danmark  
E-mail: kh@biobalance.dk

## Indledning

Thisted Renseanlæg blev taget i brug i 1989. Anlægget blev dimensioneret til 68.000 p.e. med biologisk kvælstoffjernelse. I 1994 oversteg belastningen 80.000 p.e., og der opstod problemer med at opfylde renskravene blandt, specielt manglede der tilstrækkeligt luft til sikring af nitrifikationen.

Thisted Kommune valgte i 1995 at optimere rensanlægget frem for at udvide processvolumet for at øge renskapaciteten. Optimeringen blev baseret på en ny teknik til kvælstoffjernelse styret af en on-line måling af slambelastningen.

Med en simpel on-line måling af slambelastningen ved hjælp af NADH-fluorescens styres en række forskellige driftsparametre i rensprocessen. Med målingen af NADH-fluorescens registreres direkte det aktuelle behov for oxygen. Styres lufttilførslen efter det mindste behov (SymBio<sup>®</sup> processen), vil den biologiske kvælstoffjernelse forløbe simultant i et enkelt trin. Med denne styring ligger oxygenkoncentrationen i området  $0,2 < [O_2] < 0,8$  mg/l.

I perioden 1995-97 er Thisted Renseanlæg drevet med SymBio<sup>®</sup> processen. I 1996 toppede belastning med en gennemsnitlig belastning på mere end 120.000 p.e. Anlægget klarede uden problemer kravet til kvælstoffjernelse ( $t-N < 8$  mg/l).

Frede Østergaard: driftsleder på Thisted rensanlæg fra 1989 til 1996.  
Kim Helmo: teknisk chef i firmaet BioBalance A/S.



*Figur 1 Luftfoto af Thisted Renseanlæg*

I 1980'erne og 1990'erne blev indført stadig stigende krav til biologisk rensning af spildevand. I dag er kvælstof- og fosforfjernelsen omfattet af meget strenge krav. Dette har medvirket til, at renselanlæggenes funktion og effektivitet tilsvarende er blevet mere omfattende og krævende.

Denne udvikling har sat fart på den teknologiske udvikling. Siden starten af 1980'erne har en lang række nye metoder og teknikker set dagens lys. Dertil har forskningen inden for biologiske spildevandsrensning bidraget med en ny forståelse og nye erkendelser.

I det efterfølgende beskrives de metoder og teknikker, som er anvendt ved udvidelsen af renskapaciteten på Thisted Renseanlæg fra de 68.000 p.e. til mere end 120.000 p.e.

## Procesmonitoring med NADH-fluorescens

De stigende krav til spildevandsrensningen har øget kravet til måling af den aktuelle processituation. En vigtig faktor for opnåelsen af de krævede rensresultater er en effektiv overvågning og kontrol af den biologiske rensproces.

Med en ganske simpel måleteknik - NADH-fluorescens - er det muligt on-line i processen at måle en værdi, som giver et mål for den aktuelle belastning af rensprocessen. Samtidigt registreres, om den biologiske proces mangler tilstrækkeligt med luft til at gennemføre de aerobe rensprocesser.

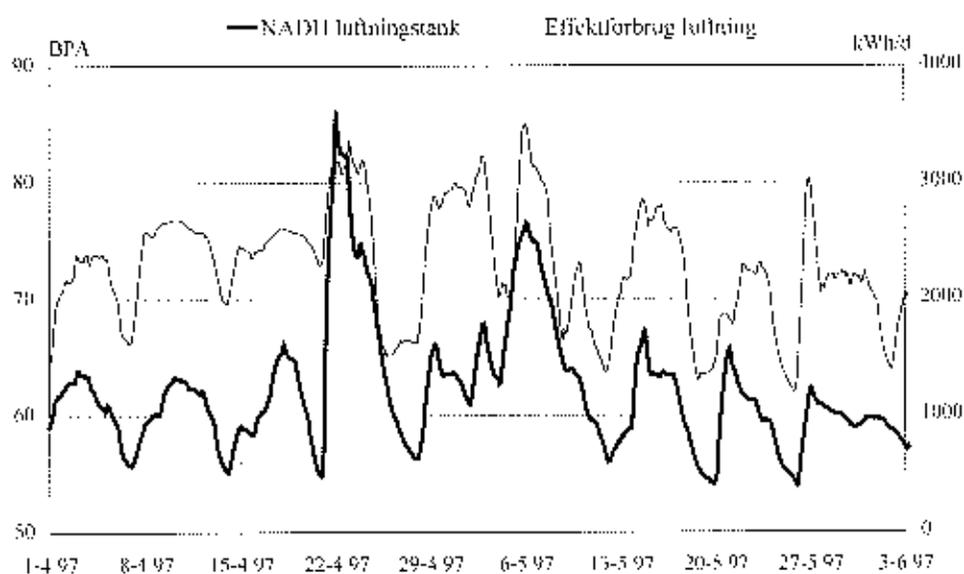
Måleteknikken er baseret på, at der fra en neddyppet sensor i processtanken udsendes lys i bølgeområdet omkring 340 nm. Når dette lys rammer bakterierne i

slamflokkene opnå, en fluorescerende tilstand (tilbagekastning af lys ved en højere bølgelængde), hvorved bakterierne returnerer lys i bølgeområdet omkring 460 nm. Denne fluorescens stammer primært fra et stof kaldet NADH (nikotinamid adenin dinukleotid), som findes inden i alle levende bakterier. I bakterierne transporterer dette stof en stor del af den energi, der frigives, når stoffer nedbrydes og omsættes inde i bakterien.

I den biologiske renseproces er der to processituationer, som specielt påvirker denne fluorescens.

I den første situation er det bakteriernes behov for luft, som specielt påvirker NADH-målingen. Under åndingen (respirationen) frigives den energi der er bundet i NADH. Herved oxideres NADH til  $\text{NAD}^+$ , og det målte NADH-signalet falder.  $\text{NAD}^+$  reduceret til NADH, når der igen frigives energi under stofomsætningen. Bliver tilførslen af luft mangelfuld, vil respirationen blive ufuldstændig. Dette medfører en ophobning af NADH, da oxidationen til  $\text{NAD}^+$  falder.

I den anden processituation er det mængden af tilført organisk stof, som specielt påvirker NADH-målingen. Som følge af en stigende tilførsel af organisk stof forøges bakteriernes stofomsætning, og større mængder energi frigives og transporteres med NADH. NADH signalet stiger med stigende tilførsel af organisk stof. På figur 2 ses NADH afbildet sammen med luftforbruget, udtrykt ved energiforbruget til luftning af processen.



Figur 2 NADH og luftforbrug

Den angivne enhed for NADH-målingen er BPA (biologisk potentielt aktivitet). Et højt niveau af NADH er ikke ensbetydende med en høj biologisk omsætning af organisk stof, men et udtryk for tilstedeværelsen en høj potentiel biologisk aktivitet. Under forhold med overskud af luft vil variationerne i NADH-målingen være en funktion af den aktuelle belastning af renseprocessen.

## Kvælstoffjernelse i et enkelt procestrin

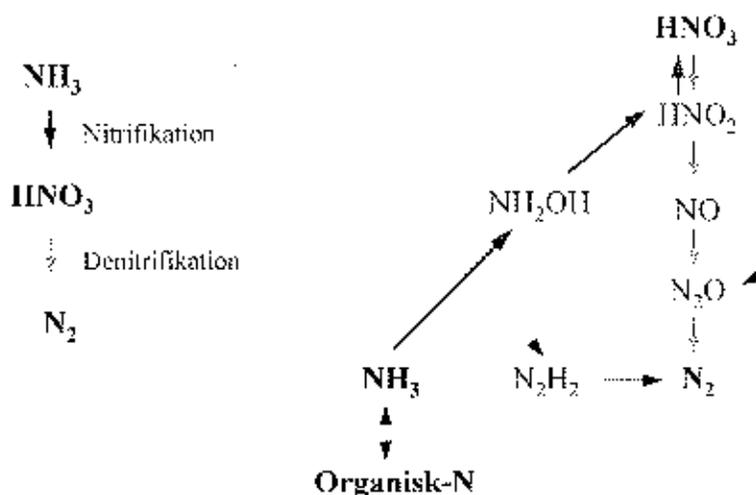
Traditionelt deles kvælstoffjernelsen op i to procestrin: 1. trin) omsættes  $\text{NH}_3$  til  $\text{NO}_3^-$ ; 2. trin) omsættes  $\text{NO}_3^-$  til  $\text{N}_2$ . Fordelen ved denne fremgangsmåde er, at den er meget simpel at styre og kravet til procesmonitoring er lav. Ulempen er tilgængæld, at denne metode ikke kan klare store variationer i belastningen. Ydermere er anlægsinvesteringerne store, da processen kræver fuldt adskilte delprocesser, som hver kræver en tilstrækkelig opholdstid.

SymBio<sup>®</sup> processen er en anden procesform, hvor kvælstoffjernelsen gennemføres i et procestrin (simultan kvælstoffjernelse). I førnævnte todelte proces køres nitrifikation mere eller mindre til ende, før denitrifikation påbegyndes. Da slammet hele tiden indeholder blandingen af bakterier og omsætningssegenskaber, er det muligt at regulere processen, så begge processer forløber samtidigt.

Processituationen registreres ved on-line måling af en eller flere parametre, som kan relatere til slambelastningen. NADH-målingen har vist sig at være meget driftsstabil og god til at registrere denne procesparameter. Specielt velegnet er denne måleteknik, da den rummer information om både den aktuelle tilførsel af organisk stof og behovet for luft til omsætningen af stof. Normalt vil NADH-målingen give tilstrækkelig information om processituation til at kunne styre lufttilførslen med opnåelse af en tilstrækkelig rensning for kvælstof. Dog vil der være forhold, hvor dels den organiske stoftilførsel ikke balancerer med tilførslen af kvælstof, dels kan selve nitrifikationen være ustabil eller hæmmet. I disse situationer vil en on-line måling af ammonium og eventuelt nitrat være relevant for at sikre en driftsstabil kvælstoffjernelse.

Med NADH-målingen styres tilførslen af luft til den biologiske proces. Til forskel fra den traditionelle totrinsprocessen holdes lufttilførslen på et så lavt niveau som muligt. Typisk ligger oxygenkoncentrationen i intervallet  $0,2 \text{ mg/l} < [\text{O}_2] < 0,8 \text{ mg/l}$ . Under dette forhold er der oxygen nok til, at en tilfredsstillende nitrifikation kan forløbe i den ydre skal af slamflokken. Samtidig med at denitrifikationen forløber i den indre oxygenfrie kernen af slamflokken.

Til venstre på figur 3 ses den klassiske opdeling af kvælstoffjernelsen i to procestrin. Til højre ses en række af de kendte omsætningstrin, der foregår i bakterierne under den biologiske kvælstoffjernelse



Figur 3 Biologisk kvælstoffjernelse

## Thisted Renseanlæg

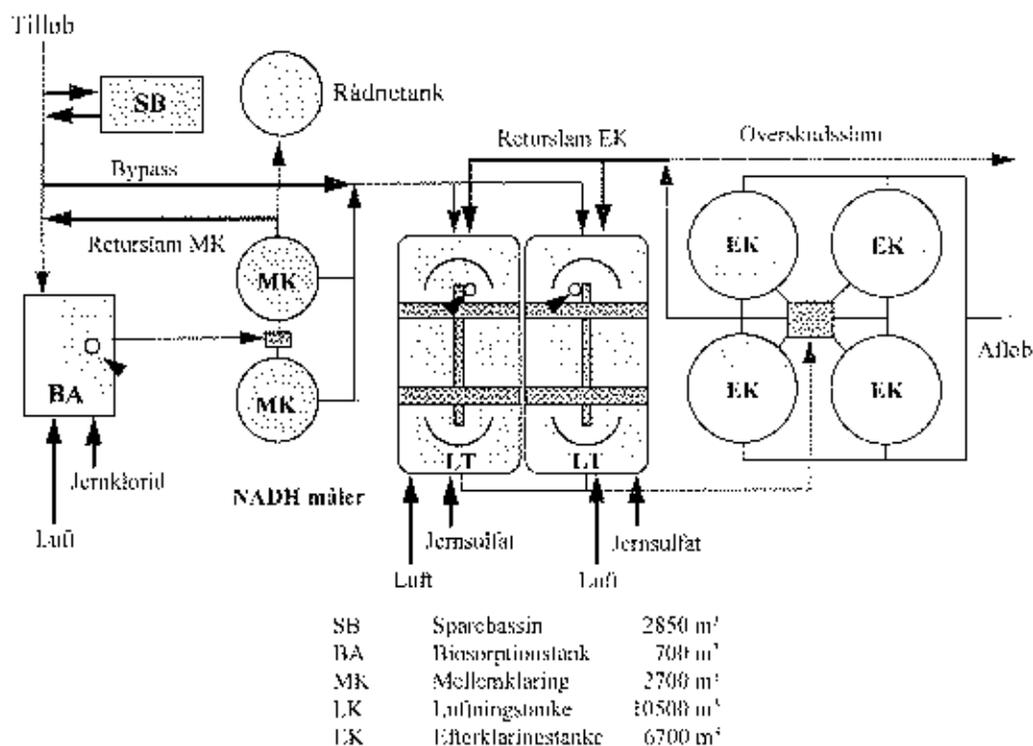
Thisted Renseanlæg blev udbygget i 1989 til biologisk kvælstoffjernelse (1-N < 8 mg/l). På grund af en høj og varierende belastning af organisk stof fra slagterier og mejerier blev anlægget opført som et totrins anlæg. Første trin er et højtbelastet aktivt slam anlæg (biosorptionstrin), hvor op til 80% af det organiske stof kan fjernes med overskudsslammet, der pumpes på en rådnetank. Andet trin er et lavt belastet aktivt slam anlæg til at kvælstoffjernelse efter vekseldriftsprincippet (BioDenitro).

Efter 1994 overstiger belastningen den dimensionerede størrelse på 68.000 p.e. Af denne årsag undersøger Thisted Kommune mulighederne for at øge anlæggets kapacitet. Valget står mellem at udvide renselanlæggets volumen eller en optimering af rensprocesserne. Der vælges en optimeringsløsning baseret på ovennævnte procesteknologi. For en pris på mindre end 1,5 mill. kr. omstilles Thisted Renseanlæg til Symbio<sup>®</sup> processen med en procesgaranti på en kapacitetsudvidelse på 25% med en spidsbelastningsgaranti på 100.000 p.e. Prisen på en kapacitetsudvidelse med en traditionel anlægsudbygning ville ligge på et tocifret millionbeløb.

### Anlægsbeskrivelse

På figur 4 er vist et flowskema af Thisted Renseanlæg. I tilløbet findes et overdækket sparebassin, som kan anvendes ved akutte spidsbelastninger eller forgiftninger. Efter den mekaniske forbehandling ledes spildevandet til et højt belastet biosorptionstrin. Spildevandet blandes med returslam fra mellemklaringstankene. I biosorptionstanken tilføres jernklorid og luft. Overskudsslammet fra dette trin pumpes til en koncentreringstank og videre til en rådnetank. Som det fremgår af figur 1, er mellemklaringstankene overdækket for at forhindre lugtgener. Afgangsluften føres gennem et kemisk luftrens anlæg. Det

delvis rensede spildevand fra mellemklaringstankene blandes herefter med retur slam fra efterklaringstankene og føres til de to luftningstanke. Luftningstankene drives i serie, og med den nye styreform tilføres luft og jernsulfat til begge tanke som funktion af belastningen.



Figur 4 Flowskema af Thisted Renseanlæg

#### Styringen på Thisted Renseanlæg

Med det formål at måle og styre processerne i biosorptionstanken og i de to luftningstanke blev der monteret NADH-målere i alle tre tanke. NADH-målerne er neddyppet ca. 1 meter under vandet i tankene tæt ved siden af O<sub>2</sub>-målerne (luftningstankene). Målerne er placeret således, at driftspersonalet har let adgang til eventuel servicering.

Med disse NADH-målere styres en række forskellige procesparametre. Styringen er opbygget, så begge procestrin kan styres og optimeres enkeltvist, eller begge procestrin kan optimeres samtidigt som en helhed. Herved kan den indbyrdes belastning af de to procestrin styres afhængig af de to trins aktuelle renseseffektivitet samt forbrug af kemikalier og energi.

I tilknytning til biosorptionstanken reguleres omsætningshastigheden af det indkomne spildevand ved styring af den tilførte luftmængde, kemikaltilførsning og slamrecirkulation. NADH-målingen i biosorptionstanken anvendes også som direkte kontrol af tilløbsvandets kvalitet. Kraftige stødbelastninger eller tilførsel af hæmmende stoffer (eksempelvis olie) vil registreres som et meget hurtigt stigende signal. I sådanne tilfælde vil tilløbet automatisk blive pumpet over i sparebassinet.

Når NADH-signalet igen begynder at falde, tilføres vandet fra sparebassinet langsomt. Registreres der i længere perioder et lavt NADH-signal i biosorptionstanken er det tegn på, at processen enten er for lavt belastet eller at der ikke kan adsorberes organisk stof effektivt nok. I dette tilfælde aktiveres by-pass funktionen af biosorptionen, indtil biosorptionen igen er effektiv. Tilsvarende by-pass foretages, når NADH-signalet i en længere periode er meget høj. I dette tilfælde er biosorptionen overbelastet, og en meget stor del af den tilførte belastning fjernes ikke i dette rensetrin.

I luftningstankene anvendes NADH-målingen tilsvarende til styring af den tilførte luftmængde, kemikalietilførsningen og slamrecirkulationen. I dette procestrin er det kvælstoffjernelsen, der er den kritiske renseparameter. Med den nye driftsform foretages kvælstoffjernelsen i et enkelt trin. Med NADH-målingen reguleres lufttilførslen direkte efter behov og ikke som før efter et fast  $O_2$  setpunkt. Resultatet af denne driftsstrategi er, at oxygenoverskuddet altid er lavt, men aldrig for lavt og at kvælstoffjernelsen foreløber simultant.

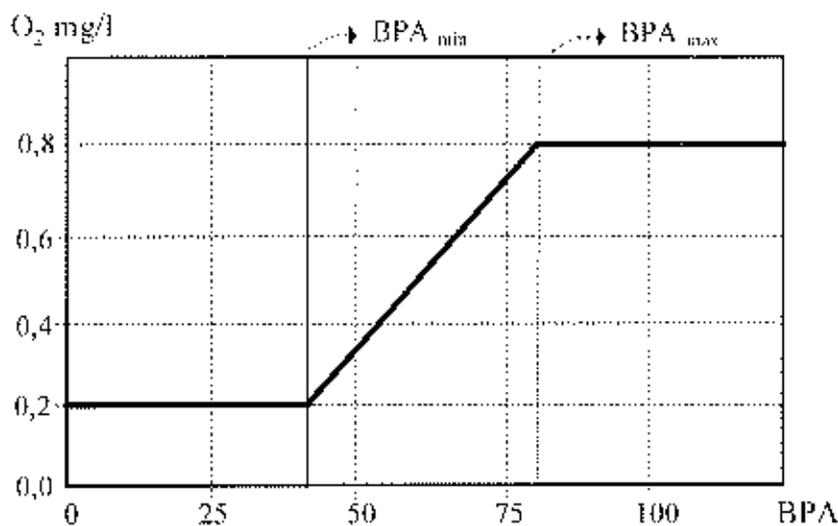
Da kvælstoffjernelsen er sårbar over for såvel lave belastninger (COD) samt meget varierende belastninger, er der indbygget en automatisk by-pass af biosorptionstanken. Denne funktion styres af NADH-signalet i luftningstankene. Når belastningen falder under en given værdi, startes en delvis by-pass af biosorptionstanken. Derved øges belastningen af luftningstankene. Dette forhold gør sig specielt gældende i weekendene.

I tabel 1 er angivet de procesparametre, de tre NADH-målere styrer:

NADH-måler	Parameter	Styring
Biosorptionstank	Slamrecirkulation	Proportionalt, tilløbsflow
	Lufttilførsel (luftflow)	Proportionalt
	Jernklorid dosering	Proportionalt
	By-pass til sparebassin	Max. niveau
Luftningstank 1+2	Fordeling af spildevand mellem biosorptionstanken og luftningstanke	Min. niveau
	Slamrecirkulation	Proportionalt, tilløbsflow
	Jernsulfat dosering	Proportionalt
Luftningstank 1	Lufttilførsel ( $O_2$ -setpunkt)	Proportionalt
Luftningstank 2	Lufttilførsel ( $O_2$ -setpunkt)	Proportionalt

Tabel 1 NADH-styret procesparametre

De enkelte styringer er bygget så enkelt op som muligt. Det har vist sig tilstrækkeligt at lade styreparametrene være proportionalt reguleret af det aktuelle NADH-målesignal. I et bestemt måleområde afgrænset af en minimum- og maksimumværdi (NADH-værdier) vil den givne parameter styres proportionalt hertil. Et eksempel på styringen fremgår af figur 5. Slamrecirkulationen er i begge procestrin styret af NADH-måleren i kombination med det aktuelle tilløbsflow. By-pass til sparebassinet sker ved en fastsat maksimumværdi, og fordeling af spildevand mellem biosorptionstanken og luftningstankene sker ved en fastsat minimumværdi.

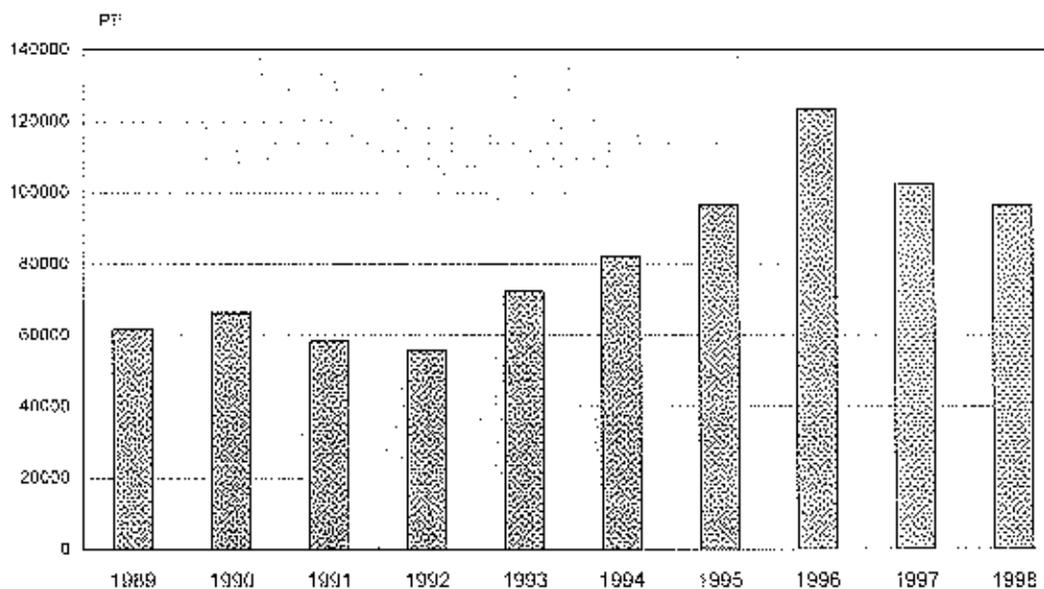


Figur 5 Eksempel på den proportionale styringsform

Indkøring af denne meget omfattende styring fandt sted i perioden maj 1995 til september 1995. Omstillingen i luftningstankene fra traditionel BioDenitro drift til SymBio<sup>®</sup> drift fandt sted på få dage og forløb uden problemer.

## Resultater og erfaringer fra Thisted Renseanlæg

På figur 6 ses den årlige gennemsnitlige organiske belastning (p.e.) i perioden 1989 til 1998. Frem til 1994 ligger belastning under renseanlæggets dimensionerede kapacitet. I perioden 1994 til 1998 ligger belastningen over 80.000 p.e. I 1996 toppes belastningen med mere end 120.000 p.e.



Figur 6 Belastning af Thisted Renseanlæg

## NADH-målerne

De tre NADH-målere på Thisted Renssanlæg har fungeret uden problemer i perioden 1995-97. For driftspersonalet har det været en let opgave at sikre målerens drift. Som en rutine er målerne rengjort to gange pr. måned med en blød klud.

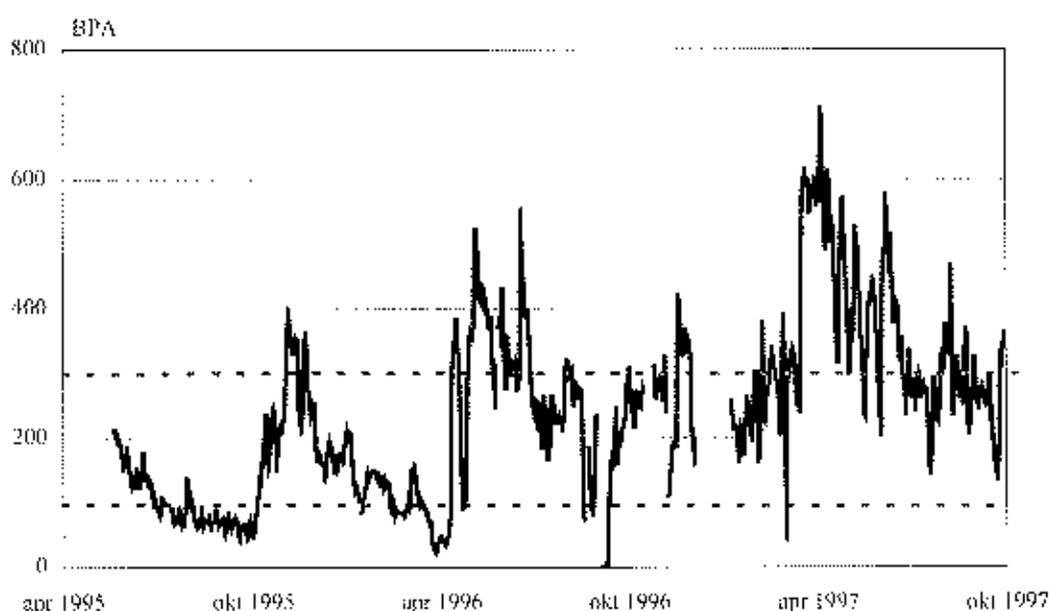
## NADH-måling i biosorptionstrinnet

På figur 7 er NADH-målingen afbildet fra starten af maj 1995 til oktober 1997. Målesignalet ligger i området 50-700 BPA. I de perioder, hvor biosorptionstrinnet har været mere eller mindre ude af drift, måles lave værdier. Dette ses eksempelvis i sommeren 1995 samt i februar-april 1996. I førstnævnte periode havde anlægget problemer med at få pumpet overskudsslam bort fra biosorptionsskeden. I den efterfølgende periode var rådnestanken ude af drift, hvilket medførte, at der ikke blev pumpet slam bort fra biosorptionen.

Et par års driftserfaringer har givet et billede af, hvor NADH-signalet ligger, når biosorptionstrinnet er velfungerende. På figur 7 er indtegnet to linier (BPA = 100 og BPA = 300). Disse linier angiver erfaringsværdierne for de målegrenser, inden for hvilke biosorptionstrinnet er velfungerende.

Ligger NADH-signalet under 100 BPA, er biosorptionstrinnet enten meget lavt belastet eller bortpumpningen af overskudsslam er utilstrækkelig eller helt stoppet. I denne driftssituation bør biosorptionstrinnet tages ud af drift. I sommeren 1995 resulterede denne processituation i en høj grad af hydrolyse i biosorptionstrinnet. De efterfølgende luftningstanke blev i denne periode ekstra højt belastet og den høje hydrolysegrad resulterede i skum- og flydeslamdannelse i luftningstankene.

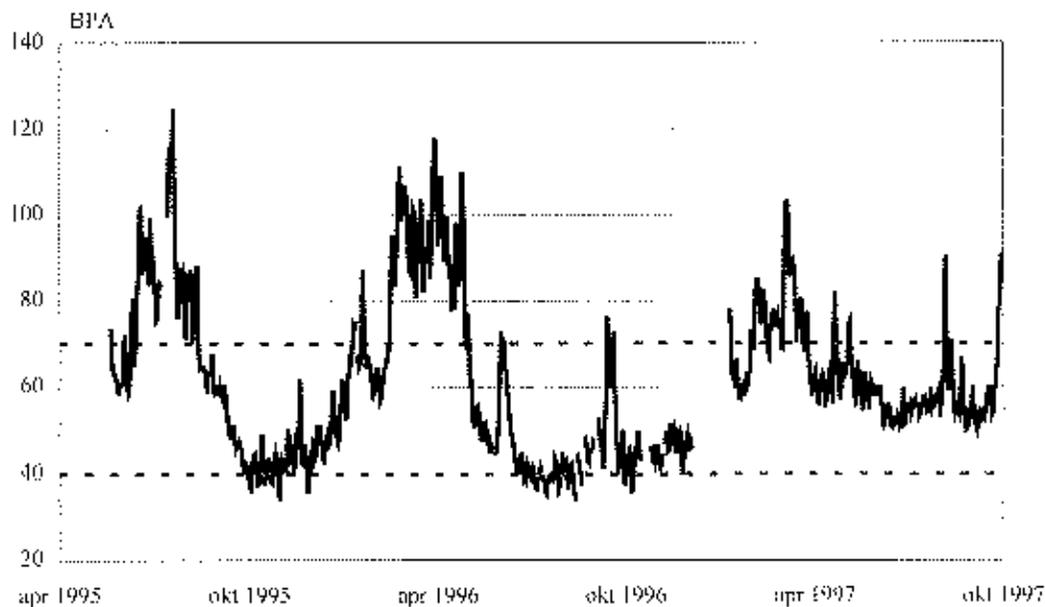
Overstiger NADH-signalet 300 BPA er biosorptionstrinnet højt belastet.



Figur 7 NADH-måling i biosorptionstrinnet

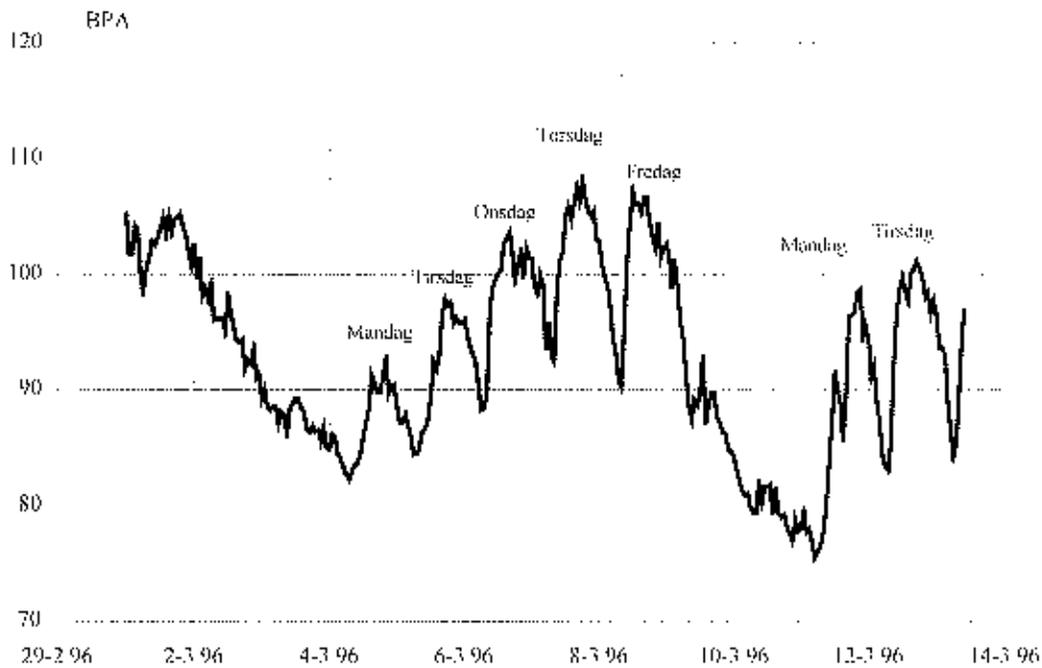
## NADH-måling i luftningstankene

Resultaterne for NADH-målingen i luftningstankene er præsenteret i figur 8. Målesignalet i luftningstankene ligger i området 40-120 BPA. Med et NADH-signalet mellem 40 BPA og 70 BPA (stiplede linier), har erfaringerne vist at der opnås gode driftsresultater i luftningstankene og rensekravene opfyldes. Et NADH-signal under 40 BPA har typisk været ensbetydende med en lav stofbelastning (mindre end 30.000 p.e. til luftningstankene). Et NADH-signal over 70 BPA har typisk været ensbetydende med en meget høj stofbelastning (mere end 80.000 p.e. til luftningstankene). Ligger NADH-signalet uden for ovennævnte grænser, er der en risiko for mindre gode rensere resultater.



*Figur 8 NADH-måling i luftningstankene*

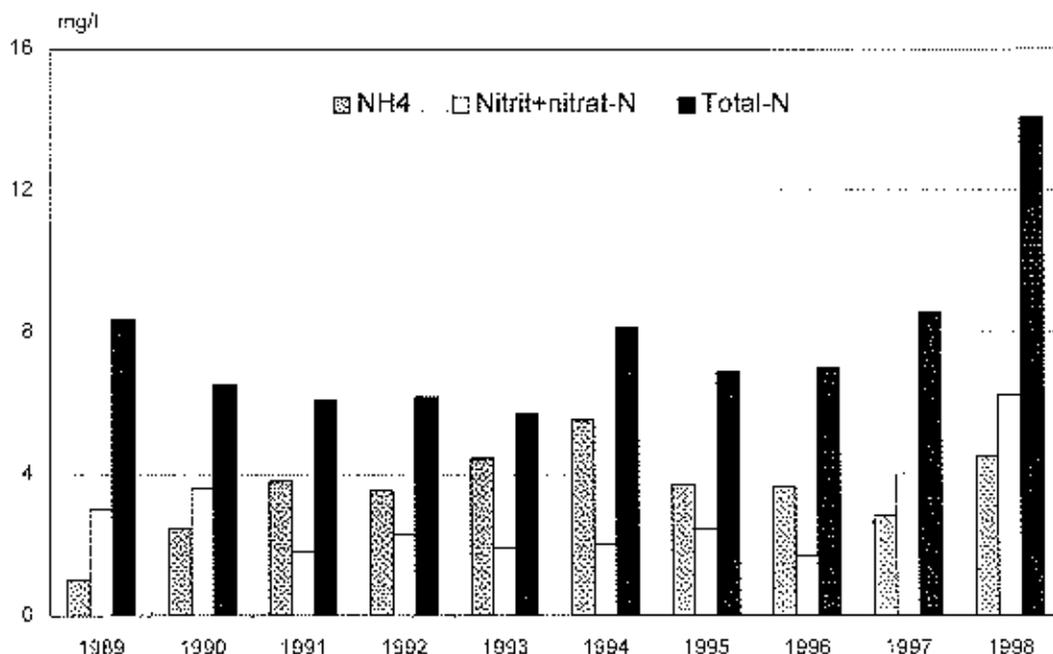
Af figur 9 fremgår et eksempel på de daglige belastningsvariationer i løbet af ugen registreret med NADH-målingen. Op imod 2/3 af belastningen stammer fra industrien og deres aktiviteter er stort set lukket ned i weekenden. Denne store forskel mellem hverdage og weekenden ses tydeligt. Den daglige variation på hverdage er relativ stor sammenlignet med variationer i weekenden.



Figur 9 De daglige belastningsvariationer målt med NADH

### Renseresultater

I takt med den stigende belastning af renseanlægget ses en forringelse af rensesultaterne for ammonium. I 1994 ligger den gennemsnitlige ammoniumkoncentration på mere end 5 mg/l. Med omfægningen til den nye driftsform, falder afløbskoncentrationen for ammonium, og kravene til totalkvælstof overholdes i 1995 og 1996 helt uden problemer. I de sidste 3 måneder af 1997 er biosorptions-trinnet ude af drift, hvilket er årsagen til, at resultatet for totalkvælstof i 1997 lige overskrides.

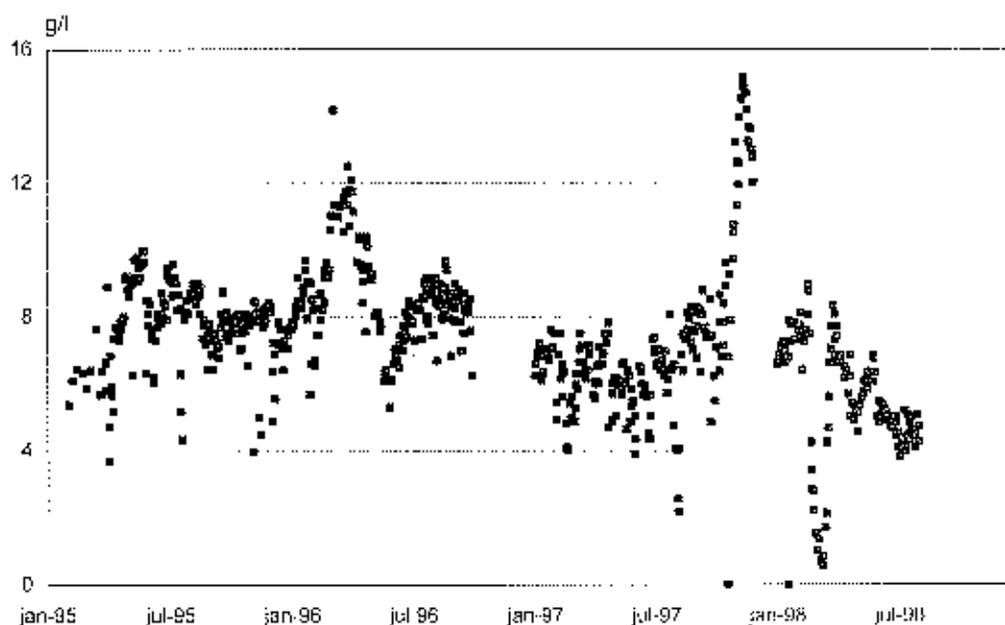


Figur 10 Kvælstof i afløb

## Slamegenskaber

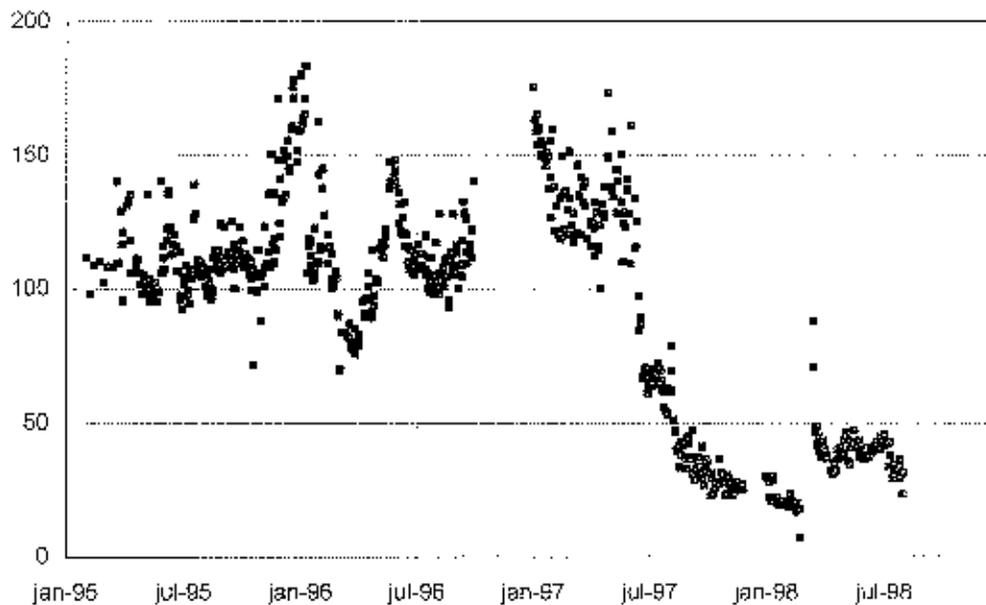
I forbindelse med introduktionen af Symbio<sup>®</sup> processen samt den til tider meget høje belastning har luftningstankene i perioder forsøgsvis været drevet med betydeligt højere slamkoncentrationer. Erfaringerne med drift af luftningstankene har været meget positive. Med slamkoncentrationer på op til 15 g/l har der kun været gode erfaringer med slammets bundfældningsegenskaber. Ved en slamkoncentration på 8 g/l har slamvolumindexet typisk ligget på 125 ml/g. Ved en slamkoncentration på 12 g/l er slamvolumindexet typisk faldet til 70 ml/g.

Fra medio 1997 er luftningstankene berørt af helt anderledes slamegenskaber end de foregående år. Slammets bundfældningsegenskaber ændres af endnu ukendte årsager radikalt, på ganske få uger fra et slamvolumindex på 75-125 ml/g ned til 20-30 ml/g.



*Figur 11 Slamkoncentrationen i luftningstankene*

Mikroskopiering af slammets har vist en meget tydelig forskel i slamstrukturen fra før og den ovennævnte ændring. Før havde slamflokkene en middeldiameter på 0,05-0,08 mm og have en åben overfladestruktur og en kompakt kerne. Efter den radikale ændring i slammets bundfældnings egenskaber ses kugleformede granulater af slamflokke med en middeldiameter på 0,2-0,4 mm og en lukket og glat overflade.



Figur 12 Slammvolumenindex for slamm i luftningstankene

Slamgranulerne på Thisted Renseanlæg adskiller sig i den kemiske sammensætning fra "normalt" slam ved at indeholde en større mængde jern, sulfid samt biologisk ses ved en methanogen aktivitet inde i slamgranulerne. Indenfor anaerobe processer ses i nogle tilfælde en slamstruktur, der kunne ligne slamgranulerne på Thisted Renseanlæg. Erfaringer fra anaerob-området viser at sulfid spiller en betydende rolle i dannelsen af nævnte slamgranuler.

To meget væsentlige forhold har gjort sig gældende ved tilstedeværelsen af denne slamtype: 1) slamm bundfælder delvis i luftningstankene trods omrøring og luftning; 2) nitrifikationskapaciteten i slamgranulerne er reduceret.

Denne driftssituation resulterer i en til tider reduceret nitrifikation og dermed en ikke tilstrækkelig kvælstoffjernelse. På Thisted Renseanlæg foretages i løbet af 1998 mange tiltag for at få slamgranulerne fjernet. Luftningstankene tømmes delvis for slam, processen drives med høje oxygenkoncentrationer samt forskellige driftsformer. Ingen af tiltagene har nogen afgørende effekt. Mængden og størrelsen af slamgranulerne falder i løbet af 1998. Med en samtidig faldende belastning af Thisted Renseanlæg i 1998 forsøges ved denne artikels færdiggørelse at drive kvælstoffjernelse efter vekseldriftsprincippet.

## Konklusion

Thisted Renseanlæg har med optimeringen, baseret på Symbio<sup>®</sup> processen, samt en tæt styring af henholdsvis biosorptionstrinnet og luftningstrinnet opnået en kapacitetsudvidelse fra de oprindeligt dimensionerede 68.000 p.e. til mere end 120.000 p.e.

Med Symbio<sup>®</sup> processen kan et eksisterende anlæg med krav til total-kvælstoffjernelse opnå en lang bedre udnyttelse af volumen- og luftningskapaciteten.

Trods relative lave oxygenkoncentrationer i området  $0.2 \text{ mg/l} < O_2 < 0.8 \text{ mg/l}$  forløber nitrifikationen uden problemer.

Anvendelsen af NADH-målingen til on-line styring af Symbio<sup>®</sup> processen har virket stabilt og uden problemer i perioden 1995-97. NADH-målingen har fint registreret de løbende ændringer i belastningen af renseanlæggets biosorptionstank og de to luftningstanke. Samtidigt har NADH-målingen tydeligt registreret de enkelte tilfælde, hvor lufttilførslen til luftningstankene har svigtet.

I perioden 1995-97 opnår Thisted Renseanlæg væsentlige relative driftsbesparelser ved optimeringen. Energi- og kemikalieforbruget er ikke steget under den øgede belastning af anlægget. Energiforbruget i foråret 1997, hvor belastningen lå lige over 100.000 p.e., var ca. 2000 kWh/dag. Tilsvarende energiforbrug er registreret ved BioDeniro driften ved en belastning på 70.000 p.e.

NADH-måleteknikken er stabil og stort set vedligeholdelsesfri. Der er ingen nævneværdige driftudgifter, da der ikke anvendes nogen former for kemikalier, og rengøringen af målerne er minimal.

Luftningstankene har uden problemer været drevet med slamkoncentrationer på op til 15 g/l. Slamvolumindexet ved en slamkoncentration på 12 g/l ligger typisk på 75 ml/g. Det tilsvarende index ved en slamkoncentration på 8 g/l ligger typisk på 125 ml/g. De procesmæssige fordele ved de højere slamkoncentrationer er at slammets bundfældnings egenskaber forbedres med en hurtigere sedimentationsevne, og bundfældningsevne påvirkes i langt mindre grad af høje hydrauliske belastninger.

# Redox Potential and the Control of Nitrogen Removal

David Cecil

Odense Water Ltd, Vandværksvej 7, DK-5000 Odense. E-mail: dc@ov.dk

## Introduction

Redox potential measurements have been used in wastewater treatment since the early 40's when practical electrodes were first developed (Rohlich 1948). At that time these measurements were used to control the level of aeration. However with the advent of workable oxygen electrodes engineers and plant operators lost interest in redox, until more recently when nutrient removal became an issue (Koch et al 1985). The reason for the renewed interest in redox is that redox can give us some useful information on the progress of particularly nitrogen removal at a very low cost. Seen in this light it's surprising that there isn't more interest in redox. There are a number of explanations for this but probably the most important is that redox measurements are difficult to interpret when compared with the output from e.g. an oxygen sensor. In this paper I will attempt to show that even though this may be the case the redox signal can still be used for automatic control of at least one type of nitrogen removal system with good results.

## Redox Potential

Redox potential is related to the energy released by the chemical processes in the activated sludge. As such redox changes level according to the electron acceptor available (oxygen, nitrate, sulphate etc.). It also increases and decreases according to the concentrations of reactants and products present. This change is not however proportional with the concentrations but with the log of the concentrations (Mosey 1985). This means that large changes in concentration only result in small changes in the redox potential. These two factors, that redox reacts to many substances in the activated sludge environment and that large changes in concentration are necessary for small changes in potential do, to a certain extent, limit the use of redox to the identification of which electron acceptor is present.

## Controlling the Biotenitro process

Odense Water Ltd operates three central WWTPs for the City of Odense, Denmark. All three plants remove nitrogen with the help of the Biotenitro process originally developed by the Akvadan Company, now I. Krüger Corporation. The central element in this process is that nitrification and denitrification proceed in

the same tank and that two or more tanks operating in parallel open and close depending on the process going on in the tank (Tholander 1977).

The critical control parameter in the biodenitro and other alternating processes for the removal of nitrogen is the length of time of aeration. Aeration must continue until the ammonium concentration is reduced to an acceptable level at which time aeration must stop in order to allow the greatest possible time for denitrification and thereby nitrogen removal. It will also improve the nitrogen removal if aeration is restarted when the nitrate concentration is low so that more ammonium can be converted to nitrate. In other words for effective control one needs a signal that can be related to the ammonium concentration and a signal that can be related to the nitrate concentration. On-line instruments for the measurement of both ammonium and nitrate are available. They are however relatively expensive both with respect to installation and operation and therefore Odense Water decided to explore other possible control methods.

### **Redox measurements**

In 1990, at the time this decision was made, French and Canadian articles (Charpentier et al 1989, Koch et al 1985) suggested the use of redox for this purpose. Redox instruments were therefore installed at Odense's Northwest WWTP (43,000 PE) and the signal was monitored. Figure 1 shows a typical redox curve together with the oxygen signal and measurements of nitrate in grab samples of the activated sludge. As one can see redox potential falls from about 100 mV to 0 mV when the oxygen concentration drops to zero and then holds more or less steady at this level until the nitrate concentration goes to zero. At which time the redox potential falls to -100 mV. This pattern in the redox potential can be seen at all three of the larger WWTP in Odense. It also corresponds well to Koch's (1985) observations both with respect to the general level of the signal and to the difference in the level of the signal depending on the electron acceptor available.

With respect to the need for a signal that can be related to the nitrate concentration we now have the possibility of using redox to indicate when the nitrate concentration goes to zero. We can use this to restart aeration.

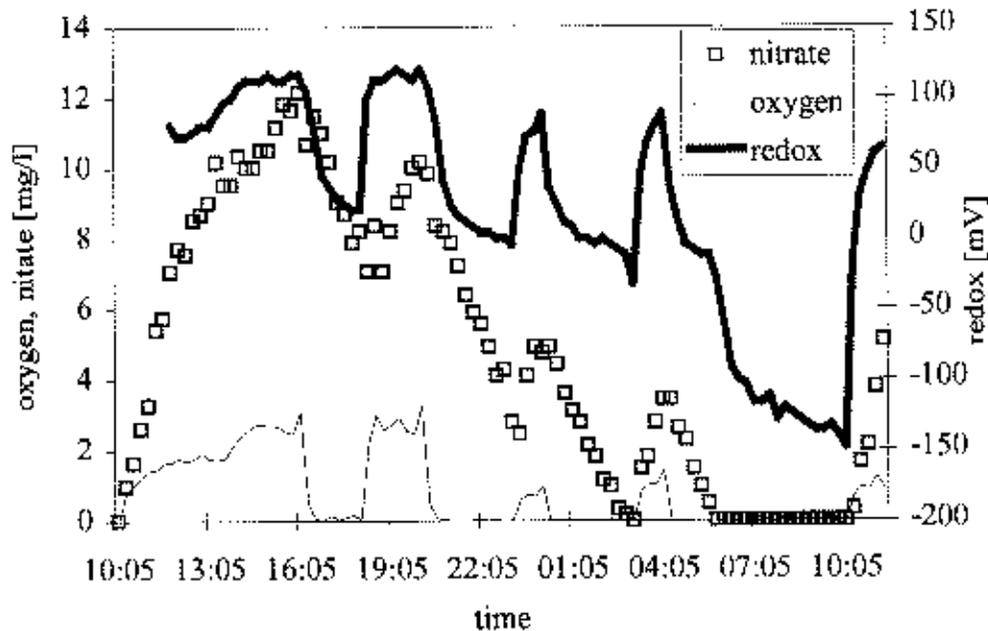


Figure 1. Northwest WWTP, extended aeration, channel 2, May 30-31, 1990.

### Oxygen Uptake Rate (OUR) control

At that time we still lacked a signal we could relate to the ammonium concentration. For this purpose we decided to try using the oxygen uptake rate (OUR) as an indication of the ammonium concentration. This we did by operating the aeration system in the activated sludge tanks at a constant rate and measuring the change in oxygen concentration. When the rate of aeration is both constant and close to the oxygen uptake rate then the oxygen concentration will indicate changes in the uptake rate. As the concentration of ammonium and other oxygen consuming substances decreases the uptake rate decreases and the oxygen concentration increases. This strategy was suggested by Thornberg and Nielsen (1989).

When we did this we observed oxygen curves similar to the one shown in figure 2. In figure 2 one can see a marked increase in the oxygen concentration towards the end of the aeration period. The ammonium concentration in grab samples of the activated sludge taken at the end of the aeration period was also low. We chose therefore as a first step to an automated control system to stop aeration when the oxygen concentration reached a set point along the ascending part of the oxygen curve. The results of using this method of control were presented at a previous conference in this series (Cecil 1995).

We have employed this system at the Ejby Mølle WWTP (330.000 PE) since 1993. It has improved nitrogen removal but there are a number of drawbacks to the system to which I will return later in this paper.

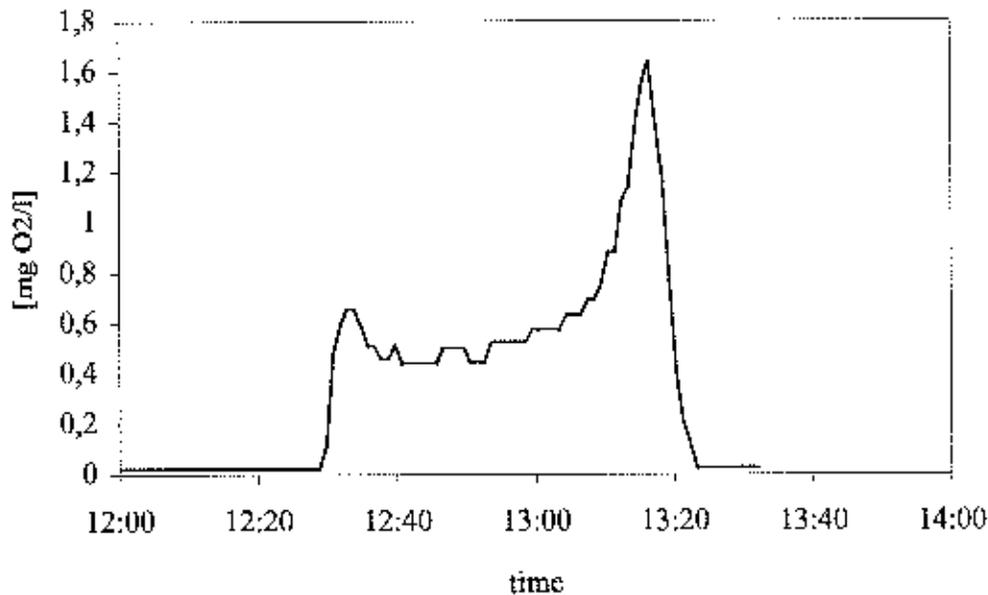


Figure 2. Ejby Mølle WWTP, Typical Oxygen curve

### OUR and Redox Control

After we were convinced that the oxygen uptake rate could be used as a replacement for the ammonium signal we then wanted to use the redox signal as a substitute for the nitrate signal. When the nitrate concentration is zero we would restart aeration. This we would do by simply choosing a redox set point low enough that we were certain that the nitrate concentration was zero. This strategy is used with good results by many (e.g. Charpentier 1989).

We had an opportunity to make this change in January 1998 when the PLCs controlling the activated sludge unit at the Ejby Mølle plant were upgraded. Figure 3 shows the nitrogen removal process initiated at the Ejby Mølle plant at that time. At this plant there are two sets of two tanks for the biodenitro process. The two sets operate in parallel. Only one of the two sets of tanks is shown. The cycle starts with the beginning of aeration. At this time the outlet and inlet gates to the tank where aeration starts are usually closed and there is no influent to the tank. In this respect aeration is a batch process. Aeration continues until the oxygen set point is reached at which time the aeration stops and the tank is opened for influent and effluent. At the same time the other tank of the set is closed. At some time after the second tank was closed the redox signal in this tank falls below its lower set point and aeration is started again. While the first tank is still open the second tank completes its aeration period and it then signals the opening of its outlet and inlet gates and the closing of the first tank. At low and medium loads aeration begins and ends in a closed tank. At high load conditions aeration begins in an open tank and goes to completion in a closed tank.

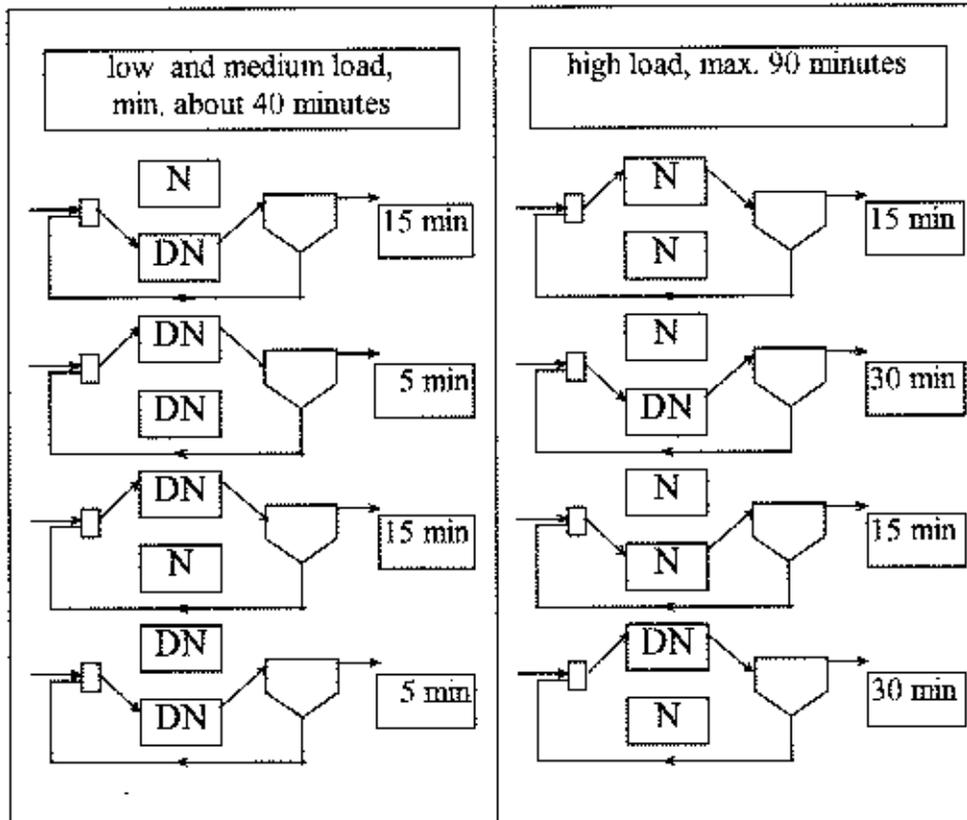


Figure 3. *Ejby Mølle WWTP, The nitrogen removal cycle*  
*The times shown may vary within each cycle*  
*(N= nitrification. DN= denitrification.)*

There are two major reasons for this pattern of operation. The first is that the influent should flow to the tank where denitrification is proceeding. This ensures the optimum use of the carbon in the influent for nitrogen removal. This is one of the basic intentions of the biodenitro process. The second reason, which is specific to the process as it is employed at the Ejby Mølle plant is that aeration should go to completion in a closed tank. This improves the response of the OUR "ammonium" sensor because if one attempts to complete aeration in an open tank the incoming load can force the oxygen concentration to decrease instead of increase. The result would be aeration times equal to the maximum aeration time even in periods of moderate load.

#### Timer control for backup

To ensure that the system doesn't lock in one position there are two important time limits set. One of these is the maximum time of aeration. If this limit is reached before the oxygen concentration reaches its set point aeration is stopped and the influent to the tanks is switched. At the present time this limit is set to 75 minutes. The other limit is the maximum cycle time. The timer for this limit is started when aeration starts and continues into the denitrification period. If the redox potential doesn't drop below its set point then this timer restarts aeration when its limit is reached. At the present time this limit is 90 minutes. During periods of high load or if one or both of the sensors fail these time limits come

into effect. As aeration is permitted to operate 75 minutes out of a total cycle time of 90 minutes then nitrification has priority under these conditions.

## Improved nitrogen removal at the Ejby Mølle WWTP

Figure 4 shows measurements of total nitrogen in the effluent for the period from January 1, 1990 to October 1, 1998. Before February 1993 when there was only timer control the average effluent total N concentration was 4.7 mg N/l. Between February 1993 and January 1998 when OUR control was in use the average total N concentration was 4.4 mg N/l. Since redox was added in January 1998 the total N concentration has been 3.8 mg N/l. In other words there was some but not dramatic improvement in nitrogen removal obtained by employing the OUR control method and then redox.

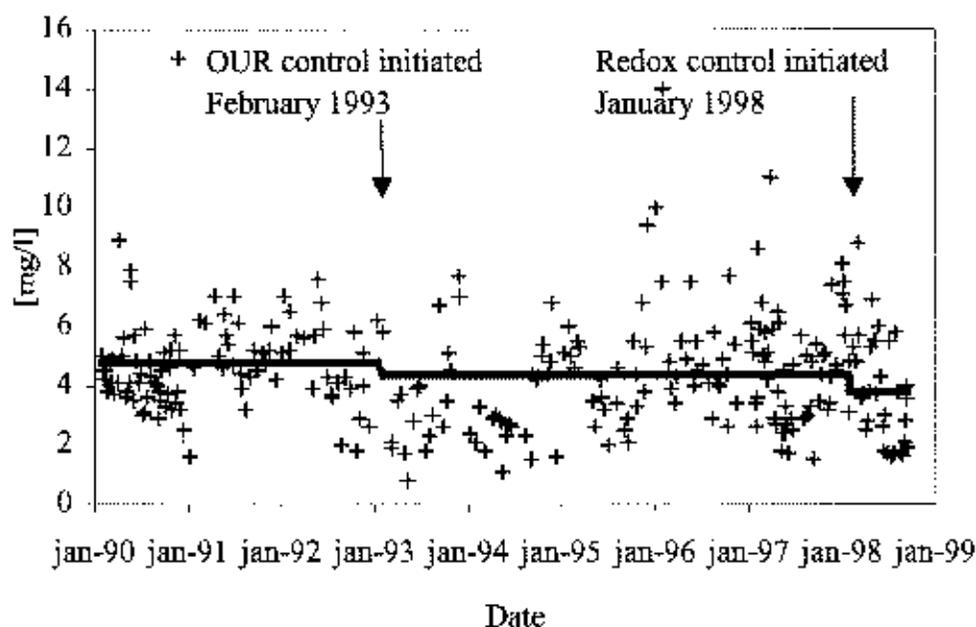


Figure 4. The Ejby Mølle WWTP, Total Nitrogen in the effluent.

Even though there was no dramatic improvement in nitrogen removal the introduction of redox control has reduced the plant operator's workload. Table 1 shows the number of changes in set point made by the operator during the last 4 years.

*Table 1. Ejby Mølle WWTP  
Number of changes of set points made by the plant operator*

year	Oxygen	Redox		Rate of acration	total
		low	high		
1995	173			42	215
1996	110			64	174
1997	131			19	150
1998 Jan.	23			0	23
1998 Feb.-Dec.	9	32	23	6	70

In the 11 month period since redox was added to the control system the operator has made about half as many changes of set points as he would have made with OUR control alone. This is the case even though there are twice as many set points to work with. (The purpose of the high redox set point will be explained later). Most of these set point changes were made in the first four months of operation. During the period from May 13, 1998 and October 27, 1998 no set points were changed. This period includes the summer industrial vacation when the load on the plant is about 70% of normal. The combination of redox and OUR appears to be more stable than OUR control alone.

## **Redox combats the problem of instability in OUR control.**

We used the OUR system at the Ejby Mølle Plant for 4 years prior to adding redox. During this period we observed a major draw back to OUR control. This is that the rate of nitrification varies from day to day probably because the levels of substances toxic to nitrifying bacteria vary in the influent. This has been shown to be the case in Helsingborg as reported by Magnusson and Jönsson (1995). When the level of toxicity increases the rate at which oxygen is used decreases and the oxygen concentration increases more rapidly. The system then reaches its oxygen set point sooner and the length of time of aeration and nitrification is reduced when it should in fact be lengthened. The result is days with unacceptably high ammonium concentrations in the effluent. The alternative is a high oxygen set point and long periods of unnecessarily low concentrations of ammonium in the effluent and a less than optimum nitrogen removal.

Redox improves stability in two ways. The first way is that the restart of aeration and nitrification when the nitrate concentration drops to zero combats the case in which nitrification is inhibited to the extent that nitrate is produced in only small amounts. Under these conditions denitrification soon reduces the concentration of whatever nitrate there is to zero and aeration is restarted. This leads to many short periods of aeration but the end result is much more aeration time and in most cases the reduction of ammonium concentration to acceptable levels.

The second way in which the addition of redox to the OUR control system has improved stability has to do with the nature of the redox signal during aeration. We and others (Charpentier et al 1989) have observed that the redox level drops as the ammonium concentration increases. This effect is only visible with large

changes in ammonium concentration, but as such it can still be used as a form of backup to the OUR system. This we have tried at the Ejby Mølle plant by adding a second redox set point. This high set point must be reached before aeration can stop. In other words both the oxygen concentration and the redox signal must be above their respective set points in order for aeration to stop. The use of a combination of redox set point and oxygen to stop aeration has also been developed by Wouters-Wasiak (1994).

*Table 2. Ejby Mølle WWTP*

*Ammonium exceeds the discharge limit in composite samples of the effluent from the activated sludge unit.*

year	number of days	control strategy
1994	11	OUR without Redox
1995	22	"
1996	12	"
1997	5	"
1998	4	OUR with Redox

One can see in table 2 that since the introduction of redox control the ammonium concentration has exceeded the discharge limit (4 mg/l during the winter and 2 mg/l during the summer) four times at the Ejby Mølle plant. This is similar to plant performance in 1997 and better than performance in previous years with, as mentioned above, fewer set point changes. Table 2 is based on measurements made everyday at the plant. Danish rules, with regard to monitoring discharges, permit the effluent to exceed the ammonium limit in 20% of the daily samples taken during the calendar year. So the plant has not exceeded its discharge permit.

## **Improved nitrogen removal at the Northwest WWTP**

At Odense's Northwest WWTP OUR and redox control were introduced at the same time in March of 1995. The average total nitrogen concentration prior to March 1995 was 5.5 mg N/l. Since March 1995 the average concentration has been 3.0 mg N/l., an improvement of 2.5 mg N/l. Since the introduction of redox control there has only been 4 days with an ammonium concentration greater than the discharge limit (4 mg/l during the winter and 2 mg/l during the summer). These four days occurred at one time and were the result of one toxic incident. During the three years prior to the introduction of OUR and redox control there were 13 days with ammonium above the discharge limit. As is the case at the Ejby Mølle plant the Northwest plant has not exceeded its discharge permit.

## **Conclusion**

At the Ejby Mølle and Northwest WWTPs operated by the Odense Water Ltd. a system of aeration control which combines oxygen uptake rate (OUR) and redox potential has proven itself as a method of reducing nitrogen levels in the effluent.

The nitrogen removal process at these plants proceeds in parallel aeration tanks that alternate between periods of aeration and denitrification. At the same time influent is redirected from one tank to the other such that influent and effluent is primarily to and from the tank where denitrification is going on. The aeration stops and the tanks open and close when the oxygen concentration reaches its set point and the redox potential reaches its high set point. Aeration is restarted again when redox potential drops to its low set point. The average total nitrogen concentration in the effluent from the Ejby Mølle WWTP is 3.8 mg N/l. The effluent total N concentration at the Northwest WWTP is 3.0 mg N/l. The operator's confidence in the system is high because the effluent quality is good, the system appears to prevent high concentrations of ammonium in the effluent when nitrification is mildly inhibited, and because his work load has been reduced.

## References

- Cecil, D. (1995) Aeration Control for Optimizing Nitrogen Removal. Nitrogen Removal from Municipal Wastewater. TemaNord 995:580. Nordic Council of Ministers, Copenhagen. p.156-165. ISBN 2 9120 709 8, ISSN 0908-6692.
- Charpentier, J., H. Godart, G. Martin, Y. Mogno (1989) Oxidation-Reduction Potential (ORP) Regulation as a Way to Optimize Aeration and C, N, and P Removal: Experimental Basis and Various Full-Scale Examples. *Wat. Sci. Tech.* 21 1209-1223.
- Koch, F.A., W.K. Oldham (1985). Oxidation-Reduction Potential - A Tool for Monitoring, Control and Optimization of Biological Nutrient Removal Systems. *Wat. Sci. Tech.* 17 259-281.
- Magnusson, P., L. Jönsson (1995). Full-Scale Experience from Nutrient Removal at Öresundsverket. Nitrogen Removal from Municipal Wastewater. TemaNord 995:580. Nordic Council of Ministers, Copenhagen. ISBN 2 9120 709 8, ISSN 0908-6692.
- Mosey, F.(1985). Redox Potentials in Wastewater Treatment. *The Chemical Engineer*, May 1985 21-24.
- Rohlich, G.(1948) Measurement and Control of Sewage Treatment Process Efficiency by Oxidation-Reduction Potential- A Discussion. *Sewage Works Journal* 20 (4) 650-653.
- Tholander, B. (1977). An Example and Design of Activated Sludge Plants with Denitrification. *Prog. Wat. Tech.* 8 (4/5) 661-672.
- Thornberg, D.E., M.K. Nielsen (1989). Kvælstoffjernelse ved styring af simple renseanlæg. *Spildevandsteknisk Tidsskrift* 17 (December) 4-10.
- Wouters-Wasiak, K., A. Héduit, J.M. Audic, F. Lefèvre (1994). Real-Time Control of Nitrogen Removal at Full-Scale Using Oxidation Reduction Potential. *Wat. Sci. Tech.* 30 (4) 207-210.

# FREDERICIA CENTRALRENSSEANLÆG

## Nitrogenfjernelse når industribelastningen er dominerende

v/Carl Åge Gregersen

Fredericia Kommune  
Gothersgade 21  
7000 Fredericia  
E-mail: tegr@fredericiakom.dk

### Baggrund

Fredericia Centralrenseanlæg er under udbygning til en samlet kapacitet på 420.000 PE.

Anlægget har siden udbygningen i starten af 90'erne til overholdelse af vandmiljøhandlingsplanens krav været udsat for en markant stigning i den i forvejen høje industribelastning. De tilsluttede industrier udleder i flere tilfælde meget usædvanligt spildevand, således at anlæggets opbygning, indretning og drift er speciel i forhold til andre danske kommunale renselanlæg.

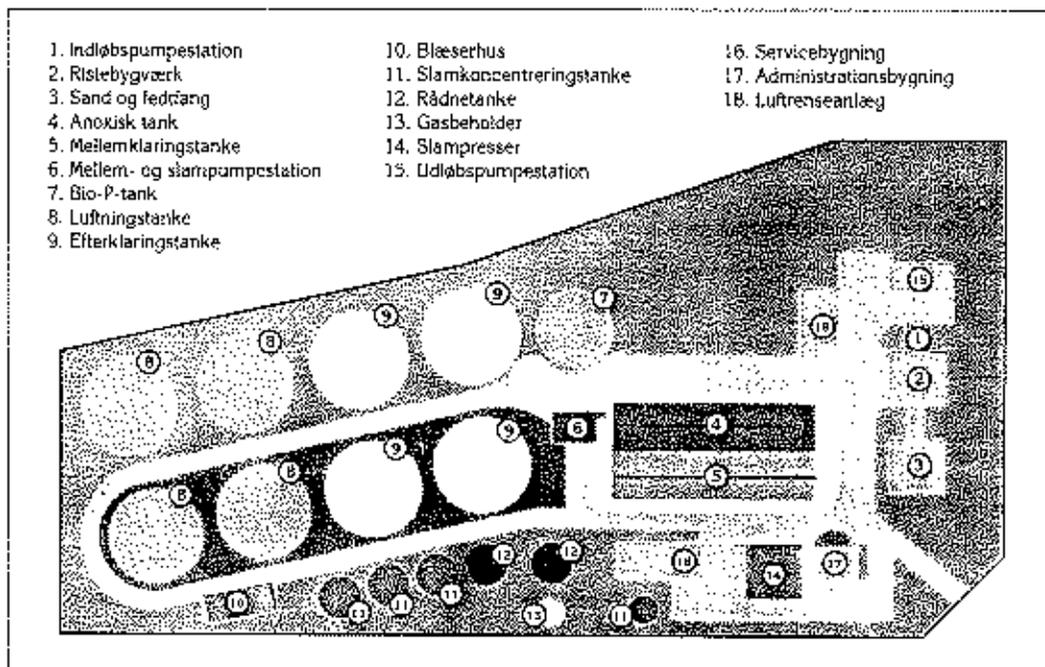
Under forarbejderne til den igangværende udbygning har anlæggets belastningsforhold været revurderet, og den hidtidige drift har været underkastet en nærmere analyse set i lyset af udbygningsbehovet.

Samtidig har der været foretaget en række specialundersøgelser for at få belyst, hvilke konsekvenser den specielle spildevandssammensætning har for dimensioneringen.

## Eksisterende anlæg - driftserfaringer

For overholdelse af vandmiljøhandlingsplanens krav om kvælstof- og fosfor-fjernelse blev Fredericia Centralrenseanlæg i starten af 90'erne gennemgribende udbygget til en kapacitet på 230.000 PE.

Allerede ved denne udbygning var det klart, at de usædvanlige spildevandsforhold motiverede en anderledes anlægsopbygning - og anlægget blev da også udbygget utraditionelt som et to-trins aktiv slam anlæg med første trin som et anoxisk højt belastet aktiv slam anlæg og andet trin som et mere traditionelt lavt belastet aktiv slam anlæg med kombineret kvælstof- og fosforfjernelse.



Figur 1: Fredericia Centralrenseanlæg - Oversigtsplan

Råspildevandet til Fredericia Centralrenseanlæg er præget af store industribelastninger, hvorfra der bl.a. sker en væsentlig tilledning af nitrat og clorid. Tilledning af disse stoffer kræver en speciel proces teknisk hensyntagen i forbindelse med design og dimensionering af anlægget.

Tilledningen af clorid kan erfaringsmæssigt medføre hæmninger af den biologiske rensproces i almindelighed og af nitrifikationsprocessen i særdeleshed.

Rensetrin 1 er opbygget som en højt belastet fordenitrifikationstank (anoxisk tank) og to parallelle mellemløstklaringsstanke. Formålet hermed er dels at gennemføre en effektiv fjernelse af nitrat inden tilledning til trin 2, og dels at fjerne en del af den partikulære organiske belastning fra råspildevandet.

Denitrifikationen gennemføres under et forbrug af letnedbrydeligt kulstof, der tilledes med råspildevandet. Styringen af denne fordenitrifikation er kritisk, idet en ineffektiv fjernelse af nitrat i yderste konsekvens kan medføre en forhøjet udledning af kvælstof fra det samlede anlæg. Modsatningsvis betyder manglende nitrat til dette rensetrin, at bakterierne respirerer på sulfat med dannelse af svovlbrinte til følge.

Umiddelbart efter idriftsættelsen gav specielt dette rensetrin anledning til en del lugtgæner fra anlægget, hvorfor det blev besluttet at etablere overdækninger, hvorfra udsugningsluften føres til et luftrenseanlæg.

Der er desuden etableret mulighed for ekstern tilsætning af både methanol og nitrat som støttedosering i de tilfælde, hvor der ikke er den normale balance mellem nitrat og let omsætteligt kulstof i råspildevandet.

Generelt set er lugtproblemerne afhjulpet, men i de meget varme perioder om sommeren har der fortsat været lugtgæner fra specielt svovlbrinte, hvorfor det er blevet besluttet at ombygge luftrenseanlægget til imødegåelse af disse driftssituationer.

For så vidt angår spildevandsrensningen er der på hverdage i sidste halvdel af 1996 målt følgende reduktionsgrader i rensetrin 1:

COD	45%
Total-N	45%
NO <sub>3</sub> -N	95%
Total-P	45%
SS	65%

Rensetrin 2 er traditionelt opbygget med 1 stk. Bio-P tank, 4 stk. luftningstanke og 4 stk. efterklaringstanke.

Rensetrin 2 er karakteriseret ved et slam med usædvanlig gode bundfældningsegenskaber, hvor slamvolumenindekset (SVI) i gennemsnit ligger på ca. 30 ml/g.

De gode bundfældningsegenskaber må bl.a. tillægges den store mængde calcium i råspildevandet.

Gennem 1996 og 1997 drives luftningstankene med et slamindhold i intervallet 4,3 til 8,4 kg SS/m<sup>3</sup> - hvor der oprindeligt var regnet med kun 4,5 kg SS/m<sup>3</sup>. Selv med det høje slamindhold har tilbageholdelsen af slam i efterklaringstankene ikke været noget problem.

Det høje slamindhold opbygges ufrivilligt fra foråret 1996 som følge af generelle belastningsstigninger og samtidige problemer med slamafvandingskapaciteten.

Såvel den stigende belastning som det høje slamindhold betyder, at den eksisterende beluftningskapacitet i perioder har været en begrænsende faktor for stofomsætningen i luftningstankene.

Ud over den generelt stigende belastning er anlægget desuden udsat for stødbelastninger - i visse situationer er der målt et ekstremt højt COD-indhold i råspildevandet - enkelte dage svarende til 800.000 PE.

For at kunne imødegå de værste spidsbelastningssituationer er der - foreløbig på forsøgsbasis - blevet etableret et ilt-doseringsanlæg til berigelse af den atmosfæriske blæserluft med ren ilt.

Styringen af den biologiske proces foretages som en intermitterende beluftning, hvor styringsparametrene opnås gennem en on-line måling af ilt, ammonium, nitrat og Ortho-fosfat. Styringskonceptet har vist, at det er muligt at gennemføre en effektiv kvælstofreduktion på Fredericia Centralrenseanlæg.

I efterklaringstankene sker en meget hurtig bundfældning af slammet, og hovedparten af slammet transporteres effektivt tilbage til luftningstankene. Imidlertid kan der konstateres en mindre mængde svævestof i vandfasen, som ledes med afløbsvandet ud. Dette svævestof resulterer i forholdsvis høje afløbsværdier for suspenderet stof.

For at bedre bundfældningsegenskaberne tilsættes et aluminiumsprodukt (PIX), hvorved finpartikulært materiale bedre kan flokkuleres og bundfældes. På denne måde har det hidtil været muligt at overholde afløbskravet på 30 mg SS/l.

Som en konsekvens af den høje udløbskoncentration af SS udledes et relativt stort indhold af fosfor, der er bundet til det aktive slam. En forbedring af slamtilbageholdelsen vil således samtidig medvirke til en reduktion af den udledte mængde fosfor samt en væsentlig mindre afgift for udledning af fosfor og organisk stof.

Der har i den forbindelse været gennemført pilotforsøg med et sandfilter og et skivefilter for at få undersøgt afløbsvandets filtrérbarhed.

Ingen af disse teknikker synes dog umiddelbart at være oplagte muligheder.

Sammenfattende må det siges, at det eksisterende anlæg har vist sig meget fleksibelt overfor en meget svingende belastning og spildevandssammensætning - og anlægget har været i stand til at overholde udlederkravene til trods for en i perioder meget kraftig overbelastning.

I forbindelse hermed er der høstet gode erfaringer med at drive renseanlægget med en høj slammasse i luftningstankene. De problemer, der har vist sig i forbindelse med overbelastningerne, har i høj grad været i form af flaskehalse i den maskinelle udrustning (beflytningsudstyr, slamafvanding m.v.).

Da belastningsforøgelsen i væsentlig grad er karakteriseret ved at være en stigning i stofmængderne og kun i mindre grad en hydraulisk belastningsforøgelse, er det besluttet at basere udbygningen af anlægget på den eksisterende procesudførelse og søge at fjerne de konstaterede flaskehalse i den maskinelle udrustning.

Fredericia Centralrenseanlæg udvides således til en kapacitet på 420.000 PE uden udbygning af anlæggets procesvolumener.

Følgende udvalgte procesnøgletal ligger til grund for dimensioneringen:

Slamindhold på 8,5 kg SS / m<sup>3</sup> i luftningstankene.

Hæmning af nitrifikationsprocessen på 25%.

Indløbsmængder pr. døgn	Udløbsmængder pr. døgn	Udløbskoncentrationer	Udløbskoncentrationer kravværdier
43.000 m <sup>3</sup>	43.000 m <sup>3</sup>		
44.000 kg COD	2.350 kg COD	55 mg/l	(75 mg/l)
19.400 kg BOD			
19.500 kg SS	780 kg SS	18 mg/l	30 mg/l
600 kg P	40 kg P	1 mg/l	1,5 mg/l
3.100 kg N	240 kg N	6 mg/l	8,0 mg/l
900 kg NO <sub>x</sub> -N			

Table 1: Procesnøgletal - gennemsnitsværdier

## Specialundersøgelser

Af de mange specialundersøgelser, der er gennemført under forarbejdet til udbygningsplanen, skal her specielt fremhæves et par stykker, som begge er relateret til højt chloridindhold.

Chloridkoncentrationen i tilløbet til Fredericia Centralrenseanlæg har i perioden 1994-1996 haft en kraftigt stigende tendens, således at anlægget i dag har den højeste chloridbelastning blandt anlæg for vidtgående rensning i Danmark.

I 1996 er chloridkoncentrationen i indløbet målt til 3,8 g/l som gennemsnit og 6,0 g/l som max. koncentration.

Med udsigten til betydelige forøgede tilledninger af bl.a. chlorid fra 2 store industrier, samt tilslutning af yderligere et havneområde med stærkt chloridholdigt spildevand, har det været nødvendigt at vurdere de forventede fremtidige chloridkoncentrationer, samt de forventede svingninger i disse koncentrationer.

Denne prognose viser, at den gennemsnitlige chloridkoncentration under tørvejr forventes at være beliggende i intervallet 4,3 - 5,5 g/l og med en forventet max. koncentration på 8,0 g/l.

I regnvejrssituationer må der forventes chloridkoncentrationer i tilløbet på minimum 0,4 g/l.

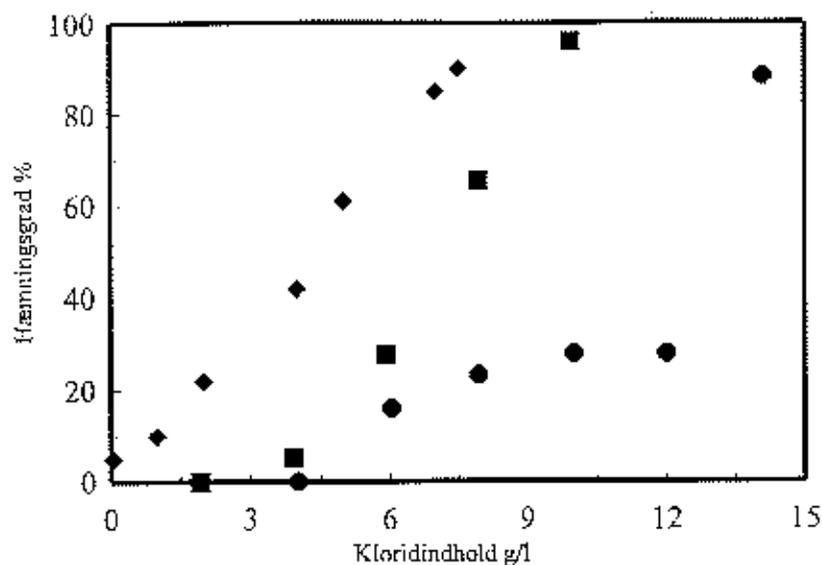
Det er velkendt, at et højt og varierende chloridindhold kan virke hæmmende på nitrifikation i renseanlæg. Der blev derfor gennemført en række undersøgelser for at belyse effekten af chloridindholdet både under de nuværende forhold og efter den forventede fremtidige stigning.

Indledningsvis blev der foretaget en undersøgelse af slammets nuværende chloridfølsomhed for variationer omkring det aktuelle niveau.

Herefter blev der hos VKI foretaget en laboratorieundersøgelse om muligheden for at tilvænne slammets fra Fredericia Centralrenseanlæg til et væsentligt højere chloridniveau (10 g/l). Dette viste sig umiddelbart uproblematisk.

Chloridfølsomheden i det tilvænnede slam blev herefter undersøgt som ovenfor.

Figur 3 viser effekten af chloridvariation på de to slamtyper fra Fredericia Centralrenseanlæg sammenlignet med effekten af chlorid på slam fra et anlæg, hvor chloridindholdet er lavt - svarende til det normale indhold i drikkevand på omkring 0,05 g/l.



- ◆ Referencenanlæg - ingen kloridtilvæning
- Fredericia Centralrenseanlæg, nuværende forhold - slam tilvænnet 3,8 g cl/l
- Fredericia Centralrenseanlæg, tilvænningsforsøg - slam tilvænnet 10 g cl/l

Figur 2: Nitrifikationshæmning i aktiv slam, der er tilvænnet forskellige kloridniveauer.

Det ses af figuren, at tilvæning af slam til et højere kloridniveau reducerer den hæmmende effekt fra klorid. Det fremgår således, at slam tilvænnet det høje kloridniveau på 10 g/l kun hæmmes moderat ved et kloridniveau mellem 6 og 12 g/l og først herover er alvorligt påvirket.

Det aktuelle slam på Fredericia Centralrenseanlæg, der er tilvænnet et niveau på 3,8 g/l, er markant påvirket ved et kloridniveau på 7 g/l og har stort set mistet nitrifikationsevnen ved 10 g/l.

Slam, der til dagligt kun er belastet med kloridniveauer som i drikkevand, er stærkt påvirket af stigende kloridindhold, og nitrifikationen er stort set stoppet ved et niveau omkring 7 g/l.

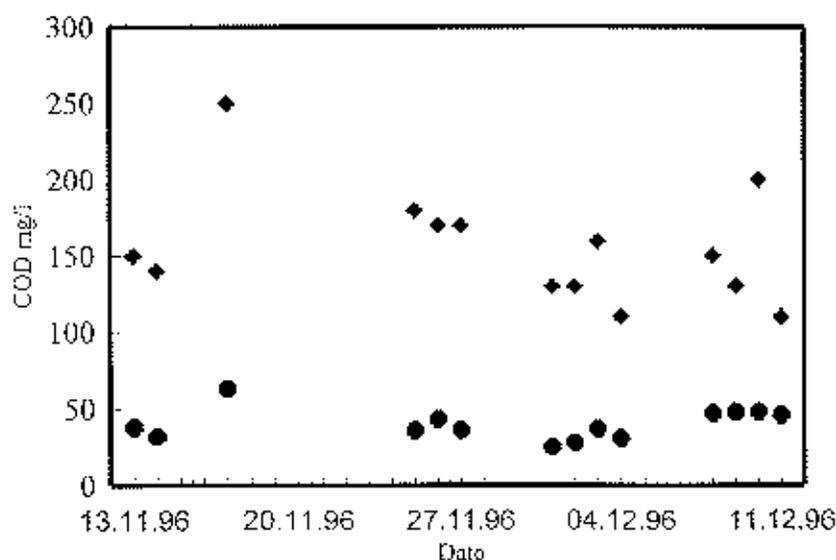
Undersøgelserne viste således, at det høje kloridindhold hæmmer nitrifikationen i et omfang, der må inddrages ved dimensionering. Samtidig må det forventes, at der kun er en moderat effekt af det fremtidige øgede kloridindhold, idet slammet kan tilvænnedes det højere niveau.

Som supplement til undersøgelsen af hæmningen fra det høje kloridindhold blev det undersøgt, om spildevandet derudover indeholder nitrifikationshæmmende stoffer; men undersøgelsen viste, at klorid var den eneste væsentlige kilde til hæmning.

Koncentrationen af COD har altid været høj i det rensede spildevand fra Fredericia Centralrenseanlæg. I Miljøstyrelsens årlige opgørelser af afløbskvaliteten fra danske renseanlæg med næringsstoffjernelse har Fredericia ofte haft den uofficielle danmarkrekord med målte koncentrationer over 100 mg/l.

Da der er krav til udledningen af COD på 75 mg/l gældende fra 1999, har det været vigtigt at finde årsagen til de høje koncentrationer, især da den store industritilledning kunne give mistanke om tilledning af betydelige mængder tungnedbrydligt organisk stof.

Da det samtidig er kendt, at chlorid kan forstyrre COD-analysen, blev det undersøgt om det høje chloridniveau kunne være årsagen til de høje COD-koncentrationer. Der blev derfor analyseret på COD i en række afløbsprøver efter den normale DS og med en tysk DIN standard, hvor chloridniveauet i prøven sænkes inden analysen. Figur 4 viser resultatet af disse parallelanalyser. Det ses, at niveauet efter DS er højt og på niveau med de hidtidige resultater, medens COD er på et mere normalt niveau for rensat spildevand, når chloridpåvirkningen fjernes. Det er bl.a. med baggrund i disse analyser, at den nyudgivne bekendtgørelse nr. 637 om kvalitetskrav til miljømålinger fastslår, at der skal benyttes ovennævnte DIN standard, når en prøve af rensat spildevand har et chloridindhold over 500 mg/l.



- ◆ DS 217
- DIN 38409

Figur 3: Indholdet af COD i afløb fra Fredericia Centralrenseanlæg analyseret efter DS 217 og DIN 38409 (hvor chlorid er fjernet fra prøven inden analysen)

# Pilotforsøk med nitrogenfjerning i aktivslamanlegg ved FREVAR (Fredrikstad VAR- selskap) i perioden 1995- 97

Bjørn Svendsen, Siv. Ing. Bjørn Svendsen AS

---

## Innledning

FREVAR fikk i brev fra sentrale myndigheter sommeren 1994 varsel om krav om fjerning av nitrogen. Tidsfristen for gjennomføring var angitt til 31.12.98.

Tid for gjennomføring ble vurdert som meget knapp og FREVAR inviterte derfor allerede høsten 1994 tre firmaer til å utarbeide "ideskisser" omfattende forslag til prosessvalg med tilhørende dimensjonering samt anleggs- og driftskostnader.

Avløpsvannet som tilføres FREVAR's renseanlegg kan enkelte vintre ha uvanlig lav temperatur (4-5°C i en 3 mnd periode). Ingen av firmaene kunne vise til erfaringer med nitrogefjerning i aktivslamanlegg ved så lave temperaturer og forslagene inneholdt derfor diverse reservasjoner

Ser man bort fra disse reservasjoner, konkluderte alle firmaene med at en aktivslamprosess ville gi de laveste årskostnadene. Det var imidlertid store forskjeller i beregning av nødvendige prosessvolumer og tilhørende driftskostnader.

I samråd med ovennevnte firmaer fant FREVAR det nødvendig å utføre forsøksdrift for å klarlegge prosessvalg og fremskaffe et godt dimensjoneringsgrunnlag.

Det ble nedsatt en styringsgruppe for forsøksdriften

- Bengt Göran Hellström    Stockholm Vatten AB
- Bjørn Rusten             Aquateam
- Egil Skjelfoss            Interconsult AS
- Bjørn Svendsen          Eget firma

Av hensyn til usikkerheten om bruk av en aktivslamprosess ved ovennevnte lave temperaturer fant styringsgruppen det nødvendig å utføre forsøksdrift både med aktivslam- og biofilmprosess.

Forsøksdrift med aktivslam ble påbegynt mai 1995 og avsluttet juni 1997.

Miljødepartementet frafalt i brev mai 1997 krav til nitrogenfjerning inntil videre, men varslet i tillegg at man ville komme tilbake med sikte på en gjennomføring av kravet henimot år 2005.

## Plan og målsetting for forsøksdriften

Styringsgruppen fant det nødvendig å utføre forsøksdrift med aktivslam i relativt stor skala bl.a. for å klarlegge slammets sedimenteringsegenskaper.

Av hensyn til den varslede korte tidsfristen for ferdigstilling var det i utgangspunktet nødvendig å ha resultater fra forsøksdriften våren 1996. For å utnytte tiden best mulig, ble det vedtatt å leie et mindre forsøksanlegg fra Rust VA-prosjekt frem til eget plassbygget forsøksanlegg kunne settes i drift.

Styringsgruppen anbefalte med bakgrunn i ovennevnte følgende:

1. Drift av anlegg utleid fra Rust med kapasitet 0,1-0,6 m<sup>3</sup>/h i perioden mai-november 1995 (benevnt Rust-anlegget).
2. Drift av eget plassbygget forsøksanlegg fra november 1995 (benevnt aktivslamanlegget)

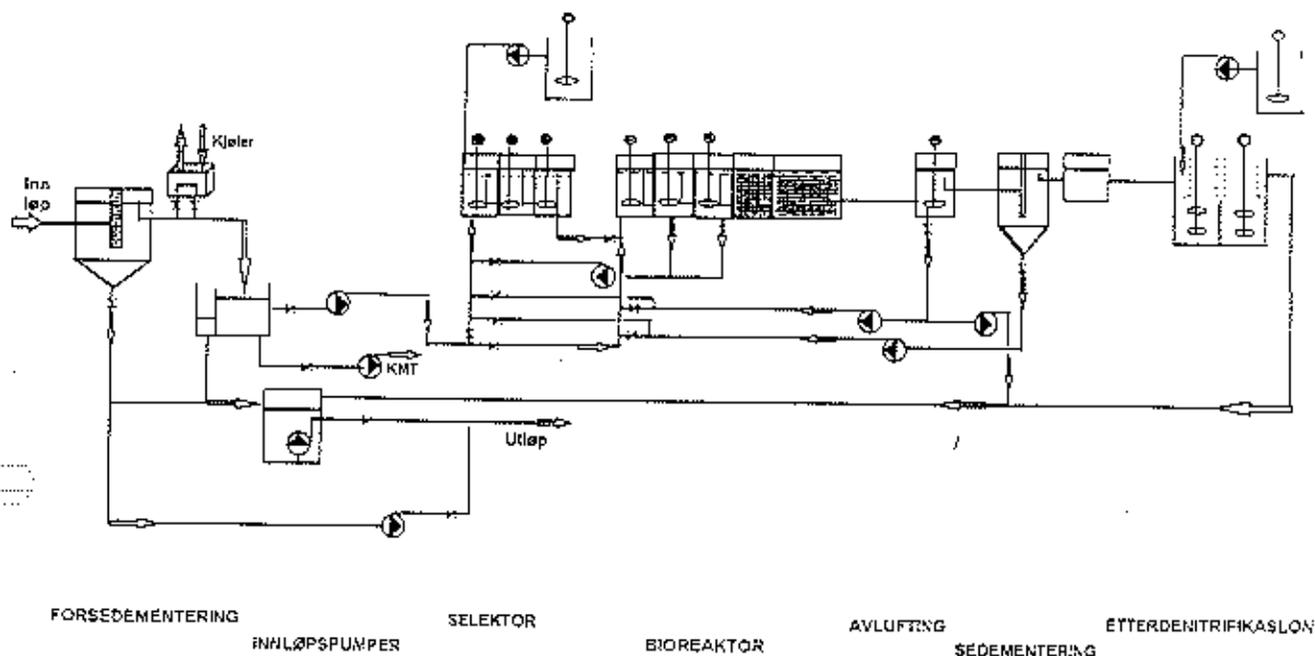
Målsettingen med drift av Rust-anlegget var først og fremst å studere nitrifikasjonen ved lave temperaturer. Derfor ble vannet i store deler av denne forsøksperioden kjølt ned til 3-5°C. Videre ønsket man å opparbeide kompetanse og erfaring for senere drift av forsøksanlegg med aktivslamprosess.

Overordnet mål for forsøksdrift med aktivslamanlegget har vært å klarlegge prosessutforming og fremskaffe dimensjoneringsgrunnlag for et fullskalaanlegg ved FREVAR. Av viktige delmål kan nevnes:

- fremskaffe data om avløpsvannets sammensetning
- fremskaffe data om hvilke reduksjoner som kan forventes ved forsedimentering
- fremskaffe data om nitrifikasjons- og denitrifikasjonshastigheter
- fremskaffe data om kritiske slamaldre
- klarlegge slamegenskaper
- klarlegge hvor mye organisk stoff som er tilgjengelig til fordenitrifikasjon og hvilken nitrogenreduksjon som kan oppnås
- undersøke hvilken fosforreduksjon som kan oppnås ved biologisk rensing
- fremskaffe driftserfaringer med nitrogenfjerning i aktivslamanlegg ved FREVAR

Vinteren 1996 var hovedmålet å studere nitrifikasjonen. Da avløpsvannets sammensetning viste store variasjoner, med tilhørende varierende og til dels overraskende resultater, ble det sommeren 1996 vedtatt å forlenge forsøksdriften frem til sommeren 1997 for å fremskaffe et bedre dimensjoneringsgrunnlag.

## Beskrivelse av anlegg og forsøksdrift



### Flytskjema for aktivslam pilotanlegg

Anlegget er oppbygget av rustfrie tanker og plassert i eget bygg.

Anlegget omfatter følgende prosessstrinn:

- forsedimenteringstank  $A=2,0\text{m}^2$  (felles med KMT-anlegget)
- bioreaktor for fordenitrifikasjon og nitrifikasjon  $V=15,6\text{ m}^3$
- avluftingstank  $V=0,4\text{ m}^3$
- sedimenteringstank  $A=3,14\text{m}^2$ ,  $H=4,0\text{ m}$
- etterdenitrifikasjonstank med KMT-materiale  $V=1,4\text{ m}^3$

Bioreaktoren er oppdelt i følgende kammerer:

- 3 stk selektorer á  $0,33\text{ m}^3$
- 4 stk bioreaktorer á  $2,6\text{ m}^3$
- 1 stk bioreaktor á  $4,2\text{ m}^3$

Selektorene skal medvirke til å opprettholde gode slamegenskaper og kan i tillegg benyttes til biologisk fosforfjerning (anox-retur).

Alle kammerer kan benyttes til nitrifikasjon mens kammer 1-3 også kan benyttes til denitrifikasjon.

Sedimenteringstankens dybde på hele  $4,0\text{ m}$  er valgt for best mulig simulering av sedimenteringsforholdene i et fullskalaanlegg.

Anlegget er utstyrt med 2 stk doseringsanlegg for mulig dosering av alkalie og ekstern karbonkilde. Videre er anlegget utstyrt med kjøleanlegg for nedkjøling av avløpsvannet med ca 1,5°C.

Anlegget var ved start utstyrt med følgende kontinuerlige målere:

- mengde : innløp
- temperatur : bioreaktor
- oksygen : 2 stk. bioreaktor
- slamkonsentrasjon : 2 stk. bioreaktor
- ammonium : utløp
- nitrat : utløp
- suspendert stoff : utløp

Anlegget ble i løpet av forsøksdriften supplert med mengdemåler for overskuddsslam.

Den ene oksygenmåleren styrer lufttilførselen til bioreaktoren.

Styring og overvåking skjer ved et PC-basert styresystem. Måleverdier kan overvåkes kontinuerlig ved hjelp av trendkurver, og måle- og driftsresultater presenteres i døgn- og månedsrapporter.

Belastningen på anlegget kan styres proporsjonalt med belastningen på hovedrensanlegget.

Aktivslamanlegget er i hele forsøksperioden drevet med fordenitrifikasjon. Fordeling mellom aerob- og anoxisk sone er variert med årstidene. Anlegget er ikke drevet med biologisk fosforrensing da utgående fosfatkonsentrasjon i hele forsøksperioden har vært meget lav. Det ble i en kortere periode tilsatt fosforsyre for å klarlegge om fosfor var begrensende for de biologiske prosesser. Det er ikke tilsatt natronlut for å øke alkalitet og pH.

Etterdenitrifikasjonsanlegget er kun kjørt en kort tid og da kun for å se hvor raskt prosessen tok seg opp.

## **Biologisk rensing**

### **Drift av bioreaktoren**

Forndenitrifikasjonsvolumet har i hovedsak vært henholdsvis 3,6 og 6,2 m<sup>3</sup>. I kortere perioder med problemer med nitrifikasjonen er forndenitrifikasjonsvolumet redusert til 1,0 m<sup>3</sup> d.v.s. kun selektorer.

Hydraulisk belastning er søkt tilpasset driftsbetingelser som temperatur, slamkonsentrasjon i luftetanken og forurensningsbelastning.

Anlegget er i hovedsak drevet med en slamretur på ca  $1 \times Q_{inn}$ . Nitratreturen er variert mellom  $1-3 \times Q_{inn}$  avhengig av anoxisk volum og denitrifikasjonsgrad.

Temperaturen i bioreaktoren har variert mellom 4,9 og 19,6°C.

Avløpsvannet som tilføres forsøksanleggene ble i vinterperiodene nedkjølt 1-1,5°C. Allikevel har avløpsvannet i bioreaktoren hatt 1-1,5°C høyere temperatur enn innkommende avløpsvann til hovedrensanlegget. Dette er forårsaket av varme fra luftinnblåsning og varme fra forsøkshallen.

Lufttilførselen er styrt med et setpunkt på 2-3 mg O<sub>2</sub>/l i siste luftetank. Sommeren 1996 hadde man problemer med å opprettholde oksygenkonsentrasjonen. I forbindelse med driftsstans uke 34-36 ble det derfor installert flere luftere.

Oksygeninnholdet i første luftetank har variert med den organiske belastningen men har normalt vært høyere enn 1,0 mg O<sub>2</sub>/l.

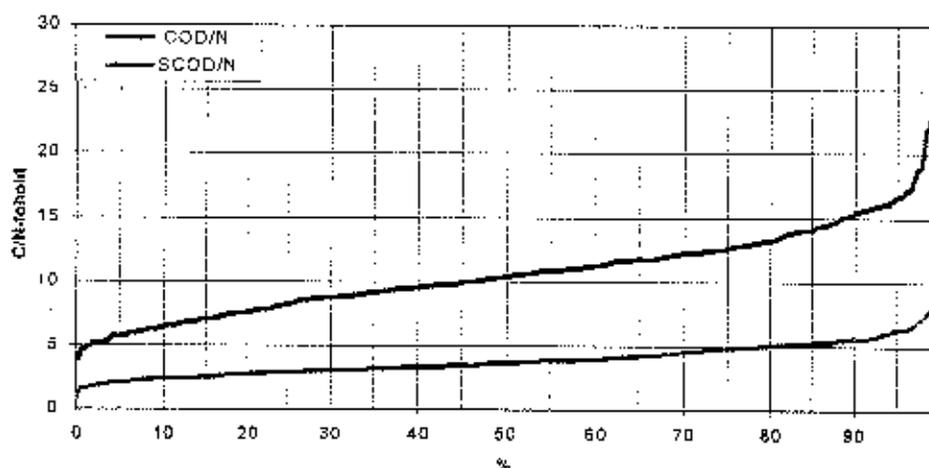
## Avløpsvannets sammensetning

### Innløpskonsentrasjoner

Parameter	Enhet	Middel	Variasjoner			
			Min (0%)	90%	10%	Maks (100%)
COD	mg/l	242	55	114	380	835
SCOD	mg/l	83	21	50	128	320
SS	mg/l	110	24	49	180	514
TN	mg/l	22,7	7,2	14,0	31,8	52,4
NH <sub>4</sub> -N	mg/l	14,4	2,4	7,2	20,6	27,9
NO <sub>3</sub> -N	mg/l	1,06	0,09	0,43	1,98	4,81
TP	mg/l	2,51	0,56	1,23	3,63	8,53
Alkalitet	mekv/l	2,59	0,78	1,79	3,30	4,07
pH		7,34	6,46	7,06	7,74	8,13

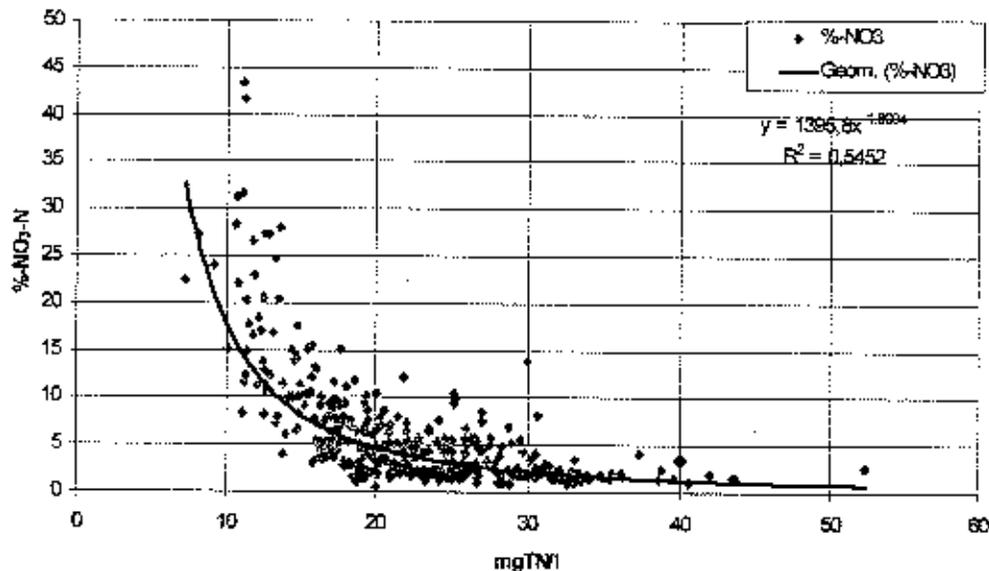
De høyeste konsentrasjonene har man hatt i perioder med stor tilførsel av organisk stoff fra næringsmiddelindustrien kombinert med driftsproblemer i fosedimenteringsanlegget. I et fullskalaanlegg vil derfor maksimal belastning av partikulære forurensninger bli noe lavere.

### C/N- forhold



Figuren viser frekvensfordeling av C/N- forholdene. Som det fremgår varierer C/N- forholdet meget men med et forholdsvis konstant COD/SCOD\_ forhold. Undersøkelsene viste videre at C/N- forholdet økte med økende COD konsentrasjon

### Nitrogensammensetning



### **NO<sub>3</sub>-N i % av TN inn til bioreaktor**

Som det fremgår av figuren øker %-andel nitrat når innløpskonsentrasjonen synker. Dette viser at det både ved regnvær og snøsmelting foregår en nitrifikasjon i ledningsnettet.

### **Slamproduksjon og egenskaper**

#### Slamproduksjon

Slamproduksjonen er beregnet til ( middel over 6 ukers perioder):

- middel 0,54 kg VSS/kg COD red
- maks 0,72 - " -
- min 0,36 - " -

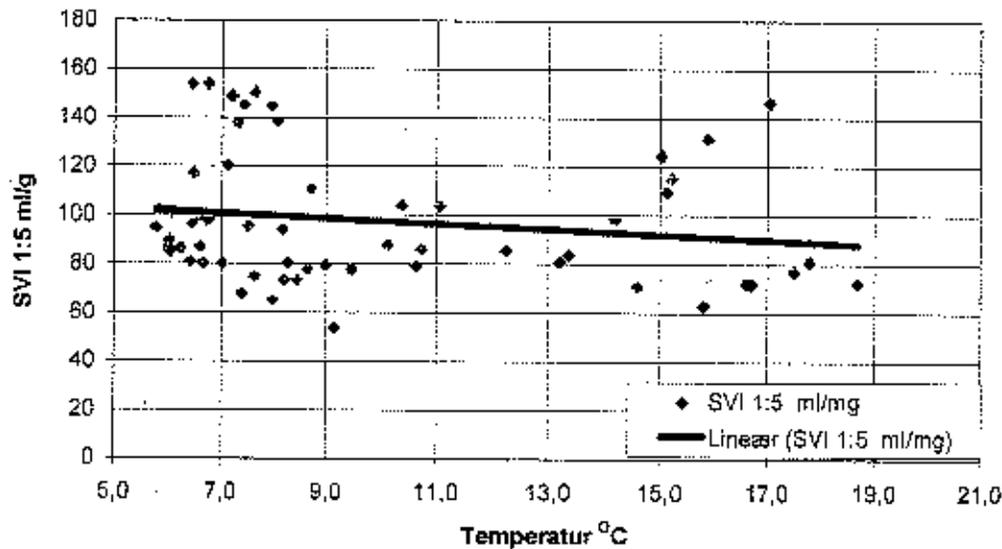
Beregnet slamproduksjon er høy sammenliknet med erfaringer for andre anlegg (VA-forsk 1994-03). Slamproduksjonen er også noe høyere enn beregnet for KMT-anlegget.

Årsaken til den høye slamproduksjonen synes å være periodevis høy tilførsel av tungt nedbrytbart/ikke nedbrytbart partikulært organisk stoff fra industrien.

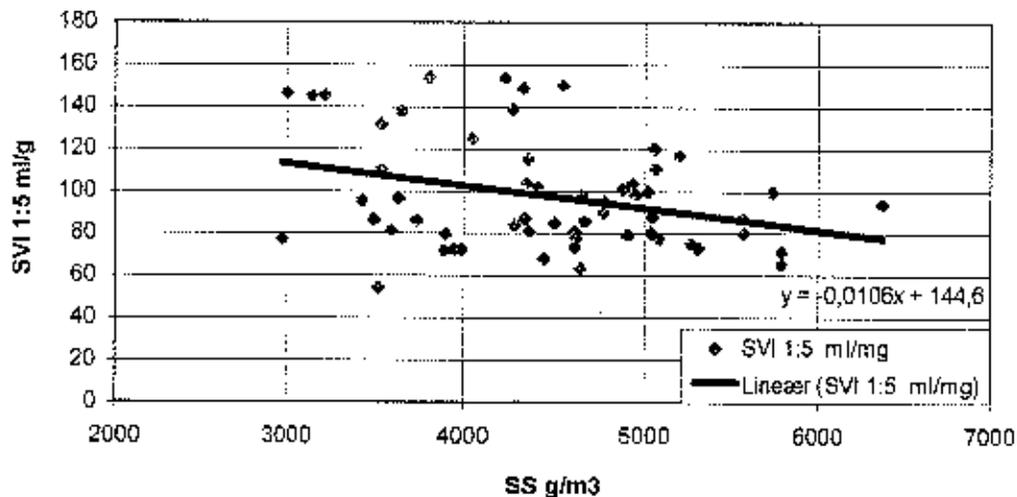
### Slamegenskaper-slamkonsentrasjon

Slamvolumindeksen har variert mellom ca. 65 og 155 ml/g med et middel på ca. 100 ml/g. Slamegenskapene har følgelig vært forholdsvis gode i hele forsøksperioden.

Slamkonsentrasjonen i anlegget har variert mellom ca. 2,4 og 6,4 kg SS/m<sup>3</sup> med et middel på ca. 4,35 kg SS/m<sup>3</sup>. De laveste konsentrasjonene er forårsaket av ukontrollert slamutpumping.



### Slamvolumindeks- temperatur



### Slamvolumindeks- slamkonsentrasjon

Som det fremgår av figurene har ikke slamvolumindeksen øket med fallende temperatur eller ved øket slamkonsentrasjon. Det er følgelig andre faktorer som påvirker slamvolumindeksen

Fra slutten av juni 1996 fikk man økende problemer med flyteslam i bioreaktoren. Det ble sendt slamprøver til Krüger i Danmark som konstaterte store mengder trådformige bakterier av type *Microthrix parvicella* som på grunn av sin hydrofobe overflate fulgte med luftboblene til overflaten. Slamflokkene i det aktive slammet var mellomstore og hadde en meget kompakt struktur til tross for et betydelig innhold av *Microthrix parvicella*. Det ble forsøkt å dosere skumpemningsmiddel uten effekt.

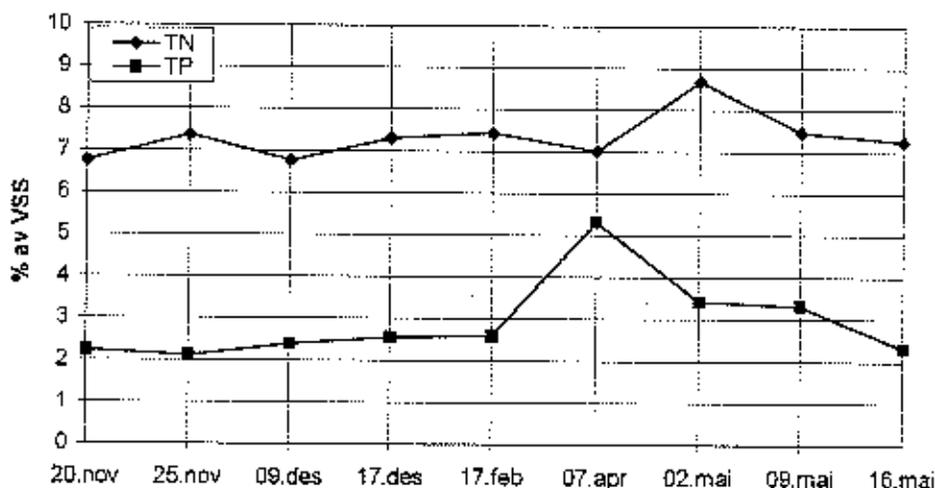
Aktiv slam og flyteslam er regelmessig mikroskopert for å se på innholdet av trådformige bakterier. I hele forsøksperioden har man registrert varierende mengder av trådformige bakterier. Mengdene har vært høyest i sommerhalvåret

Erfaringer fra forsøksdriften viser at et aktivslamanlegg kan drives med høye slamkonsentrasjoner og at det er nødvendig å etablere flyteslamavdrag i bioreaktorene for å håndtere flyteslamproblemer.

Anlegget har i hele forsøksperioden blitt drevet med 3 stk. anoxiske selektorer, hver på ca. 0,3 m<sup>3</sup>. Erfaringer fra andre anlegg viser at slamegenskapene bedres ved bruk av selektorer. De gode slamegenskapene i hele forsøksperioden tyder på at dette også gjelder ved FREVAR

#### Slammets sammensetning

Slammet har i forsøksperioden hatt et gjennomsnittlig innhold av organisk stoff (VSS) på ca. 71 %, varierende mellom 81 og 55 %. Dette er en overraskende høy variasjon og tilsier at den biologiske aktive delen i slammet kan variere betydelig. Årsaken til den store variasjonen antas bl. annet å være varierende slamalder, varierende tilførsel av uorganisk suspendert materiale og varierende rensegrad i forsedimenteringstanken.



#### **Fosfor- og nitrogeninnhold i slam**

Figuren viser analyseresultater fra Jordforsk på nitrogen og fosfor i slammet i perioden nov.96 - mai 97.

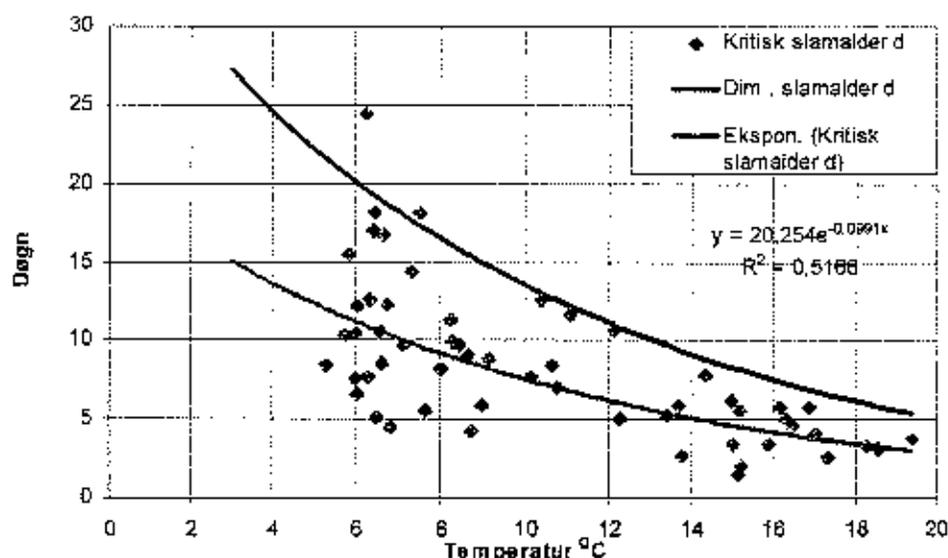
Som det fremgår av figuren ligger nitrogeninnholdet i slammet normalt i overkant av 7 % av VSS. Da man som tidligere angitt har hatt overraskende høy slamproduksjon blir følgende en vesentlig del av nitrogenet assimilert i slammet.

Fosforinnholdet lå frem til mars 1997 på 2,1-2,6 % av VSS. I perioden 10.3-10.4.97 ble det dosert fosforsyre for å finne ut om fosfor var begrensende for nitrifikasjonen. Dette medførte at fosforinnholdet steg til hele 5,3 % uten at anlegget ble drevet med fosforrensing. Dette viser at slammet har evne til å assimilere mye fosfor, og at man derfor også bør kunne forvente meget lave utgående fosforkonsentrasjoner i et fullskalaanlegg.

## Nitrifikasjon

### Aerob slamalder

Anlegget ble i store deler av forsøksperioden drevet med varierende nitrifikasjonsgrad for å finne frem til kritisk slamalder. Beregnede verdier for uker uten full nitrifikasjon (Ammoniumrest > 1 mgN/l) er vist på figuren under.



### Kritisk og dimensjonerende slamalder

Som det fremgår av figuren er det funnet en midlere kritisk slamalder (dvs. gjenvveksthastighet) ved 5 °C på ca. 12,5 d og ved 20 °C på ca. 2,5 døgn.

I figuren er også kurve for dimensjonerende slamalder i henhold til svenske erfaringer (VA-forsk 1994) innlagt. Som det fremgår av figuren vil dimensjonering ifølge VA-forsk 1994 sikre full nitrifikasjon.

### Nitrifikasjonshastigheter

Mengde nitrogen nitrifisert er beregnet ut i fra følgende :

$$N_{\text{NITR}}(\text{g/d}) = \text{TN}_{\text{INN}} - \text{NO}_3 - \text{N}_{\text{INN}} - \text{TN} \cdot f_{\text{UT}} + \text{NO}_3 - \text{N}_{\text{UT}} - \text{N}_{\text{ASS}}$$

$N_{ASS}$  utgjør mengde nitrogen som assimileres/tilbakeholdes i slammet.

Beregningen av  $N_{ASS}$  er basert på følgende .

- 7 % nitrogen i slammet (VSS)
- slamproduksjon 0,5 kg VSS/kg  $COD_{RED}$

Med ovennevnte høye slamproduksjon gir dette som resultat at store mengder nitrogen blir assimilert/tilbakeholdt i slammet. Assimilert mengde er derfor kontrollert opp i mot denitrifikasjonen d.v.s. returpumpet nitratmengde og stikkprøver av utgående nitratmengde fra anoxisk sone.

Det er både utført kontinuerlige pH-målinger og foretatt analyser av døgnblandprøver.

De kontinuerlige målingene viser normalt pH i området 6,2-6,8 med en middelveirdi på 6,6 mens analyserte verdier viser gjennomsnittlig ca. 7,2 d.v.s. en økning på ca. 0,6 enheter. pH er følgelig noe for lav til å oppnå maksimale nitrifikasjonshastigheter.

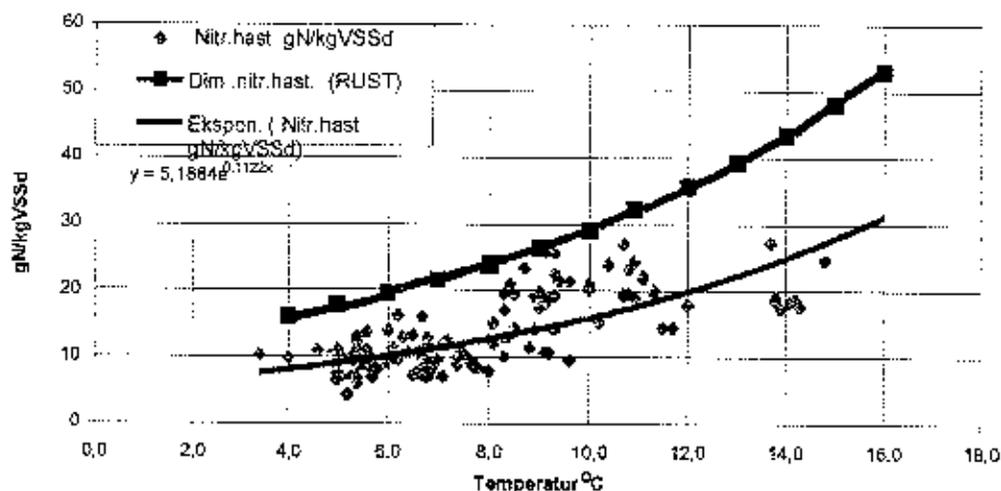
Alkaliteten på rensed avløpsvann har normalt ligget på minst 1 mekv/l og har derfor ikke vært begrensende for nitrifikasjonen.

"Rust-anlegget" ble p.g.a. problemer med slamsedimentering i luftetankene drevet med en gjennomsnittlig oksygenkonsentrasjon på ca. 6 mg/l, mens eget forsøksanlegg normalt har hatt en oksygenkonsentrasjon på ca. 3,0 mg $O_2$ /l i siste luftetank.

Det er ved høye C/N-forhold registrert lavere hastigheter uten at dette er systematisk analysert, da man ved dimensjonering må ta hensyn til varierende C/N-forhold.

En av hovedmålsettingene med forsøksdriften har vært å finne frem til dimensjonerende nitrifikasjonshastigheter ved lave temperaturer.

Som grunnlag for dette er relevante beregnede døgnverdier for nitrifikasjonshastigheter på dager med en nitrifikasjonsgrad i området 80-95 % utsortert. Resultatene viser at nitrifikasjonshastigheten i Rust-anlegget har vært ca. 20 % høyere enn i eget forsøksanlegg p.g.a. det høye oksygeninnholdet (ca. 6 mot 3 mg $O_2$ /l). Drift av forsøksanlegget viser videre at nitrifikasjonshastigheten reduseres kraftig når oksygeninnholdet blir lavere enn 1-1,5 mg  $O_2$ /l.



### Nitrifikasjonshastighet

Enkeltresultater fra Rust-anlegget er redusert med 20 % for å kompensere for det høye oksygeninnholdet. Ved temperaturer over 15°C har man ikke representative verdier da man enten har hatt full nitrifikasjon eller redusert nitrifikasjon er forårsaket av lavt oksygeninnhold.

Som det fremgår av figuren viser resultatene forholdsvis stor spredning. Dette har til dels sin årsak i ulike prosessforhold og også sannsynligvis i en varierende nitrogenassimilasjon.

Beregnet midlere hastighet viser en endring på ca. 11 % pr. grad som er i henhold til svenske erfaringer. Midlere hastigheter er imidlertid vesentlig lavere enn forventet. Til sammenlikning er opprinnelig forslag til dimensjonerende hastigheter fra Rust VA-prosjekt innlagt. Som det fremgår ligger beregnede midlere nitrifikasjonshastigheter kun på 55-60 % av forventede verdier. En del av årsaken til de lave hastighetene er sannsynligvis tilførsel av partikulært tungt nedbrytbart organisk stoff som gir en høy slamproduksjon med liten andel nitrifiserende bakterier.

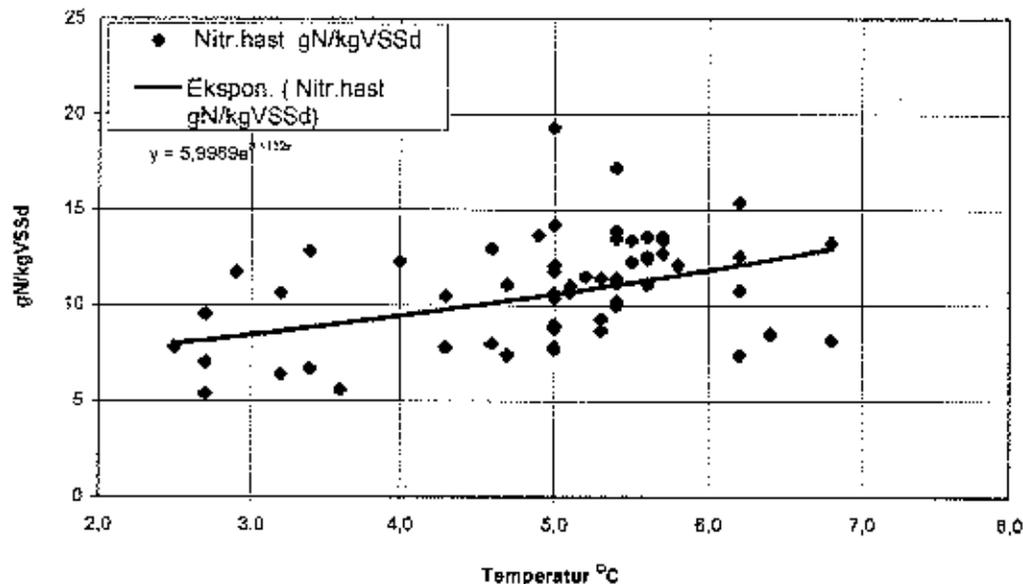
Det er ikke foretatt undersøkelser om avløpsvannet har kontinuerlig nitrifikasjonshemming. Under forsøksdriften er det ikke registrert tydelige tegn på nitrifikasjonshemming p.g.a. tilførsel fra industrien.

De lave nitrifikasjonshastighetene kan bety at disse og ikke slamalderen vil være dimensjonerende for et fullskalaanlegg.

### Nitrifikasjon ved lave temperaturer

I eget aktivslamanlegg har man selv ved en nedkjøling av avløpsvannet på ca 1,5 °C ikke oppnådd lavere prosstemperaturer over tid enn 5-6 °C. I Rust-anlegget har man derimot hatt prosstemperaturer i området 2,5-6 °C over en 10 ukers periode.

Figuren under viser beregnede nitrifikasjonshastigheter for Rust-anlegget ( $\text{NH}_4\text{-N} > 0,5 \text{ mg/l}$ ).



Som det fremgår av figuren har man selv ved lang tids drift ved lave temperaturer bibeholdt akseptable nitrifikasjonshastigheter. Anlegget er som tidligere nevnt drevet med høy oksygenkonsentrasjon p.g.a. problemer med slamsedimentering. Beregnede midlere hastigheter viser, som for den totale forsøksdrift, en endring på ca 11 % pr °C. Dette viser at nitrifikasjonens temperaturavhengighet også gjelder ned til ca 3 °C.

P.g.a. problemer med slamsedimentering var det problemer med å beregne slamalder. Utførte beregninger tyder på stabil nitrifikasjon ved følgende slamaldrer:

- 5 °C ca 20 døgn
- 3 °C ca 27 døgn.

Forsøksdriften viser følgelig at man kan opprettholde en nitrifiserende bakteriekultur helt ned til 3 °C ved akseptabel slamalder.

## Denitrifikasjon

### Generelt

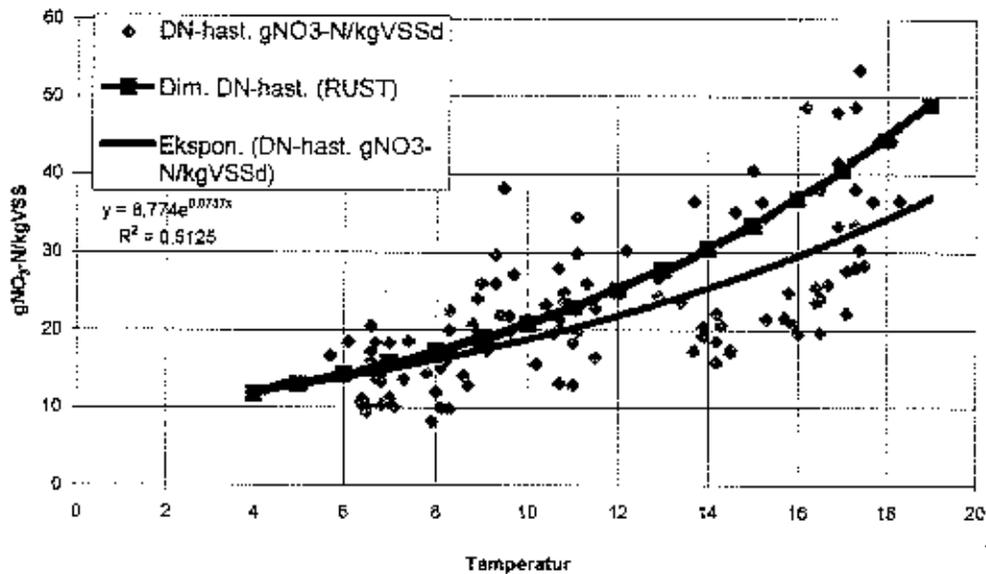
Faktorer som påvirker denitrifikasjon varierer meget. Dette gjelder tilgjengelig organisk stoff, avløpsvannets oksygeninnhold m.m. Man har i den forbindelse naturlige sesong- og ukevariasjoner som høyere oksygeninnhold om vinteren og lavt C/N-forhold i helgene. Videre varierer C/N-forholdet over døgnet og det er derfor foretatt en intensivundersøkelse for å kartlegge dette. Da det er klart at man størstedelen av tiden har "karbonbrist" har man utført laboratorieundersøkelser for å klarlegge potensialet for å fremskaffe karbonkilde ved biologisk hydrolyse av fosedimentert slam.

### Denitrifikasjonshastigheter

Stikkprøver har vist at det normalt foregår en viss denitrifikasjon i slammet i sedimenteringstanken, sannsynligvis i størrelsesorden 1 gN/m<sup>3</sup>, tilsvarende 30-50 gN/d. Denne er ikke trukket fra ved beregningene

En av hovedmålsettingene ved forsøksdriften har vært å finne frem til dimensjonerende denitrifikasjonshastigheter. Denitrifikasjonshastighetene påvirkes

av avløpsvannets sammensetning, avløpsvannets oksygeninnhold, denitrifikasjonsgrad (restnitrat), temperatur m.m. For å finne frem til midlere hastigheter er det foretatt et utvalg av døgn- verdier, hovedsakelig på dager med en denitrifikasjonsgrad i området 70-95 %.



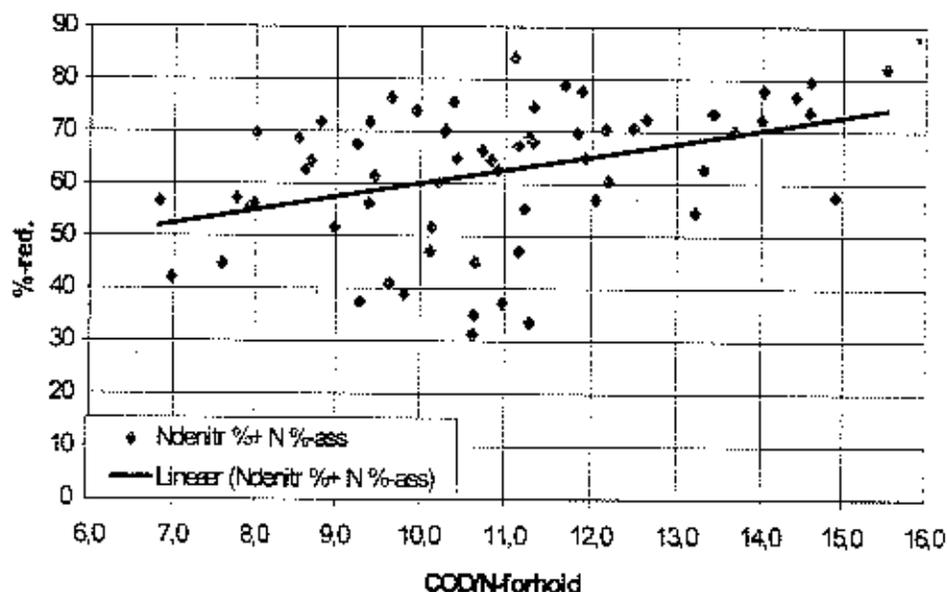
### Denitrifikasjonshastighet

Som det fremgår av figuren har man av ovennevnte årsaker stor spredning i beregnede hastigheter. Beregnet midlere hastighet viser en temperaturkoeffisient på 0,076 (7,6% pr. °C). Dette stemmer godt overens med normal temperaturavhengighet for heterotrofe bakterier. Svenske erfaringer viser imidlertid høyere temperaturavhengighet (11% pr. °C ifølge SNV 1991). Til sammenlikning er forventet til dimensjonerende denitrifikasjonshastigheter innlagt. Som det fremgår stemmer hastighetene ved lave temperaturer godt overens mens man ved 18°C kun er oppnådd 70-75 % av dimensjonerende hastighet. For å oppnå en gjennomsnittlig nitrogenreduksjon på 70 % kan det være ønskelig å drive denitrifikasjonen lengst mulig i sommerhalvåret. Beregnede middelhastigheter kan i så måte være et godt dimensjoneringsgrunnlag for et fullskalaanlegg.

Sammenliknet med midlere nitrifikasjonshastigheter er denitrifikasjonshastighetene høye, spesielt ved lav temperatur. Årsaken til dette er ikke klarlagt.

### Avløpsvannets betydning for denitrifikasjon og nitrogenreduksjon

Som det fremgår av figuren er det ingen klar sammenheng mellom COD/N-forholdet og %- denitrifisert. Derimot er det en klar sammenheng mellom sum denitrifisert + assimilert og COD/N-forholdet. Årsaken til dette kan være at det er regnet at en fast andel på 3,5 % av COD<sub>RED</sub> blir assimilert. Det forhold at man ved økende COD-konsentrasjon har større andel BOD<sub>7</sub> kan tyde på at man da har lavere slamproduksjon og derved en noe mindre andel assimilert.



### **Nitrogenreduksjon mot COD/N-forhold**

Figuren viser beregnet sammenheng mellom sum denitrifisert + assimilert og COD/N-forholdet. Som det fremgår har man i biotrinnet i gjennomsnitt oppnådd en nitrogenreduksjon på 55 % ved COD/N-forhold på 8 økende til ca. 75 % ved et COD/N-forhold på 15. Midlere nitrogenreduksjon har vært ca. 63 %. Ved å optimalisere returstrømforholdet vil det være mulig å øke reduksjonen.

### Avløpsvannets oksygeninnholds betydning for denitrifikasjonen

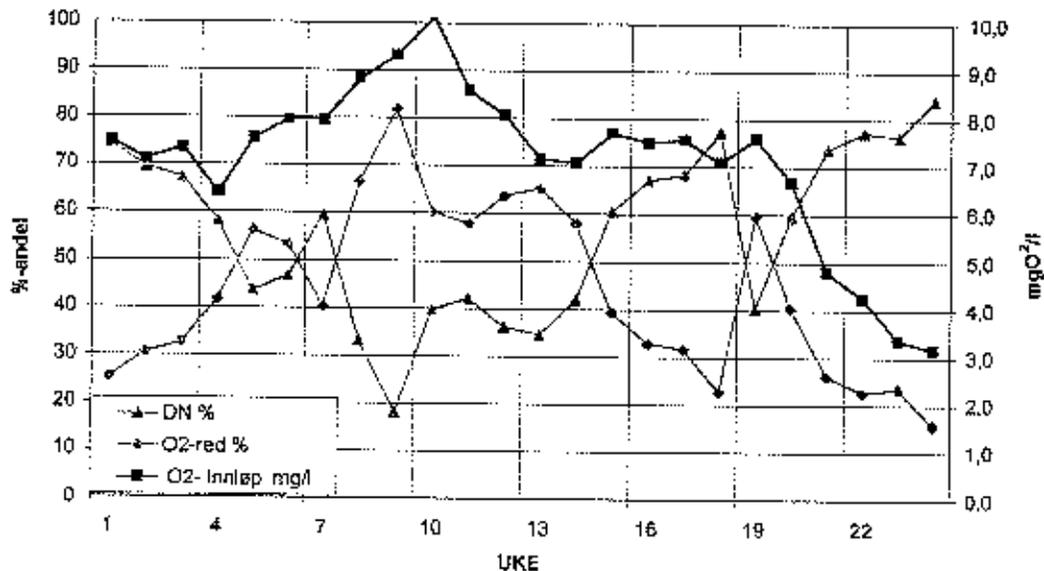
Anoxisk sone tilføres oksygen fra innkommende avløpsvann og fra returstrømmer. Lett nedbrytbart organisk stoff forbrukes først til å fjerne oksygenet mens den resterende del forbrukes til denitrifikasjon.

I 1997 ble det foretatt koninuerlige målinger av innløpsvannets oksygeninnhold inn til bioreaktoren.

Stikkprøver har vist at målte oksygenkonsentrasjoner er i samme størrelsesorden som i innkommende avløpsvann til hovedreanseanlegget. Deretter øker oksygeninnholdet med ca. 2 mgO<sub>2</sub>/l gjennom sandfangene for så å reduseres tilsvarende i forsedimenteringen. Avløpsvannet som tilføres FREVAR har gjennomgående høyt oksygeninnhold og sannsynligvis høyere enn andre norske anlegg (ASHA og Lillehammer). Dette kan skyldes at man på FREVAR's avløpsnett har flere skruerpumpestasjoner hvor oksygen drives inn i avløpsvannet.

Ved innføring av nitrogefjerning bør mulige tiltak for å redusere oksygentilførselen vurderes da dette har betydning for denitrifikasjonen.

Figuren under viser ukemiddelverdier for oksygeninnholdet i innkommende avløpsvann samt beregnet %-andel av organisk stoff som forbrukes til henholdsvis oksygenreduksjon og denitrifikasjon. Oksygenmengdene er omregnet til  $\text{NO}_3\text{-N}$ -ekvivalenter. ( $1 \text{ mg O}_2 = 0,35 \text{ mgNO}_3\text{-N}$ ).



**%-andel organisk stoff som er forbrukt til henholdsvis denitrifikasjon og oksygenreduksjon. Ukemiddelverdier.**

Kurve merket "O<sub>2</sub>-red" i figuren angir andel lett nedbrytbart organisk stoff som forbrukes til å fjerne oksygen. Som det fremgår forbrukes over halvparten av lett nedbrytbart organisk stoff til oksygenreduksjon ved tynt og kaldt vann. Uke 9 og 13 hadde man i tillegg høyt oksygeninnhold i luftebassengene og derved i nitratreturen (henholdsvis 5,2 og 4,2 mg O<sub>2</sub>/l). Dette medførte at størstedelen av det organiske stoffet ble brukt til oksygenreduksjon. I gjennomsnitt for uke 1-24 viser beregningene at 43 % av det organiske stoffet er forbrukt til oksygenreduksjon.

Dersom man antar at biologisk tilgjengelig COD er  $\text{SCOD}_{\text{RED}}$ , gir dette et midlere COD- forbruk på 5,4 mg  $\text{SCOD}/\text{mg NO}_3\text{-N-ekvivalenter}$ . Beregningsmessig gir dette en midlere slamproduksjon i anoxisk sone på 0,33 kgVSS/kg $\text{COD}_{\text{RED}}$

## Nitrogenreduksjon

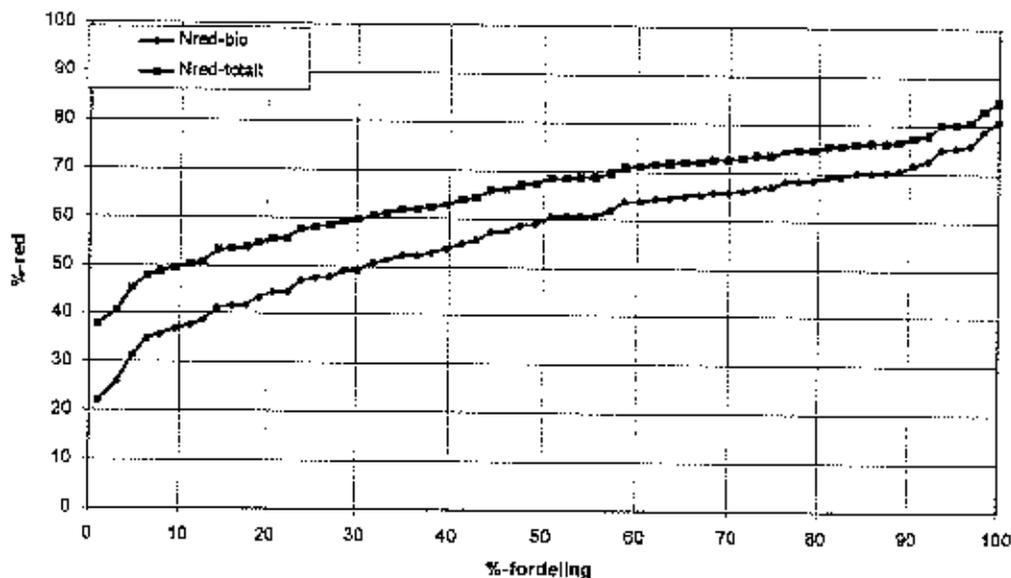
Tabellen under viser beregnet nitrogenreduksjon i bioreaktoren (ukemiddelverdier).

	Middel	Min	Maks
N-denitrifisert	31,7	8,2	44,9
N-slamm (overskudd)	25,9	17,7	44,2
Total reduksjon	57,6	22,1	80,8
N-i utgående SS	4,4	0,8	13,9

Resultatene viser at en stor andel av nitrogenet assimileres i slammnet, noe som har sammenheng med den høye slamproduksjonen.

Nitrogen i utgående SS har som det fremgår av tabellen variert mellom ca. 1 og 14 % med et middel på 4,4 %. Ved installasjon av et etterfølgende filter vil utgående nitrogen i SS kunne reduseres til i middel ca. 1,5 %. Dette vil øke middelreduksjonen med ca. 3 %.

Anlegget er som tidligere beskrevet ikke drevet optimalt m.h.t. denitrifikasjon. Det vil derfor være mulig å øke denne i et fullskalaanlegg.



### Total nitrogenreduksjon

Figuren viser oppnådde reduksjoner forutsatt 20 % nitrogenreduksjon i forsedimenteringen.

Totalt har man i middel oppnådd følgende N-reduksjon (%)

N-denitr	25,4 %
N-i slam	40,6 %
Totalt	66,0 %

Innkommende avløpsvann til bioreaktoren inneholder ikke slam- og rejeaktvann.

## Tiltak for å øke nitrogenreduksjonen

### Installasjon av filter

Installasjon av etterfølgende filter alt. etterfelling øke reduksjonen i bioreaktoren med ca. 3,0 % tilsvarende en total reduksjon på ca. 2,5 %

### Driftsoptimalisering

Denitrifikasjonen vil øke dersom man kan redusere oksygenmengden som tilføres den anoxiske sonen. Mulige tiltak er :

- A. Redusere oksygeninnholdet i innkommende avløpsvann
- B. Drive siste aerobe kammer med optimalt oksygeninnhold
- C. Regulere nitratreturen etter denitrifikasjonsgraden

Innkommende avløpsvann har uvanlig høyt oksygeninnhold. Dette kommer av at avløpsvannet tilføres oksygen i ledningsnett og i skruerpumpestasjoner. Mulighetene for å gjøre tiltak her er ikke vurdert men er sannsynligvis vanskelig. Avløpsvannet tilføres videre i størrelsesorden 2 mg O<sub>2</sub>/l i de luftede sandfangene. Sandfangene har lang oppholdstid da de er utformet for delbiologisk rensing. (Avløpsvann tilført forsøksanlegget har ikke gjennomgått delbiologisk behandling). Redusert oppholdstid og mindre luftinnblåsing vil sannsynligvis redusere oksygenøkningen gjennom sandfanget. Reduseres oksygenkonsentrasjonen med 1 mg O<sub>2</sub>/l vil dette øke denitrifikasjonen med 2-3 %.

Forsøksanlegget er drevet med et gjennomsnittlig oksygeninnhold i siste aerobe kammer på 2,9 mg O<sub>2</sub>/l varierende mellom 0,9 og 5,4 mg O<sub>2</sub>/l. I et fullskalaanlegg vil det være mulig å regulere oksygenkonsentrasjonen vesentlig bedre slik at denne blir lavere.

I perioder, og da spesielt ved tynt og kaldt vann, har man oppnådd lave DN-grader. Ved å redusere returforholdet og derved tilbakepumpet oksygen vil man kunne øke denitrifikasjonen betydelig.

I 1997 viser beregninger tilgjengelig lettnedbrytbart organisk stoff i middel forbrukt slik :

- |                                       |      |
|---------------------------------------|------|
| - denitrifikasjon                     | 57 % |
| - redusere innkommende O <sub>2</sub> | 28 % |
| - redusere returpumpet O <sub>2</sub> | 15 % |

Ved regulering av returpumpet mengde, d.v.s. at returpumpet mengde (nitratretur) styres ved hjelp av utgående nitratkonsentrasjon fra anoxisk sone vil det sannsynligvis være mulig å redusere overfor angitte %-andel fra 15 til 10 %. Dette ville i så fall gi en økning i %-denitrifisert med totalt ca. 2,5 %.

Ovennevnte tilsier at man ved å optimalisere driften ved å søke å redusere tilført oksygen totalt vil kunne øke midlere nitrogenreduksjon fra ca. 66 % til ca. 75 %.

Reduksjonen er væravhengig. I år med lengre perioder med regn- og smeltevann vil man neppe oppnå ovennevnte reduksjoner.

I angitte reduksjoner er det ikke tatt hensyn til slam- og rejektivannreturstrømmer. Dersom slammet fortsatt skal stabiliseres i rånetanker vil 30-40 % av nitrogenet som er assimilert i slammet bli utløst i form av ammonium. Dette tilsvarer 13-17 % av innkommende nitrogen (3-4 g  $\text{NH}_4\text{-N}/\text{m}^3$ ). Den reelle renseeffekten vil da bli redusert til ca. 60 %.

Slam- og rejektivann kan enten tilføres hovedrenseanlegget eller behandles i eget anlegg. Det vil være nødvendig å fremskaffe lettredbrytbart organisk stoff for å denitrifisere nitrogen i slam- og rejektivann.

### Biologisk hydrolyse

For å vurdere mulighetene for egenproduksjon av letttilgjengelig organisk stoff er det foretatt batch-forsøk med biologisk hydrolyse av primærslam. Forsøkene ble utført ved en temperatur på 20-22°C og over en periode på 7 døgn. Forsøkene viste at den biologiske hydrolysen fungerte bra med god produksjon av løst organisk stoff og høy andel flyktige fettsyrer. Hydrolyseutbytte vil variere med sammensetningen av innkommende avløpsvann jfr. kap. 4 og er anslått til 9-14 % av tilført COD. Hydrolysatets innhold av fosfor og nitrogen var lavt (C/N- forhold ca. 50).

Antas et midlere utbytte på 12 % gir dette i middel ca. 18 g COD/ $\text{m}^3$  innkommende avløpsvann. Ved et nødvendig C/N-forhold på 6 gir dette tilstrekkelig COD til å denitrifisere 3 g  $\text{NO}_3\text{-N}/\text{m}^3$ . Dette tilsvarer tilnærmet den mengde nitrogen som løses ut i rånetankene.

### Samlet vurdering

Forsøksdriften har gitt en midlere nitrogenreduksjon på ca. 66 %. Ved installasjon av filter og optimalisering av drift vil man i et fullskalaanlegg kunne øke nitrogenreduksjonen til ca. 75 %.

Dersom nåværende slambehandling bibeholdes vil ca. 15 % av innkommende nitrogen bli utløst i form av ammonium, d.v.s. at den totale nitrogenreduksjonen reduseres til ca. 60 %.

Ved biologisk hydrolyse av forsedimentert slam kan man påregne å produsere tilstrekkelig hydrolysat til å denitrifisere ca. 3 mgN/L (innkommende avløpsvann). Dette utgjør i middel ca. 12 % av innkommende nitrogenmengde.

Totalt gir dette en beregnet nitrogenreduksjon på 72 %. Reduksjonen vil variere fra år til år avhengig av værforhold og tilførsler fra industrien. Dette må det tas hensyn til ved utforming av et fullskalaanlegg.

## Fosforreduksjon

Fosforinnholdet i slammet har i gjennomsnitt vært ca. 2,3 % av VSS. Dette er en forholdsvis høy verdi. Da man videre har hatt en høy slamproduksjon har det gitt som resultat at man har fått en overraskende høy fosforreduksjon.

Utgående fosfatkonsentrasjon normalt vært lavere enn 0,5 mg P/l og har hatt en middelvei på 0,14 mg P/l.

Uke 12/97 ble det dosert fosforsyre for å se om fosfor var begrensende for nitrifikasjonen. Fosforinnholdet i slammet steg da til hele 5,3 % av VSS. Dette tilsier at slammet om nødvendig kan assimilere større mengder fosfor og derved holde utgående fosforkonsentrasjon lav.

Utgående fosforkonsentrasjon har variert med SS i utgående avløpsvann. Ved SS-reduksjon i et filter viser forsøkene at man normalt vil ha utgående fosfor konsentrasjoner på under 0,5 mgP/l og i gjennomsnitt ca. 0,3 mgP/l. Det vil si at man normalt vil tilfredsstille foreliggende krav til fosforreduksjon uten etterfelling.

Dersom slammet fortsatt skal stabiliseres i råtnetanker vil sannsynligvis noe av det biologisk assimilerte fosforet løses ut som fosfat. Hvor mye er usikkert da det avhenger av pH og alkalitet. Man må derfor påregne å etterfelle mindre mengder fosfat slik at dette bindes kjemisk. Mengdene vil ikke være større enn at dette kan skje ved felling på et filter.

# Denitrifikation i fluidiserade bäddar

Jan Bosander och Alf-Göran Dahlberg

SYVAB, 147 92 GRÖDINGE

E-mail: Jan.Bosander@syvab.se

A-G.Dahlberg@syvab.se

## Bakgrund

Himmerfjärdesverket behandlar avloppsvatten från sex kommuner i den sydvästra stockholmsregionen. Antal anslutna är för närvarande ca 244.000 personer. Himmerfjärden, där det renade vattnet släpps ut, är en av de mest undersökta fjärdarna i Östersjön. Sedan början av 70-talet har institutionen för systemekologi (Askö-laboratoriet) vid Stockholms Universitet bedrivit omfattande forskningsprogram i fjärden som samordnats med recipientkontrollen för Himmerfjärdsverkets utsläpp. Under mitten av 70-talet startades ett projekt som skulle ge svaret på om det var kväve (N) eller fosfor (P) som var den begränsande faktorn för produktion av biomassa (algtillväxt). 1980 började vi diskutera införande av kvävereduktion i reningsverket.

## Recipient

Teoretiskt föreligger alltid risk för blågrönalgbloomning om utsläppet av lättillgängligt kväve minskas. Detta skulle vara till stort men för det rörliga friluftslivet och speciellt vid varma somrar. För att undersöka detta ökades fosforutsläppet tredubbligt under 1984 för att simulera kvävebrist. Ingen blågrönalgbloomning uppträdde dock. 1985 ökade antalet anslutna till Himmerfjärdsverket med ca 75.000 personer, på grund av att Eolshälls avloppsreningsverk lades ned och vattnet överfördes till Himmerfjärdsverket via tunnelsystemet.

Verkets bidrag till fosforbudgeten i fjärden är inte så stort som bidraget till kvävebudgeten varför ökningen av kvävetillförseln betydde mer än fosfortillförseln. Samtidigt började vi med fullskaleförsök med kväverening som så småningom ledde fram till en ombyggnad av verket 1988, då anoxiska zoner för fördentrifikation inrättades i luftningsbassängerna. Utan kolkälla uppnåddes endast ca 30 % kväverening varför olika kolkällor prövades för att uppnå 50 % eller mindre än 15 mg N/l. Recipientundersökningen visade på minskat kväveöverskott i Himmerfjärdens inre bassäng, men samtidigt konstaterades en fortsatt export av kväve ut till de yttre delarna av fjärden, vilket är ofämpligt, eftersom kvävebidraget ökar eutrofieringen.

## Utsläppsvillkor

Himmerfjädsverket har som första verk i Sverige fått provisoriska villkor som säger att som riktvärde skall

fosfor vara mindre än 0.5 mg/l

och

totalkväve vara mindre än 15 mg/l

som årsmedelvärde.

Vidare skall utsläppets N/P-kvoter anpassas så att optimala förhållanden d v s minsta påverkan gäller för Himmerfjärden.

Styrordern för kvävereningen är maximal kväverening tills oönskade blågrönalger uppkommer i fjärden. Teoretiskt kan kvävereningen komma att anpassas på så sätt att maximal kväverening gäller för senhöst, vinter och vår medan anpassad kväverening gäller för sommaren och förhösten.

## Policy för utbyggnad

Eftersom det i befintlig anläggning var svårt att nå högre kvävereduktion än 50 % beslöt vi att satsa på långtgående kväverening i en separat efterdenitrifikationsanläggning. Alternativet hade varit att bygga ut bassängvolymerna men för att slippa dyrbara utbyggnader satsade vi i stället på en kompakt och dessutom flexibel anläggning. 1996 byggde vi det nya steget med fyra parallella fluidiserade bäddar som i en begränsad volym skulle klara att avlägsna så gott som allt nitratkväve.

## Beskrivning av fluidiserade bäddanläggningen

Dimensionerande data är ett flöde av 6000 m<sup>3</sup>/h och en inkommande nitrathalt på 18 g/m<sup>3</sup> vilket ger en nitratbelastning på 2600 kg/dygn. Anläggningen är placerad mellan slutsedimenteringen och sandfiltren. Den består av inloppskanal, silhus, pumprum, fyra parallella bioreaktorer i form av fluidiserade bäddar, sandfång och utloppskanal.

I silhuset finns en trumsil som avskiljer större fasta föremål som kan ha passerat genom reningsverket. I pumprummet finns fyra varvtalsreglerade pumpar som var och en är utlagda för 1500 m<sup>3</sup>/h. Vatten pumpas in nedtill i reaktorerna genom ett system av dysor som fördelar vattnet jämnt över hela bäddytan. Varje reaktor har en yta av 38.5 m<sup>2</sup>, en volym av 230 m<sup>3</sup> och är fylld med ca 60 m<sup>3</sup> finkornig, kvartsrik sand med en korndiameter av ca 0.5 mm. Vattnet avgår ur reaktorerna över avdragsrännor. Genom att vattnet stiger uppåt bringas sanden att fluidisera, dvs den svävar. Härvid frigörs varje sandkorns yta som blir fäste för denitrifierande mikroorganismer. Biomassa och sand upptar ungefär hälften av reaktorvolymen. Specifika ytan, dvs den sandyta som mikroorganismerna kan fästa på överstiger 3000 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup> bäddvolym, vilket gör att bärarytan i hela anläggningen är

större än 140 hektar. Slaminnehållet motsvarar en slamhalt på 20.000 - 40.000 mg/l. När tillrinningen är mindre än 6000 m<sup>3</sup>/b öppnar en ventil och erforderligt flöde recirkuleras från utloppskanalen.

Processen styrs av ett Mitsubishi PLC-system och övervakas av ett SCADA-system, NXW, som utvecklats på Himmerfjärdsverket.

### Kolkälla

Kolkällan, som f.n. är metanol, tillsätts i kanalen före trumsilen så att bra inblandning erhålls. Massflödet nitratkväve in till bäddarna styr metanoldosen. TOC mäts efter bäddarna och överreglerar så att ingen metanol körs ut i onödan och ökar utsläppet av organiskt material (BOD).

### Bäddhöjdskontroll

När sandkornen täcks av biohud expanderar bädden. Samtidigt stiger sandpartiklarna uppåt i bädden genom att deras densitet minskat genom påväxten. Vid viss förutbestämd nivå av bädden startar en tvälteykel som avskiljer biohud från sanden, återför tvättad sand till reaktorn och avleder överskottslam ut ur reaktorn. Eventuell sand som lämnar bäddarna via utgående vatten fångas upp i ett sandfång och pumpas tillbaka till bassängerna.

### Instrumentering

Anläggningen är beroende av en hel del on-line mätningar. De viktigaste mätningarna framgår av tabell 1.

Tabell 1. On-line mätningar

Parameter	Mätpunkt
Nitratnitrogen	före bäddar
Nitratnitrogen	efter bäddar
TOC	efter bäddar
Massflöde metanol	efter metanolfumpar
SS	överskottslam
Fosfatfosfor	efter bäddar
Vattenflöde	före bäddar
Vattenflöde	genom bäddar

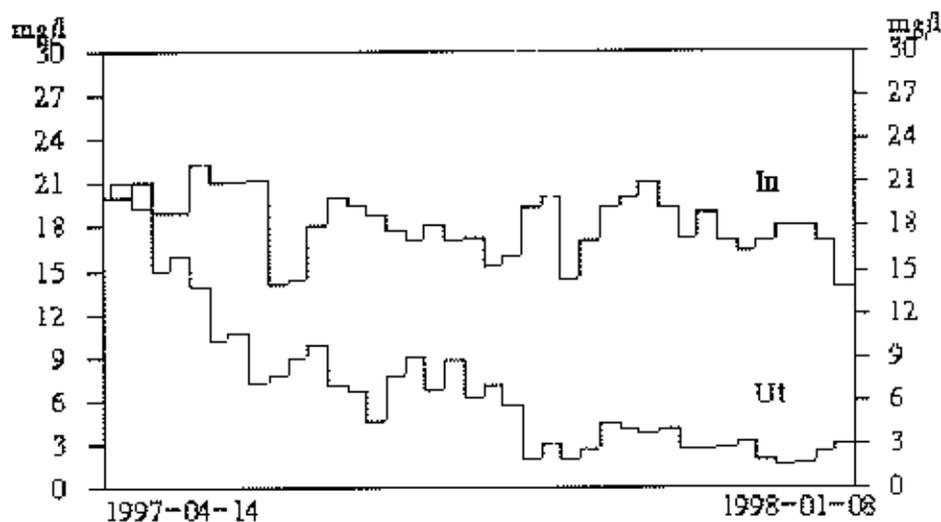
### Uppstartning

Efter påfyllning av sand i april 1997 ympades denna med överskottslam för att skapa en biohud. Efter några veckor startades tillsats av kolkälla, etanol, som successivt byttes ut mot metanol. Detta förfarande lär påskynda denitrifierarnas

adaption till metanol. Det dröjde dock nästan en månad innan denitrifikationen började utvecklas ordentligt. Fosforbrist kan ha bidragit till den långa adaptations-tiden. Ingen liknande anläggning har tidigare startats upp med så låg fosfathalt i inkommande vatten.

### Intrimning

Delfunktioner i anläggningen fininställdes under sommaren 1997. Baddhöjds-kontrollen orsakade problem eftersom den var oförmögen att hantera en alltmer fluffig påväxt på sandkornen. Denna fluffiga biohud berodde på fosforbrist och medförde att sandens densitet minskade. Baddarna växte okontrollerat varpå sanden följde med utgående vatten. Den förlorade sanden måste ersättas och baddhöjdskontrollen fick ske manuellt med dränkbara pumpar. Trots fosforbrist fungerade denitrifikationen tillfredsställande under denna period. Detta indikerar att med en annan baddhöjdskontroll kan baddarna fungera trots låga fosfathalter. Nitrathalterna under uppstartningskedet framgår av figur 1.



Figur 1. Nitratkvävehalter före och efter fluidiserade bäddar

### Resultat

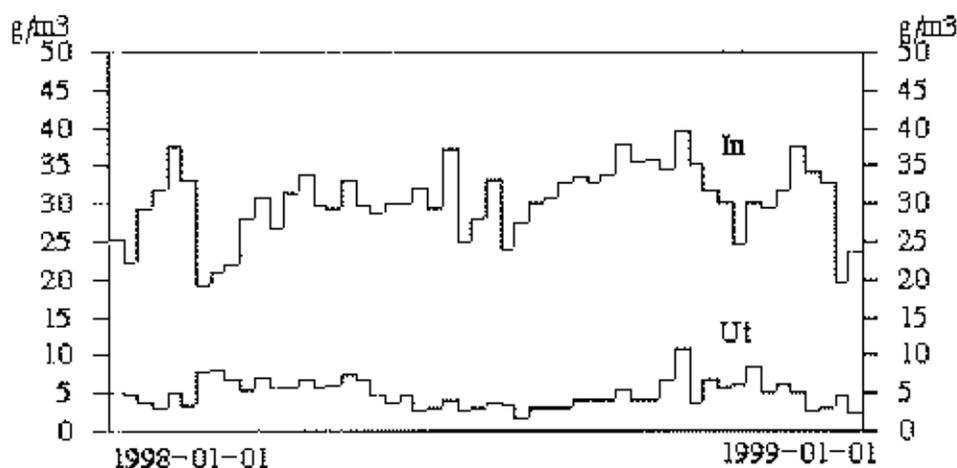
Efter att baddhöjdskontrollen modifierats och fosfornivån anpassats har anläggningen fungerat mycket bra. Av figur 2 framgår halterna av totalkväve i inkommande vatten till och utgående vatten från Himmerfjärdsverket under 1998.

Överskottslamproduktionen är ca 0.5 kg VSS per kg reducerat nitratkväve. All överskottslamproduktion kan inte omhändertas av baddhöjdskontrollen utan en del avgår som suspenderat material i utgående vatten. SS-halten är i genomsnitt 6 mg/l högre i utgående vatten än i inkommande.

Metanolförbrukningen var under förra året i genomsnitt 3.6 kg metanol per kg reducerat nitratkväve.

Behovet av fosfatfosfor är 0.4 - 0.5 mg P per liter, och under 1998 har vi tvingats tillsätta en liten mängd fosforsyra för att säkerställa detta behov. Bäddarna avverkar motsvarande mängd och ett börvärde på 0.1 mg PO<sub>4</sub>-P per liter gäller i utgående vatten från bäddarna.

Driftkontrollen inskränker sig till övervakning av bäddhöjdskontrollen, nitrat- och TOC-halter samt manuell kontroll av bäddhöjden ett par gånger per vecka. Underhållet är relativt begränsat eftersom anläggningen är uppbyggd av standardkomponenter vad avser pumpar, ventiler och övrig utrustning.



Figur 2. Totalkvävehalter i inkommande och utgående vatten 1998.

## Kostnader

Totala investeringskostnaden för fluidbäddprojektet var 35 MSEK, varav 11 MSEK för byggnader, 19 MSEK för maskinell utrustning och 5 MSEK för installation och uppföljning. I tabell 2 redovisas den årliga totalkostnaden på två sätt, dels vid aktuell driftsituation (maximal kvävereduktion) och dels vid rening till EU-norm, 10 mg N/l.

Tabell 2. Årliga kostnader, kronor

	Vid maximal N-reduktion	Vid EU-norm 10 mg N/l
Investering	3,200,000	3,200,000
Drift	925,000	925,000
Kolkälla	5,100,000	2,800,000
<b>Totalt per år</b>	<b>9,200,000</b>	<b>7,000,000</b>
Kostnad per kg N	15	22

## Slutsatser

Igångkörningsperioden har varit lång på grund av ett samband som inte var lätt att urskilja, nämligen mellan en av fosforbrist stressad biologisk process och en bäddhöjds kontroll som inte fungerade särskilt bra i början. Den relativt långa igångkörningstiden är dock rimlig när man beaktar att anläggningen är den andra i världen av sitt slag, den första i Europa och med en typ av bäddhöjds kontroll som installerats för första gången i en anläggning med sand som bäddmaterial.

Tekniken kännetecknas av låg anläggningskostnad på grund av de begränsade volymerna. Driftkostnaderna är vid krav på 10-15 mg N/l dock högre än t. ex. denitrifikation integrerad i ett aktivslamsystem, eftersom extern kolkälla måste nyttjas fullt ut, men kostnaderna per kg avverkat kväve minskar snabbt vid mer långtgående kvävereduktion och processen ger möjlighet till mycket låga utsläpp av kväve. Processen är ju mycket flexibel och utsläppt kvävemängd kan anpassas momentant efter förhållandena i recipienten.

Processen kräver god tillgång till fosfor, vilket bör kunna utnyttjas för efterpolering av löst fosfor. Tillämpar man för- eller simultanfällning med tvåvärt järn och dessutom har en bio-P process i aktivslamsteget, kan det vara svårt att nå rätt fosforhalt i vattnet som ska denitrifieras.

Med dagens hårda utsläppskrav krävs en efterbehandling efter fluidiserade bäddar, där det i bäddarna producerade suspenderade materialet, kan tas bort.

# EXPERIENCES WITH POST-DENITRIFICATION IN A KMT PROCESS AT THE KLAGSHAMN WWTP

Henrik Aspegren, Bengt Andersson and Gunbritt Dittmer

*Malmö Water & Sewage Works, S-205 80 Malmö, Sweden*

## ABSTRACT

It is anticipated that the load on the Klagshamn plant will increase significantly once the bridge between Malmö and Copenhagen has been completed in the year 2001. In order to increase the capacity of the plant it was decided to also build a separate post-denitrification reactor when the plant was upgraded with a new filtration step in 1997. An elaborate cost comparison showed that a moving bed biofilm reactor process with KMT media was appropriate for this purpose. The KMT process has been in operation since May 1998. Due to problems with the mixing capability it has not been possible to test the full capacity of the process though. However, it appears that the knowledge for actually establishing a properly working KMT process for denitrification at the Klagshamn plant is at hand today and hopefully during the early 1999 more extensive tests can commence.

## INTRODUCTION

As a result of new standards concerning nitrogen removal, it became evident that upgrading of the Klagshamn wastewater treatment plant (WWTP) in Malmö, Sweden was necessary towards the late 1980:s. For this reason, a comprehensive investigation which included full scale tests was initiated with the primary aim to find an appropriate upgrading technology for the plant (Nyberg et al., 1996). The finally selected strategy was based on the introduction of pre-precipitation and the operation of an existing activated sludge plant as a single-sludge process with nitrification and post-denitrification with the addition of methanol as an external carbon source. This overall process scheme has been amply demonstrated since 1992 when the process was first introduced at the plant. A concentration of less than 8 mg N/l could be reached in the secondary effluent without having to extend either the primary or secondary treatment step at the actual load corresponding to 50 000 persons. In order to comply with a future effluent phosphorus standard of less than 0,3 mg P/l, however, a tertiary filtration plant was considered necessary.

The load on the plant will increase significantly in near the future when the bridge across between Malmö and Copenhagen will be completed in the year 2001. Population forecasts predict that the number of persons living in the Klagshamn uptake area will increase to about 90 000 persons within a period of 15 years or less. As a consequence, it was necessary to continue the upgrading work by estimating the ultimate plant capacity and to look for measures to increase the capacity. The investigation showed that the maximum capacity of the plant corresponded to the load from about 60 000 persons and that the plant capacity had to be increased to accommodate higher loads.

The possibility to integrate a denitrification step within the new filtration plant was investigated in detail. A cost comparison showed that it was favourable to include a moving bed biofilm reactor process with KMT media for denitrification within the filtration plant already at the present load if an effluent standard of nitrogen of less than 8 mg /l had to be reached. The Klagshamn plant was consequently supplemented with tertiary treatment step including both denitrification and filtration. The new filtration step was taken into operation in beginning of 1998 and finally the denitrification step was taken into operation during the summer of 1998.

This paper will try to summarise the work with KMT processes in Malmö and especially the work at the Klagshamn WWTP. The upgraded Klagshamn plant and the KMT process there will be presented in a first section, next the use of the KMT process for denitrification will be discussed generally and then the experiences from the Klagshamn WWTP will be presented. Finally some future work will be described.

### THE KLAGSHAMN WWTP

A schematic flow sheet of the Klagshamn WWTP is shown in figure 1. The plant includes a primary, secondary and tertiary treatment. The tertiary treatment step consists of a KMT process for denitrification and a filter. The KMT process has a volume of 1150 m<sup>3</sup> and consists of two parallel flow trains that are filled to 36 % with the KMT media. Each flow train includes two reactors in series. The volume of the first reactor is 354 m<sup>3</sup> and the volume of the second one is 196 m<sup>3</sup>. The two-media filter has a surface of 220 m<sup>2</sup> and comprises 5 parallel units. The sludge treatment step includes raw sludge thickening, digestion and dewatering by centrifuges. The supernatant from the sludge treatment is circulated back to the inlet pumping station. The dewatered sludge is used in agriculture. In order to avoid sludge loss from the secondary clarifiers, a by-pass, allowing primary effluent to be directed directly to the filtration process during stormwater conditions, will soon be introduced

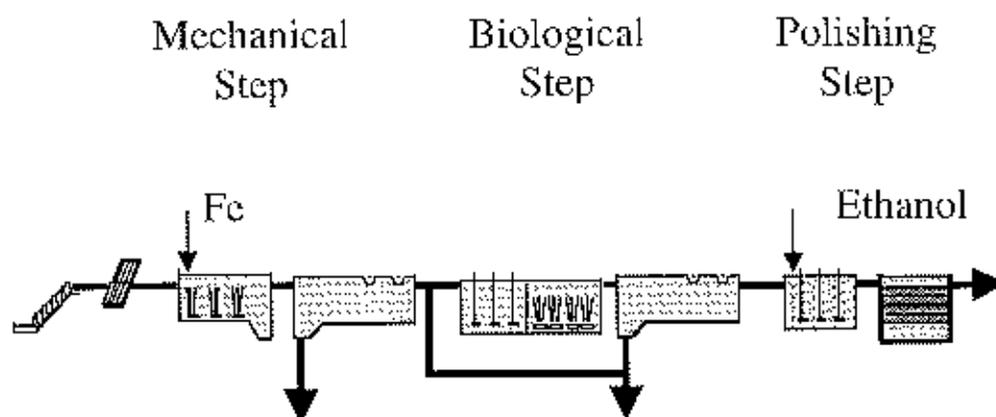


Figure 1. The Klagshamn wastewater treatment plant.

## POST-DENITRIFICATION WITH KMT PROCESSES

The number of full-scale experiences with KMT processes was fairly limited only a few years ago. For this reason it was felt necessary to perform an applied field test in order to demonstrate the technical feasibility of the concept in this specific application before introducing it in full-scale. The test of a KMT process was conducted at the Sjölanda WWTP in Malmö in a special pilot plant facility where secondary effluent from an existing activated sludge process was used as the basis for the experimental work. The pilot plant facility consisted of a nitrifying trickling filter (NTF), two KMT processes for denitrification and one KMT process for nitrification.

The test demonstrated that a KMT process could be used in a post-denitrification application. The KMT process has to be regarded as an alternative to other more familiar reactor types for this type of application. The overall process also requires a separation stage for example a filter.

The maximum denitrification rate obtained with ethanol was around  $2.5 \text{ g N/m}^2\cdot\text{d}$  and with methanol around  $2.0 \text{ g N/m}^2\cdot\text{d}$ . The influence of oxygen in the influent water was not included, when calculating the denitrification rate. In a study by Rusten et al. (1996) on a similar application the maximum denitrification rate at  $15^\circ\text{C}$  when using ethanol was around  $3.5 \text{ g N/m}^2\cdot\text{d}$  and when using methanol around  $1.7 \text{ g N/m}^2\cdot\text{d}$ .

Around 4 to 5 g COD/g  $\text{NO}_3\text{-N}_{\text{eq}}$  was required in order to secure complete denitrification when using either ethanol or methanol. This suggests a sludge yield for the external carbon sources of around 0.2 to 0.3 g SS/g COD. Based on the removed COD an overall sludge yield of around 0.2 g SS/g COD could be calculated for both carbon sources.

Finally it was shown that low phosphate concentrations affect the kinetics of the process. When the phosphate concentration was about 0.1 mg/l in influent water, the denitrification rate was about 70 % of the rate when the phosphate concentration of was around 1 mg/l in the influent water.

It is also interesting to compare the KMT process with other processes. One of the more interesting figures in this context is the maximum denitrification rate in relation to the volume requirement. It is seen in Table 1 that when a suspended sludge process is operated with an external carbon source the rates are close to what can be obtained with a KMT process. It should be stressed though, that when the separation stage is also considered a number of factors, which favour a biofilm process, become evident. For biofilm processes it is well established that the obtained volumetric rates are strongly affected by the specific surface area (Henze et al., 1997). It is consequently not surprising to see in Table 1 that the obtained volumetric denitrification rates for a KMT process are low in comparison to a fluidised bed for example which has a very high specific surface area. On the other hand the operational flexibility of processes such as a fluidised bed or a submerged filter is limited. A KMT process can be divided into a number of cells, which can be either aerated or mixed, or both. This of course means that it is possible to design a very flexible process.

Table 1. Reported maximum denitrification rates in different post-denitrification applications with ethanol and methanol.

Process	Rate (g N/m <sup>3</sup> *d)		Temp (°C)	Reference
	Ethanol	Methanol		
MBBR (KMT)	900	700	13-21	This study
MBBR (KMT)	1300	600	15	Rusten et al., (1996)
Suspended Biomass	700	200	15	Nyberg et al.,(1996)
Submerged Filter	-	1800	11	Riemer, (1977)
Submerged Filter	-	1100	27	Smith et al., (1977)
Submerged Filter	-	800	5-35	Gulf South Research Inst., (1970)
Submerged Filter	-	1250	25	Ryan and Barth, (1976)
Submerged Filter	-	5000	13	Tandberg and Ydstebø, (1992)
Continuous Filter	-	2400	10-14	Andersson et al., (1991)
Continuous Filter	-	1000	10	Upton, (1991)
Continuous Filter	-	2700	20	Koopman. et al., (1990)
Fluidised Bed	-	6000	11-25	Semon et al., (1996)
Fluidised Bed	-	4300	20	Gasser et al., (1973)
Fluidised Bed	-	7400	20	Jeris and Owens, (1975)
Fluidised Bed	-	4000, 7000	10, 20	Gauntlett and Craft., (1979)
Fluidised Bed	-	3000	9	Cooper and Wheldon, (1980)
Fluidised Bed	-	3000	7	Hansen and Kirkegaard, (1981)

#### EXPERIENCES FROM THE KLAGSHAMN WWTP

The tertiary treatment step was taken into operation in May 1998 and it is obvious, when looking at the quality of the effluent water from the Klagshamn plant that it performs quite well, figure 2. The concentration of nitrogen, phosphorus and BOD<sub>7</sub> are well below the standards for compliance. It is also seen in the figure that the plant consistently produces effluent water of good quality. Only on three to four occasions has, for example, the concentration of phosphorus been significantly above 0.3 mg/l. These peak values have been caused by sludge loss from the secondary clarifier and in future with the by-pass in operation this type of disturbance will be attenuated.

Although the plant has performed well the KMT process has not been fully operative due to severe problems with the mixing of the reactors and the original plant operation with dosing of ethanol in the activated sludge reactor has been maintained. However, in order to establish a biofilm around 1/3 of the total amount of ethanol, which is used at the Klagshamn plant for denitrification, is dosed to the KMT process. A number of investigations have been initiated in order to decide on how to address mixing problem. However, so far this mode of operation has been maintained.

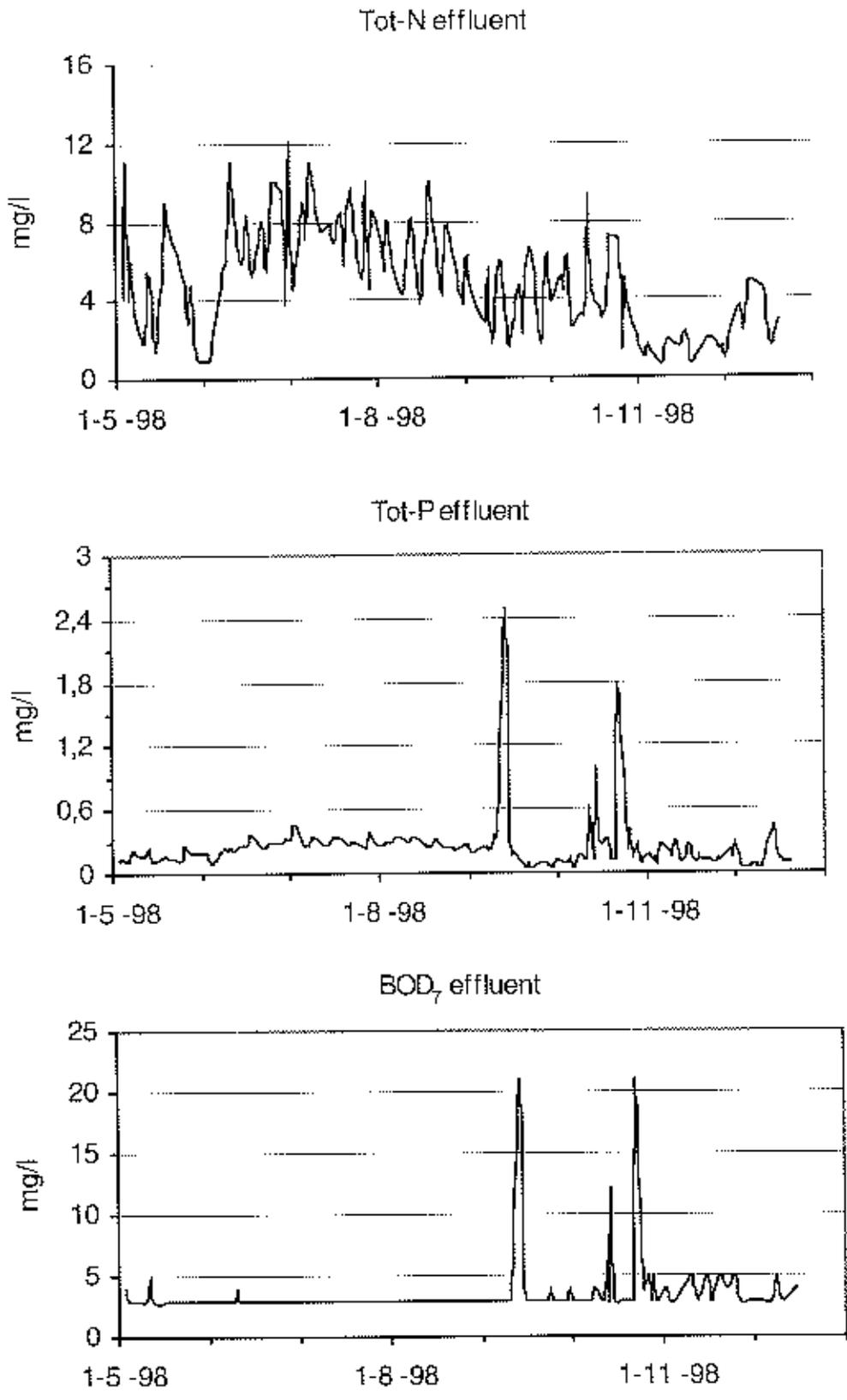


Figure 2. Concentration of total nitrogen, total phosphorus and BOD<sub>7</sub> in the effluent water from the Klagshamn wastewater treatment plant.

For the reasons above, it has not been possible to fully investigate the full potential of the process. The COD dosage has generally been the limiting factor. This is reflected in figure 3 where the effluent concentration of nitrate has been plotted as function of the C/N ratio in the influent water. The figure suggests that complete denitrification will require a ratio of around 4 and that the actual ratio in general has been substantially lower. The denitrification rate has as result of the rather limited loading been modest in comparison to the previous pilot plant experiences. The rate has on average been around 0,5 g N/m<sup>2</sup>\*d. It is however indicated in figure 4 that the rate will increase with an increased loading, i.e. a higher COD dosage.

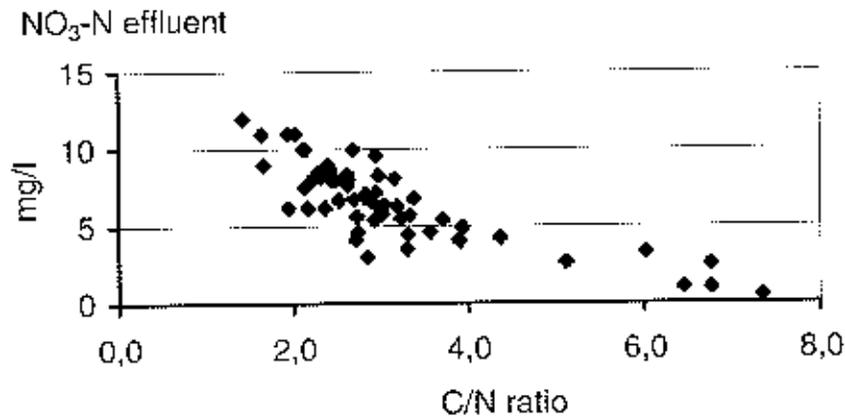


Figure 3. Concentration of nitrate in the effluent water as a function of the C/N ratio in the influent water.

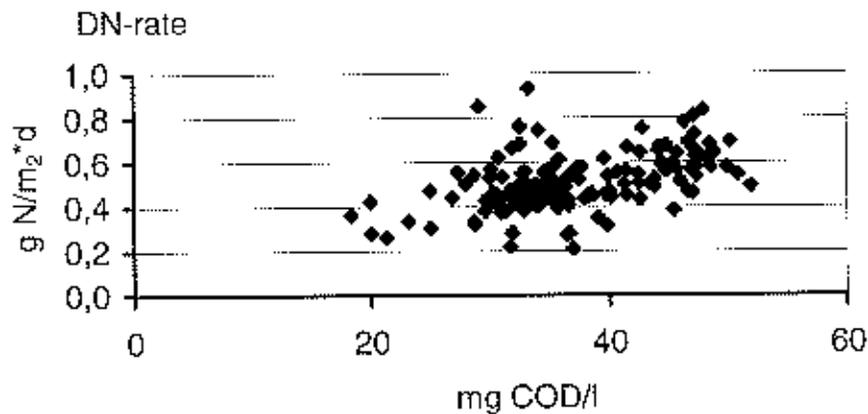


Figure 4. Denitrification rate as a function of concentration of COD added to the influent water.

The work to improve the mixing capability of the process has been going on throughout 1998. The actual physical work on the Klagshamn installation has included the change of certain mixers and the change of the angle and position of other mixers. One of the best ways to actually decide when there is sufficient mixing is by ocular inspection. The latest set-up was tried out in November 1998 and seems to provide a fairly reasonable mixing pattern, judging by the eye. This is, of course, not a very stringent measure and other techniques have consequently also been applied. In late November 1998 a tracer study using lithium was performed. Figure 5 shows a comparison between the measured result and result when using a

mathematical model describing a completely stirred tank. It appears that the mixing is satisfactorily from this point as well.

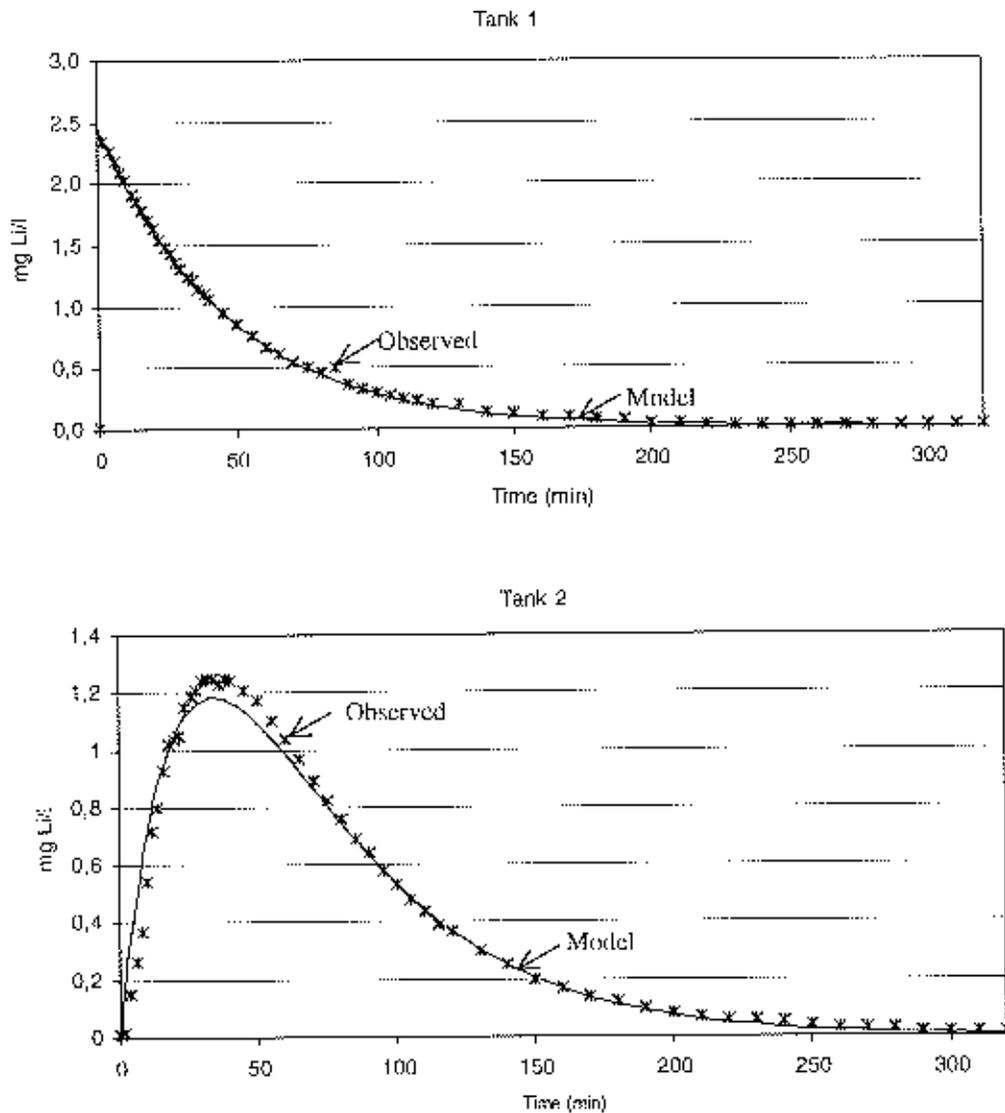


Figure 5. Comparison between observed lithium concentration and concentration of lithium according to a completely stirred tank model in the two reactors.

#### FUTURE WORK AND OUTLOOK

It appears that the knowledge for actually establishing a properly working KMT process for denitrification at the Klagshamn plant is at hand. Of course, the mixers have to be installed permanently and this will hopefully be done during the winter/spring of 1999. Once the physical installation has been completed a more extensive test of the capacity of the process can be initiated. During this phase the activated sludge process will primarily be used for nitrification and ethanol will be added solely to the KMT process. In future, however, the KMT process will be integrated in a process scheme where the activated sludge unit is operated as a pre-denitrification process during especially the warmer season. The KMT process and the filter will then be used as a final polishing step to for securing the effluent

quality. Based on preliminary theoretical calculations this type of process scheme seems to offer quite substantial savings of ethanol in comparison to the present operation.

## REFERENCES

- Andersson, B., Aspegren, H., Berg, L. and Gustelius, A. (1991). Efterdenitrifikation i Sandfilter. Försök i ett DynaSand-filter. Denitrification in a DynaSand Filter (in Swedish). *Vatten*, **47**(1), 14-23.
- Cooper, P.F. and Wheelton, D.H.V. (1980) Fluidized and Expanded Bed reactors for Wastewater Treatment. *Wat.Pollut.Contr.*, **70**(2), 286-306.
- Gasser, R.F., Owens, R.N. and Jeris, J.S. (1973) Nitrate Removal from Wastewater Using Fluid Bed Technology. PIWCA-28481-GD, GAC, vol 87.
- Gautlett, R.B. and Craft, D.G.. (1979) Biological Removal from River Water. *Water Res. Cont.*, WR 98.
- Gulf South Research Institute. (1970) Methanol Requirements and Temperature Effects in Wastewater Denitrification. *Water Pollut. Control, Research Series no. 17010DHT09/70*, New Iberia, Louisiana.
- Hansen, J. and Kirkegaard, C. (1980) Biologisk denitrifikation i et fluidiseret filter uden bæremateriale (in Danish). M.Sc. thesis Dept. Env. Eng., Technical University of Denmark.
- Henze M., Harremoës P., Jansen J. la Cour and Arvin, E. (1997). *Wastewater Treatment: Biological and Chemical Processes*. 2nd ed., Springer, Heidelberg.
- Jeris, J.S. and Owens, R.W. (1975) Pilot Scale High-Rate Biological Denitrification. *Journal.WPCF.*, **47**(8), 2043-2057.
- Koopman, B., Stevens, C.M. and Wonderlick, C.A. (1990) Denitrification in a Moving Bed Sand Filter. *Journal.WPCF.*, **62**(3), 239-245.
- Lundar, A. (1993). *KMT Moving Bed Pilot-Plant, Guadalix de la Sierra. Methodology for the Analysis of Biomass on the Suspended Medium*. Aquatcam - Norwegian Water Technology Centre A/S and Infileo Española S.A, Madrid, March 7, 1993.
- Nyberg, U., Andersson, B. and Aspegren, H. (1996). Long Term Experiences with External Carbon Sources for Nitrogen Removal. *Wat.Sci.Tech.*, **33**(12), 109-116.
- Riemer, M. (1977) Kinetics of Denitrification in Submerged Filters. Ph.D. thesis Dept. Env. Eng., Technical University of Denmark.
- Rusten, B., Wien, A. and Skjefstad, J. (1996). Spent Aircraft Deicing Fluid as External Carbon Source for Denitrification of Municipal Wastewater - From Waste Problem to Beneficial Use. Proc. 1st Industrial Waste Conference, May 6-8, 1996, Purdue
- Ryan, B.W. and Barth, E.F. (1976) Nutrient Control by Plant Modification at El Lago, Texas. Environmental Protection Agency Report, Cincinnati, Ohio.
- Smith, J.N., Masse, A.N., Teige, W.A. and Kamphake, L.J. (1972) Nitrogen Removal from Municipal Wastewater by Columnar Denitrification. *Environmental Science & Technology*, **6**(3)
- Semon, J., Sadick, T., Palumbo, D., Santoro, M. and Keenan, P. (1996). Biological Upflow Fluidized Bed Denitrification Reactor Demonstration Project, Stamford, Ct. Submitted to *Wat.Sci.Tech.*
- Tandberg, I. and Ydstebø, L. (1992) Innledende denitrifikasjonsforsøk (in Norwegian) U-rapport nr. 2-01. VEAS, Oslo Norway.
- Upton, J. (1993). Full-Scale Denitrification of Sewage Effluents in Deep Bed Sand Filters. *Wat.Sci.Tech.*, **27**(5-6), 381-390.

# Igangkjøring og driftserfaringer med med KMT-prosessen for nitrogenfjerning ved Nordre Follo rensesanlegg

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

<sup>1</sup> Aquateam AS, Hasleveien 10, N-0571 OSLO. E-mail: [asgeir.wien@aquateam.no](mailto:asgeir.wien@aquateam.no)

<sup>2</sup> Nordre Follo rensesanlegg, N-1433 VINTERBRO

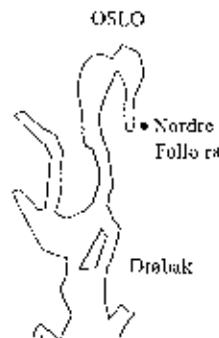
## Innledning

Nordre Follo rensesanlegg (NFR) ligger ca 20 km sørøst for Oslo (figur 1). Anleggets resipient er Bunnefjorden innerst i indre Oslofjord. Denne delen av fjorden er sårbar for forurensninger fordi den er begrenset av en terskel ved Drøbak på 10-15 meter og en terskel ved spissen av Nesodden på ca 40 meter. Anlegget er interkommunalt og betjener avløpsvann fra eierkommunene Oppegård, Ås og Ski. Den mekaniske delen stod ferdig i 1972, men har senere blitt utvidet for kjemisk rensing av fosfor. I 1993 ble NFR, som det 4. rensesanlegget i Norge, pålagt 70 % rensing av nitrogen.

Myndighetenes renskrav til anlegget har fra 01.01.1998 vært som oppgitt i tabell 1.

Tabell 1. NFR sitt renskrav fra 01.01.1998.

Parameter	Nitrogen	BOF <sub>7</sub>	Fosfor	
			K1	K2
Renskrav	70%	90%	≤ 0,3 mg P/l	< 0,6 mg P/l



Figur 1. NFR har Bunnefjorden som resipient.

## Anbudsrunde, bygging og garanti

Høsten 1995 gikk NFR ut med en åpen anbudskonkurranse for byggingen av nitrogenrensetrinnet. Det ble forutsatt at anlegget skulle være en kompakt biofilmprosess. Dette på grunn av dårlige grunnforhold og dårlig plass. I tillegg ble det i et forprosjekt konkludert med at et aktivslamanlegg ville bli betydelig dyrere i investering på grunn av kravet om overbygging av anlegget. Siden det offentlige tilskuddet kun var 50 % ble dette derfor en uaktuell prosessløsning.

Anlegget skulle stå ferdig 1. juli 1997. Byggingen skulle gjennomføres som en totalentreprise. Anbudene skulle omfatte prosjektering og bygging av et komplett biologisk rensesettrinn for nitrogenrensing med tilknytning til eksisterende anlegg. Anbyderne skulle stå for leveranse, montering, innkjøring og prøvedrift av anlegget, og opplæring av driftspersonellet. I leveransen skulle det også inngå et styrings- og overvåkningssystem for nitrogenrensedelen.

Gjennomføringen av selve anbudsrunden ble utført i henhold til EØS forskriftene for forsyningssektoren. 4 prosessleverandører leverte tilbud på ønsket prosess.

Vurdering av de innkommende anbudene ble gjort med hensyn på pris, kvalitet, teknisk verdi, driftskostnader, estetiske og funksjonelle egenskaper, leverings- og ferdigstillingsdato, service etter levering og utførelsesfrist. Årskostnadene hadde den høyeste vektleggingen.

I januar 1996 ble Kaldnes Miljøteknologi AS tildelt kontrakten for byggingen av nitrogenrensetrinnet. Kontraktsummen for nitrogenanlegget var 35 millioner kroner.

Anlegget er plassert på et vanskelig område med kvikkleire og er plassert på peler til fjell. Bygget er på 950 m<sup>2</sup> og består av pumpestasjon etter forsedimentering, biologisk rensesettrinn, prøvetaker- og analyserom for on-line instrumenter, tekniske rom, kontrollrom/auditorium, verksted, sanitærom og garderober. Ferdigbefaring og overtakelse skjedde i august 1997.

I henhold til kontrakt skal det gjennomføres en prosessgaranti hvor nitrogenanleggets ytelser skal testes mot de fastsatte gjeldende renskrav stilt av miljømyndighetene, samt mot forbruk av innsatsmidler. Rensgraden regnes ut fra inn- og utløpsbelastningene på NFR. For innsatsmidlene er det garantert spesifikke forbrukstall for skumdemper, metanol, kalk, fellingskjemikalier, hjelpeflokkuant og energiforbruk. Garantiperioden skal gå over 2 kontrollperioder. Det skal gjennomføres en 12 måneders periode hvor renseseffektene skal kontrolleres mot 52 ukeblandprøver, og en 2 måneders periode hvor en av linjene skal belastes med 50 % av den totale dimensjonerende vannføringen.

## Dimensjoneringsgrunnlag

Dimensjoneringsgrunnlaget ble laget på bakgrunn av tidligere driftsdata, pilotforsøk i forbindelse med gjennomføring av programmet for fjerning av næringssalter (FAN-programmet) (Rusten og Lorentsen, 1992 a og b), nye målinger som ble gjennomført i løpet av 1995, og statistisk datagrunnlag for tilflytning av mennesker og industri i regionen tilknyttet NFR. Anlegget skulle dimensjoneres for situasjonen i år 2010.

Anlegget har kapasitet til å behandle avløpsvann fra 40 000 pe. Dimensjonerende vannføring  $Q_{dim}$  er 750 m<sup>3</sup>/time. Maksimal dimensjonerende vannføring  $Q_{maksdim}$  er 1125 m<sup>3</sup>/time. Døgnvannføringen  $Q_{middel}$  er satt til 14 400 m<sup>3</sup>/d.

Gjennomsnittelig temperatur på årsbasis tilsvarer 10 °C.

Dimensjoneringsgrunnlaget for de øvrige parametrene er gitt i tabell 1 og 2. Belastningene i tabell 2 forventes å tilsvare 80 persentilen i år 2010.

Tabell 1. Dimensjonerende vanntemperatur (tilsvare årsmiddel på ca 10 °C).

Måned	Jan.	Feb.	Mar.	Apr.	Mai	Jun.	Jul.	Aug.	Sep.	Okt.	Nov.	Des.
Temp. °C	8,0	8,0	7,0	8,0	10,5	13	13	14	13	10,5	8,0	8,0

Tabell 2. Dimensjonerende verdier for ulike parametre for nitrogenerensettnettet på NFR.

	Total COD		Filtrert COD		Total BOD <sub>7</sub>		Filtrert BOD <sub>7</sub>		Suspendert stoff (SS)		Alkalitet
	kg/d (kg/h)	mg/l	kg/d (kg/h)	mg/l	kg/d	mg/l	kg/d	mg/l	kg/d	mg/l	
Innløp	5900 (390)	410	1870 (210)	130	2660	185	650	45	4390	305	3,1
Forsed	5180 (415)	360	2230 (180)	155	2520	175	650	45	5620	390	3,2
Utløp	2020 (160)	140	1660 (130)	115	720	50	--	--	580	40	2,2

	Ufiltrert TN		Filtrert TN		NH <sub>4</sub> -N		Total P		PO <sub>4</sub> -P	
	kg/d	mg/l	kg/d	mg/l	kg/d	mg/l	kg	mg/l	kg/d	mg/l
Innløp	460	31,9	370	25,7	320 (32)	22,2	80	5,6	25	1,7
Forsed	615	42,7	395	27,4	360 (35)	25,0	80	5,6	3,4	0,24
Utløp	400	27,8	385	26,7	360 (30)	25,0	4	0,28	<0,05	<0,05

## Anlegg og prosessbeskrivelse

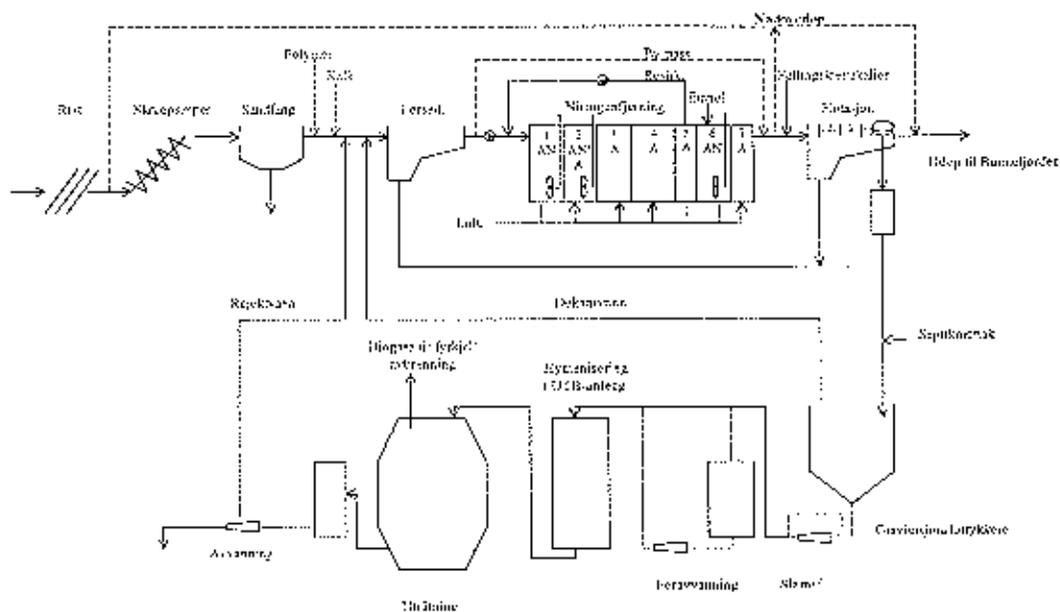
Figur 2 viser et forenklet flytskjema av NFR. Etter en step screen rist, med lysåpning på 3 mm, heves vannspeilet ca 2 meter vha skruerpumper. Vannet føres

deretter inn i 2 rundsandfang før det fordeles på 3 forsedimenteringsbasseng og går inn i en pumpestump som pumper vannet inn på nitrogenrensedelen.

En fordelingskum deler vannet på 2 nitrogenrenselinjer. Nitrogenrensanlegget drives med kombinert for- og etterdenitrifisering. Hver linje består av 7 reaktorer (R1-R7) hvorav reaktorene R1 og R2 er normalt anoksiske og fungerer som fordenitrifiserende reaktorer. Nitratholdig vann pumpes fra R5 tilbake til innløpet til hver linje. Det kan resirkuleres opp til 200 % av den innkommende vannmengde til det biologiske trinnet. 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 avløpsvannets temperatur er lavere enn 10 °C kjøres R2 aerob for å øke volumet av den nitrifiserende delen.

Reaktorene i nitrogendelen har et vanddyb på ca 5,5 meter. Reaktorvolumene varierer fra 133 m<sup>3</sup> (R6) til 450 m<sup>3</sup> (R4). Det totale reaktorvolumet på begge linjene er 3700 m<sup>3</sup>. Gjennomsnittelig hydraulisk oppholdstid i nitrogenanlegget er ca 7 timer.

Efter det biologiske trinnet går vannet til det kjemiske flotasjonstrinnet. I dag brukes det EKOFLOC90 som fellingskjemikalium og polymær som hjelpeflokkulant. Primærslam og kjemisk slam pumpes videre til 2 gravitasjonsfortykkere. Herfra går slammene til hygienisering i et UTB-anlegg med kapasitet på 15-20 batcher per døgn. Hver batch er på ca 5 m<sup>3</sup>. Fra UTB-anlegget går slammene videre til 2 råtnetanker i serie før det går videre til avvanning i sentrifuge eller silbåndpresse.



Figur 2. Flytskjema av NFR

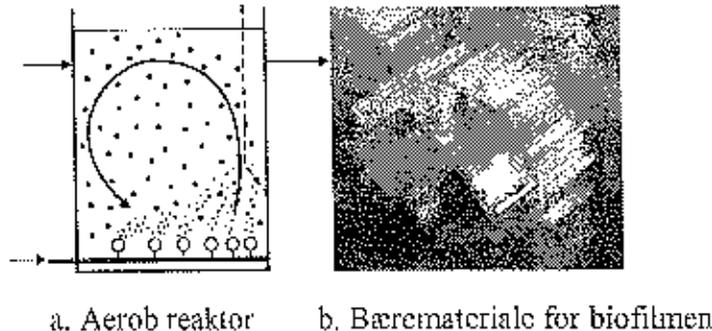
## KMT-materialet og prosessen

Kaldnesprosessen er en biofilmprosess. Biofilmen er festet til små plastlegemer (bærematerialet) som er ca 8 mm tykke og en diameter på ca 10 mm (figur 3). Et kryss i midten og små "vinger" på utsiden gir plastlegemene stor overflateareal. Egenvekten til materialet er 0,96 g/cm<sup>3</sup>. Reaktorene kan ha en fyllingsgrad av plastlegemer på opp til 2/3. Ved 2/3 fylling vil plastlegemenes praktiske vekstoverflateareal være ca 350 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup> reaktorvolum og fortrent væskevolum være 10-11 %.

Hver reaktor er totalomblandet. I aerobe reaktorer holdes plastlegemene i suspensjon ved den luften som blåses inn i reaktoren. Luflinblåsningen gir også oksygen til den fastsittende biofilmen. Mekaniske omrørere holder plastlegemene i suspensjon i de anoksiske reaktorene.

Mellom hver reaktor er det siler som hindrer plastlegemene i å forflytte seg fra en reaktor til en annen. I anoksiske reaktorer er det plansiler, mens det i aerobe reaktorer er rørsiler (vertikalt perforerte rør). Silene pulsluftes ved jevne mellomrom for å unngå gjentetting av slam eller bæremateriale.

Overskuddsslam som løsner fra plastlegemene følger med gjennom hele prosessen. Dette slammene må fjernes i et etterliggende separasjonstrinn.



Figur 3.      Prinsippskisse for KMT-prosessen

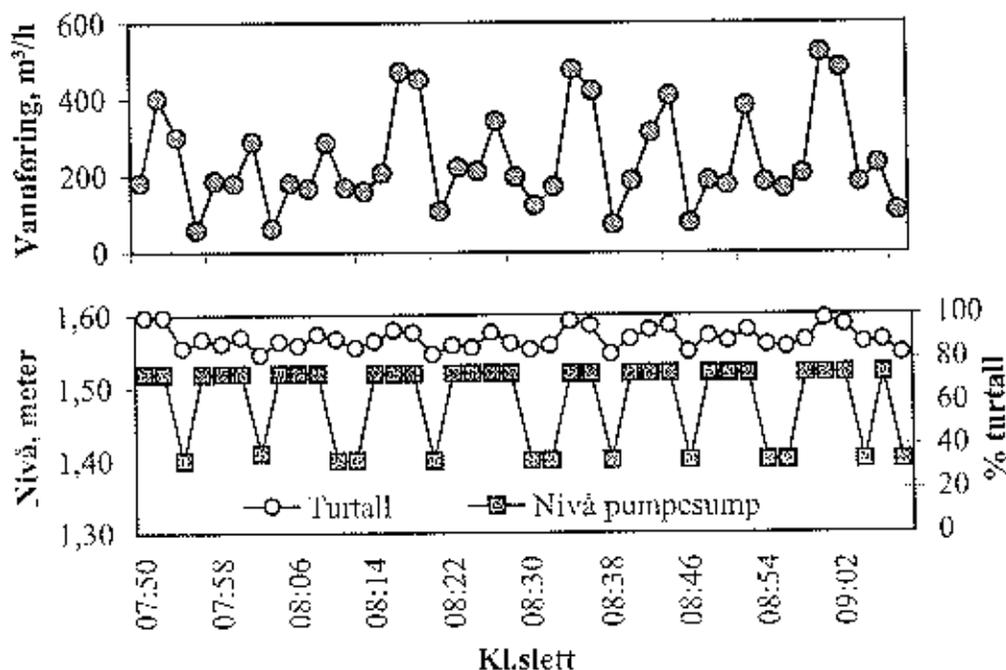
## Styring og overvåkning

Nitrogenrensprosessen ved NFR kan styres både manuelt og helautomatisk via styrings- og overvåkningssystemet. Følgende on-line instrumenter kan styre prosessen: Mengdemålere, ammoniumsmålere, nitratmåler, O<sub>2</sub>-målere, temperaturmåler og pH-målere.

Mengdemålere, ammoniumsmålere, O<sub>2</sub>-målere og temperaturmåler er med på å styre nitrifikasjonsprosessen. Hvor mange instrumenter og parametre som inngår i beregningsprogrammet avhengig av hvilket styringsnivå man velger (4

alternativer). I full automatiseringsmodus kreves en grundig oppfølging (rengjøring og kalibrering) av instrumentene for å oppnå optimal drift. I forbindelse med dette er det laget daglige og ukentlige rutiner.

Det gjenstår fortsatt en del justeringer av styrings- og overvåknings systemet. Det har vært en del programmeringsfeil som har blitt rettet opp. Styringssystemet fungerer tilfredsstillende i dag, men det gjenstår fortsatt, vel 1,5 år etter overtakelsen, punkter som må rettes opp for at systemet skal fungere optimalt. Dette gjelder bl a logg- og trendfunksjonene og drifts og vedlikeholdssystemet. Et problem som fortsatt ikke er løst er driftsforstyrrelser av innløpspumper og nivåfølere. Forstyrrelsene påvirker signalene fra nivåfølerene til styringssystemet som regulerer innløpspumpene til nitrogenanlegget. Dette fører bl a til at innløpspumpene regulerer ujevnt over kort tid. Figur 4 viser hvordan vannføringen variere på kort tid som følge av driftsforstyrrelsene.



Figur 4. Driftsforstyrrelser i styringssystemet fører til varierende vannføring (9. september 1998).

## Driftserfaringer

Renseresultatene har ikke vært tilfredsstillende gjennom 1998. Dette skyldes både tekniske forhold og varierende driftsbetingelser som følge av variasjoner i innløpsvannets sammensetning.

I løpet av høsten 1997 ble det satt i drift en ny såpefabrikk i Ski kommune. Denne har sitt avløp til NFR. Fabrikken har hatt problemer med sitt gjenvinningsanlegg for interne returstrømmer. Dette har ført til at store mengder såpe har kommet inn

på NFR, og driftsbetingelsene har vært ugunstige i kortere og lengere perioder. Fabrikken har kun en midlertidig utslippstilatelse som kun går på hvor mye vaskevann de har lov til å slippe ut. Det er ikke stilt krav til utslipp av organisk materiale. Vaskevannet som er blitt sluppet på ledningsnett har hatt svært høye COD-verdier, og til tider har utslippet fra såpefabrikken alene ført til en organisk belastning som tilsvarer ca 30 % av den dimensjonerende belastningen på NFR.

Såpen har ført til kraftig skumming i den biologiske delen. Skumproblemene har vært så store at det til tider var vanskelig å holde KMT-mediet i omrøring. Uforholdsmessig store mengder med luft ble blåst inn i reaktorene for å oppnå tilstrekkelig omrøring. For å dempe skummingen ble det tilsatt relativt store mengder med skumdemper som det normalt ikke er behov for. Såpen førte også til at den kjemiske rensingen i flotasjonstrinnet til tider har gått dårlig. Garantikjøringen av nitrogentrinnet, som ble startet i mai 1998 ble stoppet i august på grunn av at driftsbetingelsene ikke var representative som følge av utslippene fra såpefabrikken. Garantiperioden skal gjenopptas fra og med august 1999. Siden den nye garantikjøringen starter 15 måneder etter opprinnelig startdato har NFR og KMT blitt enige om en forkortet garantikjøring. Såpeproblemene er på vei til å bedre seg og i løpet av våren 1999 er håpet at de forsvinner helt.

Under innkjøringen av anlegget under årsskiftet 1997/1998 var det til tider problemer med omrøringen i de biologiske reaktorene. Etter en nærmere undersøkelse fant man ut at det var for høy fyllingsgrad (ca 70 %) av bæremediet i reaktorene. Tidligere erfaringer har vist at dersom fyllingsgraden overstiger 67 % kan det oppstå problemer med omrøringen. Det ble fjernet 50 m<sup>3</sup> bæremedium fordelt fra alle reaktorene. Dette tiltaket førte til god omrøring i alle reaktorene.

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

I månedsskiftet mai/juni ble det oppdaget unormalt mye bæremedium i R3 i linje 1 og lite bæremedium i R4 i samme linje. Mellom disse reaktorene sitter det rørsiler, og rundt disse pakket det seg med biomedie. Den automatiske pulsluftingen fjernet ikke mediet i dette tilfelle. Etter forsøk på å fjerne bæremediet ved manuell lufting, ble silfluffingen ved en feil satt til å gå kontinuerlig. Luft velger alltid minste motstans vei, og i dette tilfelle var dette inn i og ut på toppen av rørsilen. 1 av de 4 rørsilene fungerte som en kraftig mannutpumpe. Dette førte til et sug av vann og bæremedium fra R4 til R3. Et løkk på toppen av silene som skal forhindre bæremediet å komme inn og ut av silen var ikke lukket. På kort tid forflyttet ca 100 m<sup>3</sup> bæremedium seg fra R4 til R3. Bæremediet ble pumpet tilbake til R4. I samme periode var det store skumningsproblemer pga utslippene fra såpefabrikken. Disse problemene skapte svært dårlige rensresultater i denne perioden.

# Resultater

## Stoffbelastning

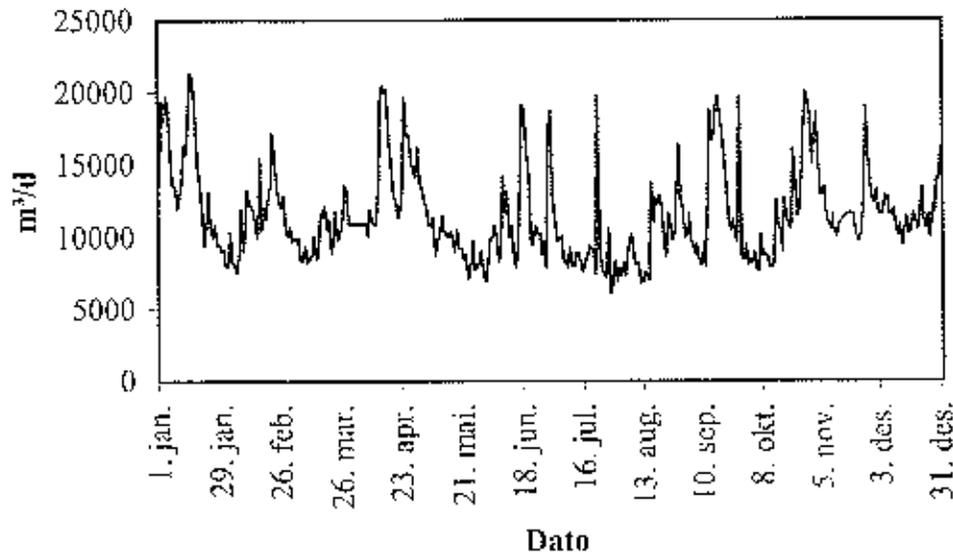
Stoffbelastningen på biotrinnet har i 1998 ligget under belastningene oppgitt i dimensjoneringsgrunnlaget. Tabell 3 viser gjennomsnittsverdier for døgnbelastningene på NFR og inn på nitrogenrensetrinnet for BOD<sub>7</sub>, COD, total N og ammonium. Figur 5, 6 og 7 viser variasjonene på hhv hydraulisk belastning, COD belastning og ammoniumsbelastning. Den gjennomsnittlige stoffbelastningen er relativt lav, men ca 10 % av toppbelastningen er over verdiene gitt i dimensjoneringsgrunnlaget. Vannføringen var 11448 m<sup>3</sup>/d i gjennomsnitt i 1998.

Tabell 3. Gjennomsnittlig døgnbelastning på NFR

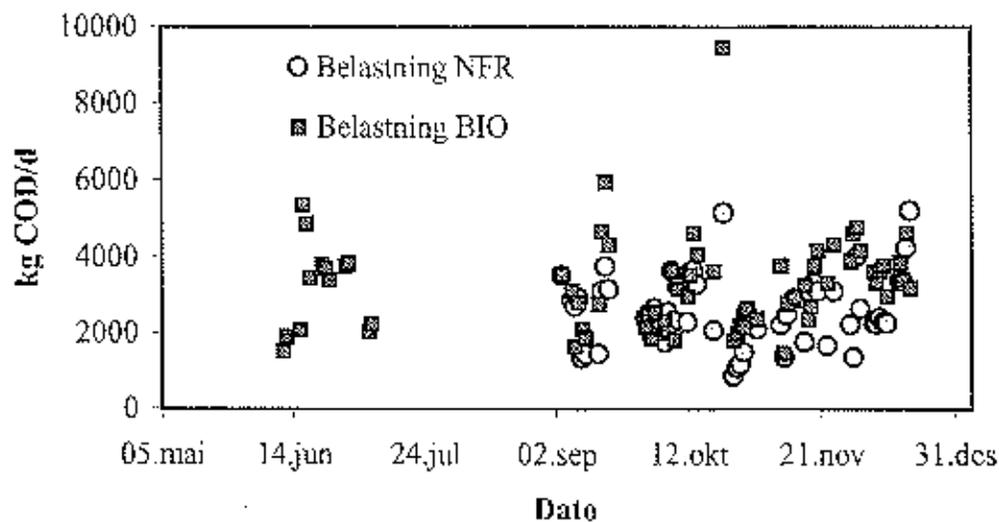
Parameter	BOD <sub>7</sub> kg/d (mg/l)	COD kg/d (mg/l)	Tot-N kg/d (mg/l)	NH <sub>4</sub> -N kg/d (mg/l)
Inn NFR	* 914 (80)	* 3082 (269)	* 279 (24,4)	** 154 (13,5)
Antall prøver	32	39	39	154
Inn nitrogenrensetrinn	-	** 3256 (284)	-	** 224 (19,5)
Antall prøver	-	68	-	67

\* Gjennomsnitt av kontrollprøvene levert til eksternt laboratorium

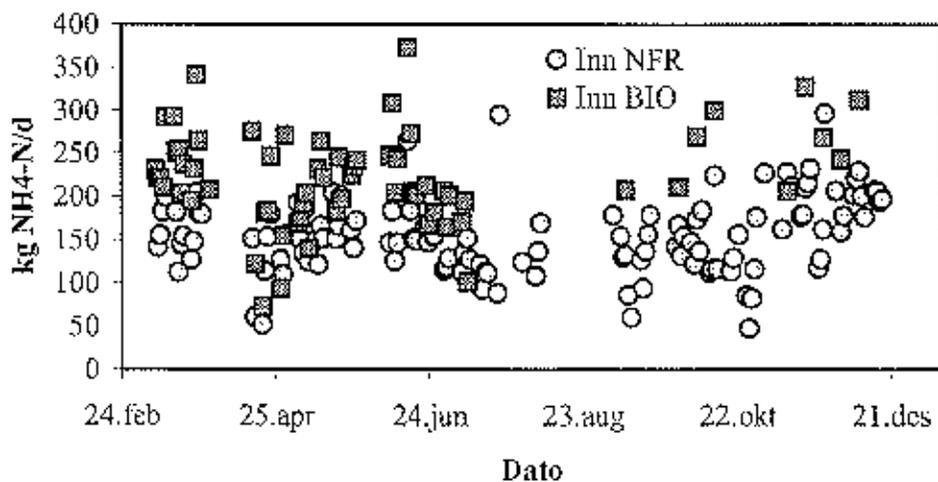
\*\* Analysert på NFR



Figur 5. Hydraulisk belastning i 1998



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

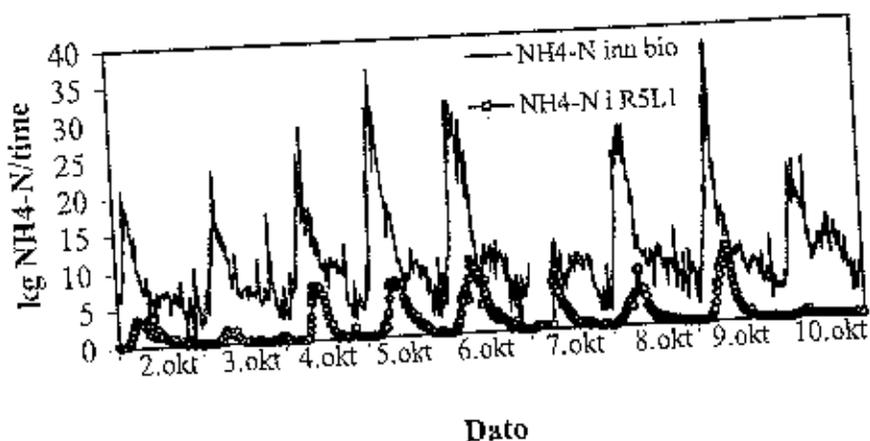


Figur 7. Ammoniumbelastning inn på NFR og inn på nitrogenrensetrinnet

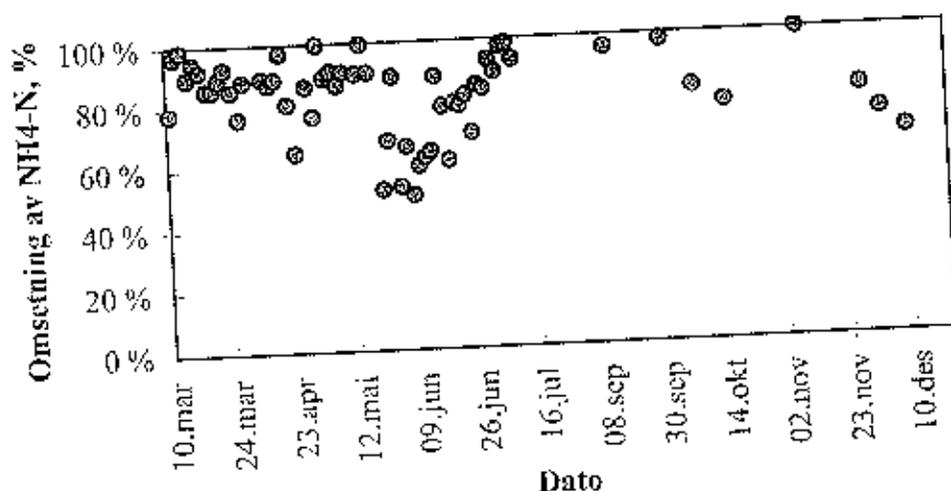
### Nitrifikasjon

Ammoniumbelastningen varierer kraftig over døgnet (se figur 8). Tross dette har nitrifikasjonen fungert bra i de periodene som nitrogenanlegget har gått stabilt. Belastningsvariasjonene skyldes at slamavvanningen kun kjøres på dagtid. Rejektvannet fra avvanningen sammenfaller med den normale belastningstoppen fra ledningsnettet. Dette fører til at belastningstoppen for ammonium ofte er 3 ganger høyere enn den gjennomsnittlige timebelastningen (ca 9,5 kg NH<sub>4</sub>-N/h) inn på nitrogenrensetrinnet. Denne belastningstoppen skal i nær fremtid jevnes ut ved å overføre rejeckt vannet til en buffertank for deretter å bli pumpet til nitrogenrensetrinnet på natten når belastningen normalt er lav. Belastningen av ammonium vil jevnes ut og de utslippstoppene vi i dag har av ammonium, under belastningstoppene, vil da trolig reduseres. Figur 9 viser omsetningen av

ammonium fra 9. mars til 18. desember. Gjennomsnittlig omsetning av ammonium i hele denne perioden var 82 %.



Figur 8. Normale døgnvariasjonen av ammonium på nitrogenanlegget på NFR



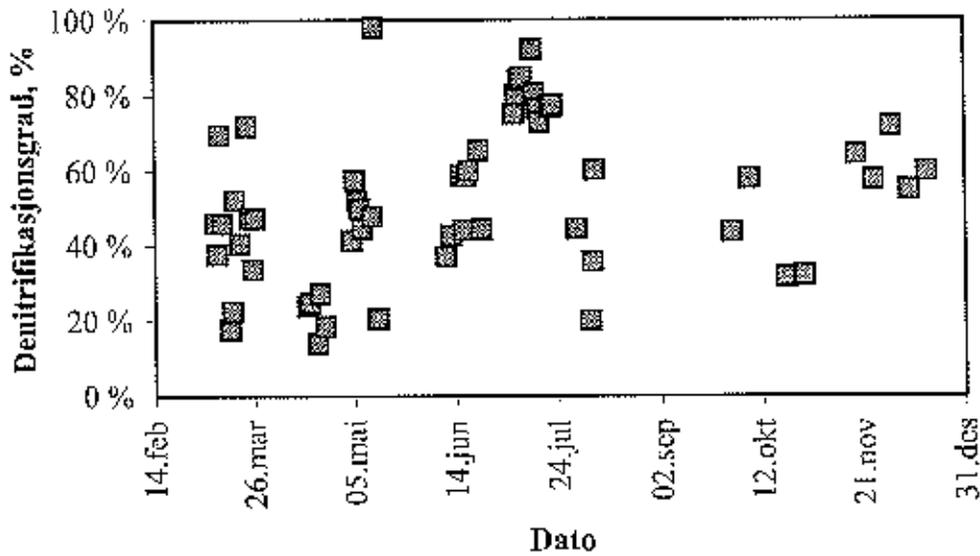
Figur 9. Omsetning av ammonium i nitrogentrinnet

### Denitrifikasjon

Det er usikkert hvor mye nitrogen som har blitt fjernet i fordenitrifikasjonen, og det har kun blitt tatt få målinger fra dette trinnet. De målingene som er gjort viser at denitrifikasjonshastighetene har vært relativt høye. 16.06.98 ble det målt denitrifikasjonshastigheter på rundt 230 g  $\text{NO}_3\text{-N}_{\text{ekv}}/\text{m}^3\text{d}$ .

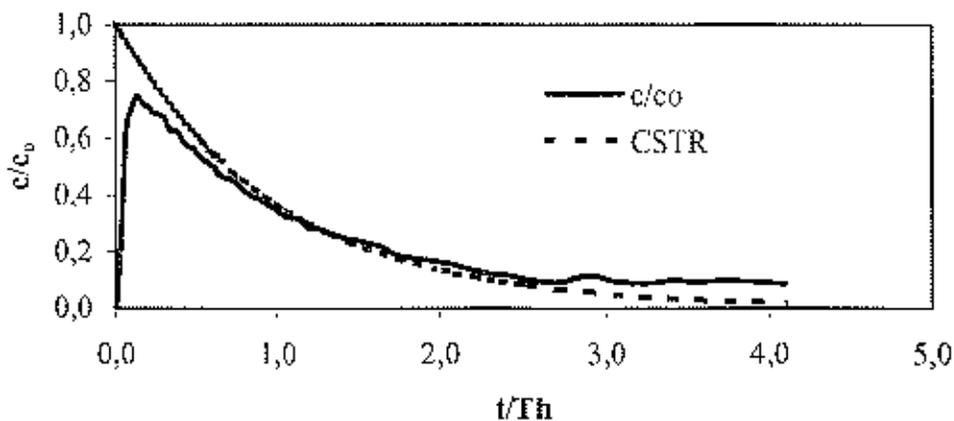
Etterdenitrifikasjonen er dimensjonert for å kunne omsette 500 g  $\text{NO}_3\text{-N}_{\text{ekv}}/\text{m}^3\text{d}$  med metanol som karbonkilde, men omsetningen har vært betydelig lavere enn forventet. Rusten et al (1996) har vist at etanol gir høyere omsetningshastigheter enn metanol. I april gikk man over til etanol for å se om dette ville bedre nitratomsetningen, men uten særlig hell. Omsetningshastighetene har ligget på mellom 150 og 300 g  $\text{NO}_3\text{-N}_{\text{ekv}}/\text{m}^3\text{d}$  med både metanol og etanol som karbonkilde. Belastningen av nitrat har ligget på ca 450 g  $\text{NO}_3\text{-N}_{\text{ekv}}/\text{m}^3\text{d}$  i

gjennomsnitt. Figur 10 viser denitrifikasjonsgraden for etterdenitrifikasjonen. Det ble gjort videre undersøkelser for å finne årsaken til de lave denitrifikasjonshastighetene.



Figur 10. Rensegraden for etterdenitrifikasjonen

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 ugunstig utforming slik at det kunne oppstå kortslutningsstrømmer. I juli ble det gjennomført et sporstofforsøk for å avdekke disse problemstillingene. Forsøkene viste at reaktoren hadde god omrøring og var tilnærmet totalomblandet og tilnærmet idcell (se figur 11).

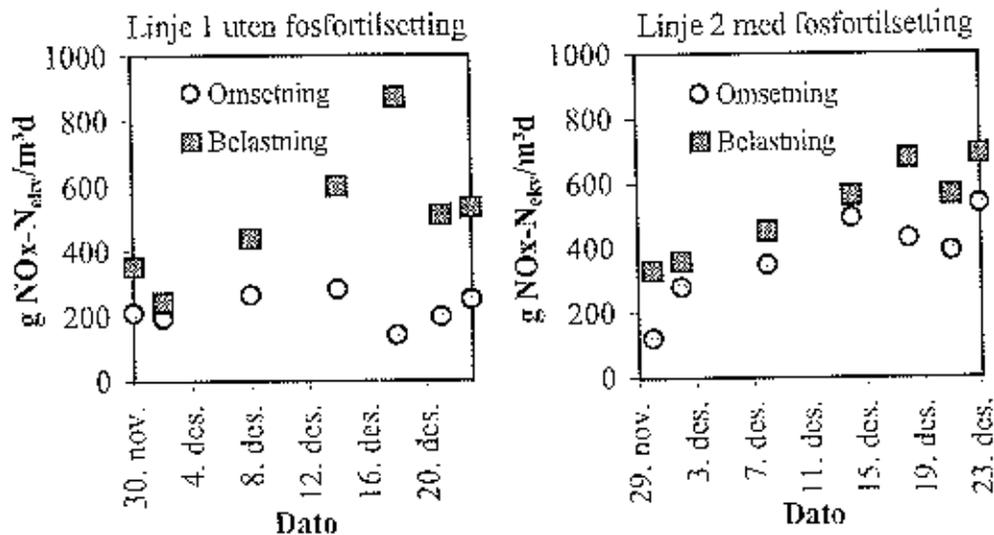


Figur 11. Resultater fra sporstofforsøkene på R6. R6 er tilnærmet totalomblandet.

Under sporstofforsøkene ble det også foretatt noen målinger på løst orto-fosfor ( $\text{PO}_4\text{-P}$ ) på innløpet til nitrogenanlegget og inn til etterdenitrifiserende reaktoren (R6). Her ble det påvist svært lave verdier av løst  $\text{PO}_4\text{-P}$ . Inn på

nitrogenanlegget ligger konsentrasjonen på  $< 0,5$  mg  $\text{PO}_4\text{-P/l}$ . Inn på NFR ligger konsentrasjonen på ca  $1,0\text{--}1,5$  mg  $\text{PO}_4\text{-P/l}$ . Inn på etterdenitrifikasjonen er konsentrasjonen ofte  $< 0,1$  mg  $\text{PO}_4\text{-P/l}$ . På bakgrunn av følgende bakgrunnstall,  $7\text{--}18$  g P/kg  $\text{COD}_{\text{omsatt}}$  (Henze et al, 1990), vil behovet for løst fosfor være mellom  $0,5$  og  $1,3$  mg  $\text{PO}_4\text{-P/l}$  til nitrogenrensingen.

I desember 1998 ble det gjennomført fosfortilsetningsforsøk til etterdenitrifikasjonen. Det ble tilsatt fosforsyre til den ene linjen, mens den andre fungerte som referanselinje. Restkonsentrasjonen av fosfor var ca  $0,75$  mg  $\text{PO}_4\text{-P/l}$  i reaktoren som det ble tilsatt fosforsyre. I referanselinjen var fosforkonsentrasjonen ca  $0,15$  mg  $\text{PO}_4\text{-P/l}$ . Belastet C/N-forhold lå på ca 6 for linje 1 og ca 5 for linje 2. Forsøkene viste klart at etterdenitrifikasjonen var begrenset av fosfor. Prosessen krever adaptjonstid for å oppnå en stabil biomasse, men etter ca 3 uker med fosfortilsetning hadde denitrifikasjonshastigheten mer enn fordoblet seg, mens referanselinjen fortsatt lå stabilt lavt. Figur 12 viser resultatene fra forsøkene.



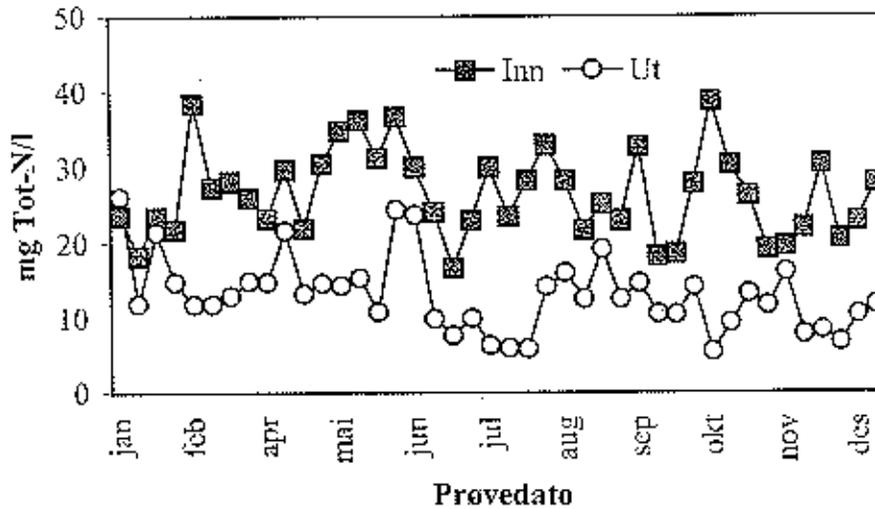
Figur 12. Resultater fra forsøk med fosfortilsetning i etterdenitrifikasjonen ved en temperatur  $8\text{--}9^\circ\text{C}$ .

Slamdelen på NFR er relativt høybelastet. Dekantvannet fra fortykkkerne inneholder til tider høyt innhold av TS. Forsøk på NFR har vist at et klart og bra dekantvann ikke feller ut løst orto-fosfor når det går i retur til innløpet, mens et dårlig dekantvann med mye TS har evne til å felle ut denne ortofosforen.

NFR skal forsøke å kjøre flotasjonsslammet rett inn i UTB anlegget uten å gå via fortykkkerne. Dette kommer til å redusere slambelastningen på disse. Målet er å bedre egenskapene på dekantvannet fra fortykkkerne slik at dette ikke feller ut ortofosforen som er nødvendig i nitrogenrensetrinnet. Om dette er tilstrekkelig til å dekke fosforbehovet er usikkert. Foreløpig må NFR støttedosere fosfor for å dekke behovet.

## Totalnitrogen

Som følge av svært dårlige etterdenitrifikasjon og noen tekniske problemer har rensingen av totalnitrogen vært dårlig i 1998. Figur 13 viser inn og utløpskonsentrasjonen av totalnitrogen på prøvene som er sendt inn til eksternt laboratorium. Det er en svak tendens til bedring av nitrogenrensing 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

Rensing av totalfosfor og organisk materiale har til en viss grad vært tilfredsstillende. Rensingen av fosfor ble overholdt mhp K1 kravet. Gjennomsnittelig utslippskonsentrasjon av total fosfor var på 0,18 mg P/l. Dette tilsvarer en rensegrad på 93 %. For K2 kravet gjelder at ingen 14 dagers blandprøver skal være over 0,6 mg/l. Dette kravet ble ikke overholdt. I første del av juni var det både tekniske problemer og kraftig skumning som følge av såpeutslipp. Blandprøven fra denne perioden viste en utslippskonsentrasjon på 0,63 mg P/l.

Utløpskonsentrasjonen av  $\text{BOF}_7$  var i gjennomsnitt 10 mg  $\text{BOF}_7$ /l. Dette er hva man kan forvente. Men på grunn av at innløpskonsentrasjonen av  $\text{BOF}_7$  er uforholdsmessig lav ble rensegraden for  $\text{BOF}_7$  87%. Med en rensegrad på 90 % for COD hadde vi forventet at rensegraden for  $\text{BOF}_7$  også ville vært over 90 %. Årsaken til dette kan ligge hos laboratoriet som har analysert prøvene. Enkelte av  $\text{BOF}_7$ -verdiene på innløpet var på 20 til 30 mg  $\text{BOF}_7$ /l. Sammenlignet med COD og fosforverdiene på samme prøve skulle man forventet at  $\text{BOF}_7$  konsentrasjonene hadde vært høyere.

# Konklusjon

Renseresultatene har for 1998 til en viss grad vært tilfredsstillende for fosfor og organisk materiale. For nitrogen har renseresultatet vært dårligere enn kravet. Dette skyldes både tekniske forhold og varierende driftsbetingelser som følge av variasjoner i vannets sammensetning. Nitrifikasjonen har fungert bra i de periodene som nitrogenanlegget har gått stabilt. Utjevning av returstrømmene over døgnet vil bedre nitrifikasjonen ytterligere. Fosformangel inn på denitrifikasjonstrinnet er trolig hovedårsaken til at nitrogenresultatet ble så dårlig. Inntil videre må det støttedoseres fosfor til etterdenitrifikasjonen for at prosessen ikke skal være fosforbegrenset.

Det ble i 1998 gjennomført en rekke teknisk og prosessmessige tiltak for å optimalisere prosessen på NFR. Videre optimalisering kreves for å bedre driftsbetingelsene i nitrogenrensetrinnet i 1999, og for at kravene til nitrogenrensing skal oppnås. Såpeproblemet er på vei til å bedre seg, og i løpet av våren 1999 er håpet at dette forsvinner helt. Dette vil ha positiv effekt på både nitrogenrensetrinnet og det kjemiske trinnet. For 1999 er det forventet at renseresultatene forbedres vesentlig.

## Referanser

Rusten, B. og Lorentsen, A. (1992a): Pilotforsøk med nitrogenfjerning ved Nordre Follo kloakkverk; del 1, Forterdenitrering med dykket biologisk filter. Rapport FAN-R 6/92.

Rusten, B. og Lorentsen, A. (1992b): Pilotforsøk med nitrogenfjerning ved Nordre Follo kloakkverk; del 2, etterdenitrering med dykket biologisk filter. Rapport FAN-R 6/92.

Rusten, B., Wien, A. og Skjelstad, J. (1996). Spent aircraft deicing fluid as external carbon source for denitrification of municipal wastewater; from waste problem to beneficial use. 51st Purdue Industrial Waste Conference Proceedings.

Henze, M., Harremoës, P., Jansen, J. C. og Arvin, E. (1992). Spildevandsrensning. Biologisk og kemisk. Polyteknisk Forlag, Danmark.

# Forsøk med nitrogenfjerning i biofilmanlegg ved FREVAR i perioden 1995-97

Bjørn Rusten<sup>1</sup>, Bengt Göran Hellström<sup>2</sup>, Fredrik Hellström<sup>3</sup>, Ole Sehested<sup>4</sup>, Egil Skjelfoss<sup>5</sup> og Bjørn Svendsen<sup>6</sup>

<sup>1</sup>Aquateam-Norsk vannteknologisk senter AS, P.boks 6875 Rodcløkka, N-0504 Oslo. E-mail: bjorn.rusten@aquateam.no

<sup>2</sup>Stockholm Vatten AB, S-10636 Stockholm

<sup>3</sup>FREVAR (Fredrikstad VAR-selskap), P.boks 1115, N-1631 Gamle Fredrikstad

<sup>4</sup>Prokon AS, Stortorvet 5/7, N-1607 Fredrikstad

<sup>5</sup>Interconsult AS, P.boks 123, N-1601 Fredrikstad

<sup>6</sup>Siv.ing. Bjørn Svendsen AS, Odins vei 14, N-1400 Ski

## Sammendrag

Ved FREVAR ble det fra sommeren 1995 til sommeren 1997 kjørt forsøk med nitrogenfjerning i et biofilmanlegg i pilotskala. Anlegget ble drevet med fordenitrifisering og bestod av KMT-reaktorer med et spesifikt biofilmareal på  $330 \text{ m}^2/\text{m}^3$ . Det ble tilført forsedimentert avløpsvann og temperaturen i reaktorene varierte fra 4,8 til ca. 20 °C.

En totalvurdering av resultatene tilsier en midlere, dimensjonerende nitrifiseringshastighet over totalt luftet volum på 190 g TKN/ $\text{m}^3\text{d}$ , ved 10 °C og med  $\text{pH} \geq 7,0$  i reaktorene.

For denitrifiseringen var svært avhengig av konsentrasjonen av lett nedbrytbart organisk stoff (BSCOD). Som eksempel kan nevnes en dimensjonerende hastighet på 80 g  $\text{NO}_x\text{-N}_{\text{fjernet}}/\text{m}^3\text{d}$  ved 10 °C og med 30 mg BSCOD/l inn til reaktoren.

For et komplett nitrogenfjerningsstrinn med KMT-reaktorer, vil det være behov for en total hydraulisk oppholdstid på 4-5 timer ved dimensjonerende middelvannføring. Det er da forutsatt en innløpskonsentrasjon på 25 mg TN/l, 70 % nitrogenfjerning over året og en renseprosess bestående av mekanisk trinn, biologisk trinn med kombinert for- og etterdenitrifisering, og kjemisk trinn.

## Innledning

FREVAR fikk i brev fra sentrale myndigheter sommeren 1994 varsel om krav om fjerning av nitrogen. Tidsfristen for gjennomføringen var angitt til 31.12.98. Tid

for gjennomføring ble vurdert som meget knapp og FREVAR inviterte derfor allerede høsten 1994 tre firmaer til å utarbeide "idéskisser", omfattende forslag til prosessvalg med tilhørende dimensjonering samt anleggs- og driftskostnader.

Avløpsvannet som tilføres FREVARs renseanlegg kan enkelte vintre ha uvanlig lav temperatur (4-5 °C i en tre måneders periode) og forslagene inneholdt derfor diverse reservasjoner. På dette grunnlag fant FREVAR det nødvendig å utføre forsøksdrift for å klarlegge prosessvalg og fremskaffe et godt dimensjoneringsgrunnlag. Man fant det også nødvendig å kjøre disse forsøkene med både en aktivslamprosess og en biofilmprosess.

FREVAR anket i 1995 kravet til nitrogenfjerning, primært selve pålegget og subsidiært gjennomføringstiden. Miljødepartementet frafalt i brev av mai 1997 krav til nitrogenfjerning inntil videre, men varslet i tillegg at man vil komme tilbake med sikte på en gjennomføring av kravet henimot år 2005.

## Forsøksopplegg

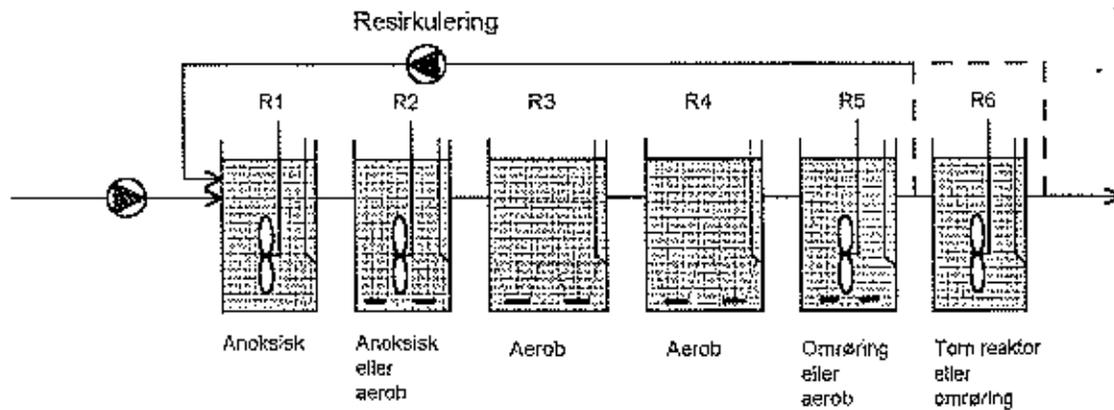
### Biofilmreaktorer

Til forsøkene med nitrogenfjerning i et biofilmanlegg ble det valgt å benytte et pilotanlegg fra Kaldnes Miljøteknologi (KMT). Grunnene til dette var at Kaldnes hadde tilgjengelig et komplett pilotanlegg bygd inn i en container og at biofilmreaktorene fra Kaldnes er velegnet til forsøkskjøring. Det var heller ingen ulempe at denne biofilmprosessen allerede var tatt i bruk for fullskala nitrogenfjerning ved Lillehammer renseanlegg (Rusten *et al.*, 1995 c), samt at det fantes et omfattende sett med referansedata fra to års forsøk med det samme pilotanlegget ved Nordre Follo renseanlegg (Rusten *et al.*, 1995 a, b).

Et forenklet flytskjema av KMT anlegget er vist i figur 1. Det bestod av seks reaktorer i serie. Anlegget ble drevet med fordenitrifisering. Fem eller seks reaktorer var i drift. Reaktor 1 var alltid anoksisk. Reaktor 2 var i noen perioder aerob og i andre perioder anoksisk. Reaktor 3 og 4 var alltid aerobe. Med bare fem reaktorer i drift gikk R5 med kun omrøring, for å redusere mengden av oksygen i det vannet som ble resirkulert til R1. Med alle seks reaktorene i drift var R5 aerob, mens R6 gikk med kun omrøring for reduksjon av oksygeninnholdet. Reaktorene var fylt med Kaldnes type K1 biofilmmedium, med en spesifikk vekt på 0,96. Tabell 1 viser tekniske data for biofilmreaktorene.

Tabell 1. Tekniske data for pilotskala KMT-bioreaktorer.

Lengde (m)	0,59
Bredde (m)	0,59
Vandyp (m)	1,7
Vætt volum (m <sup>3</sup> )	0,6
Spesifikt biofilmareal (m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> )	330
Fyllingsgrad (bulk) av biofilmmedium (%)	66
Vannmengde fortrent av biofilmmedium (%)	11,8



Figur 1. Forenklet flytskjema for KMT pilotanlegg ved FREVAR.

I tillegg til pilotforsøkene ble det også kjørt noen småskala forsøk, hvor denitrifiserende biofilmmedium fra pilotanlegget ble benyttet i lab-skala KMT-reaktorer.

### Drift av pilotanlegget

I praksis vil et eventuelt biofilmanlegg ved FREVAR bli bygd med en kombinasjonsprosess (dvs. en prosess med både for- og etterdenitrifisering). Etterdenitrifiseringen i en slik prosess vil imidlertid være relativt lik i de fleste anlegg, fordi denitrifiseringen skjer ved tilsetning av en ekstern karbonkilde. Nitrifisering og fordenitrifisering, derimot, vil i stor grad være avhengig av lokale forhold. Stikkord her vil være avløpsvannets sammensetning, og dets variasjoner med hensyn på konsentrasjoner og mengder. Av denne grunn var det viktig å få testet nitrifisering og fordenitrifisering under de lokale forholdene ved FREVAR. Pilotanlegget ble derfor hele tiden drevet med fordenitrifisering, men uten et etterfølgende etterdenitrifiseringstrinn.

Daglig drift av pilotanlegget, inklusive prøvetaking og analysering, ble utført av personale fra FREVAR. Anlegget ble satt i drift sommeren 1995 og forsøkene ble avsluttet i første del av juni, 1997. Pilotanlegget ble tilført forsedimentert avløpsvann, med unntak av en periode på 10 dager, hvor forsedimenteringen var ute av drift. I denne perioden ble avløpsvannet til pilotanlegget tatt fra hovedanleggets sandfang.

I en kort periode, fra 10. mars til 10. april, 1997, ble fosfat i form av  $H_3PO_4$  dosert i innløpet til pilotanlegget. Fra 2. mai, 1997 og ut forsøksperioden, ble det dosert lut (NaOH) til reaktor 3.

### Avløpsvannets sammensetning

Typiske gjennomsnittskonsentrasjoner for forsedimentert avløpsvann er vist i tabell 2 for henholdsvis en sommersituasjon og en vintersituasjon. Spesielt om

vinteren var innholdet av filtrert COD og biologisk nedbrytbar filtrert COD (BSCOD) meget lavt, og oksygenkonsentrasjonen var meget høy. Det var også store forskjeller fra dag til dag, med betydelig lavere BSCOD konsentrasjoner i helgene enn på hverdager. Spesielt om vinteren var andelen av  $\text{NH}_4\text{-N}$  i forhold til total N veldig lav.

Tabell 2. *Typiske gjennomsnittskonsentrasjoner for forsedimentert avløpsvann inn til pilotanlegget for henholdsvis en sommer- og en vintersituasjon.*

Parameter	Sommer	Vinter
Total COD, mg/l	297	244
Filtrert COD, mg/l	121	85
*BSCOD, mg/l	80	55
Tot-N, mg/l	23,0	23,2
$\text{NH}_4\text{-N}$ , mg/l	17,0	11,2
SS, mg/l	112	83
$\text{O}_2$ , mg/l	2,7	7,5
pH	7,3	7,2
Alkalitet, mmol/l	3,0	2,2
Temp., °C	14,7	5,5

\*) BSCOD = Biodegradable Soluble COD

## Nitrifisering

Nitrifiseringshastigheten påvirkes av mange faktorer. Med en godt utviklet nitrifiserende biofilm, vil de viktigste faktorene være belastningen av organisk stoff, oksygenkonsentrasjonen, ammoniumkonsentrasjonen, temperaturen og alkaliteten/pH-verdien. Ofte virker flere faktorer samtidig, slik at det er vanskelig å kvantifisere effekten av hver enkelt. For å vise effekten av noen enkeltfaktorer på nitrifiseringsprosessen ved FREVAR, har datamateriale fra kortere perioder blitt benyttet. I disse periodene har den faktoren vi ønsker å studere variert, mens de andre hovedfaktorene har vært tilnærmet konstante eller deres innvirkning på resultatene har vært kjent.

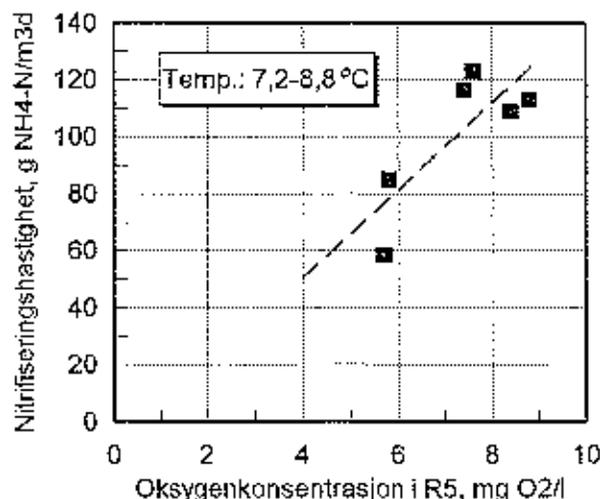
### Temperatureffekt

Temperaturavhengigheten ble beregnet med data fra perioden 1. mars til 24. april, 1996. Punkter med klar substratbegrensning på grunn av lav  $\text{NH}_4\text{-N}$  konsentrasjon ble utelatt. Ved konstant prosentvis metning av oksygen i reaktoren forventes økende nitrifikasjonshastighet med stigende temperatur. Multipl linear regresjonsanalyse resulterte i en *tilsynelatende* temperaturkoeffisient på  $\theta = 1,07$  ( $r_{N,T2} = r_{N,T1} \cdot \theta^{(T2-T1)}$ ). Dette er en normal temperaturavhengighet for

nitrifiserende KMT-reaktorer (Rusten *et al.*, 1995a) og tilsvarer en *virkelig* temperaturkoeffisient på  $\theta = 1,09$ . Med tilsynelatende temperaturkoeffisient menes her den temperaturkoeffisienten vi observerer direkte. Den virkelige temperaturkoeffisienten gjelder for en situasjon med en konstant oksygenkonsentrasjon i reaktoren, og her er den beregnet basert på den forutsetning at oksygenkonsentrasjonen i reaktoren har variert i takt med metningskonsentrasjonen ved den aktuelle temperatur.

### Oksygenkonsentrasjonens betydning

For å dokumentere oksygenkonsentrasjonens betydning, vil man normalt trenge en intensivundersøkelse hvor man tar hyppige stikkprøver samtidig som man varierer oksygenkonsentrasjonen over et stort område (Rusten *et al.*, 1994; 1995a). I januar 1997 hadde man imidlertid en sammenhengende periode på 6 dager, med en del variasjon i oksygenkonsentrasjonene, samtidig som alle andre parametre var relativt stabile. Med data fra denne korte perioden, er oksygenkonsentrasjonens betydning for nitrifikasjonshastigheten illustrert i figur 2. Alle verdier er døgnmiddelverdier og oksygenkonsentrasjonene er tatt fra on-line måler. Det faktum at vannprøver tas fra kl. 0800 til 0800, mens døgnrapporten for oksygen tar middelverdier fra kl. 2400 til 2400, vil gi en del språk i resultatene. Figur 2 viser imidlertid klart at økt oksygenkonsentrasjon gir en betydelig økning i nitrifikasjonshastighet. Den stiplede linjen er funnet ved lineær regresjon og indikerer at nitrifikasjonshastigheten øker med ca. 70 % dersom oksygenkonsentrasjonen økes fra 5 til 8 mg O<sub>2</sub>/l.



Figur 2. Oksygenkonsentrasjonens betydning for nitrifikasjonshastigheten i tredje aerobe reaktor. Data fra en sammenhengende 6-dagers periode.

Resultatene i figur 2 bekrefter at man har muligheter til å regulere nitrifikasjonshastigheten ved å endre på oksygenkonsentrasjonen i en biofilmreaktor. For å

kunne øke nitrifikasjonshastighetene ved å øke oksygenkonsentrasjonen, forutsetter dette selvfølgelig at man har en godt etablert, autotrof biofilm, og at man har tilstrekkelig høy ammoniumkonsentrasjon i reaktoren.

### Effekt av forbehandling

Litteraturen (Boller and Gujer, 1990; Anderson *et al.*, 1993; Figueroa and Silverstein, 1992) viser at økte belastninger av både suspendert stoff og partikulært organisk materiale reduserer nitrifikasjonshastigheten i biofilmreaktorer. God forbehandling med en høy separasjon av partikulært materiale i et forsedimenteringstrinn vil derfor være fordelaktig for nitrifiseringsprosessen.

De 10 dagene i januar 1997, med forsedimenteringen ute av drift, ga oss anledning til å studere effekten av en kraftig økning i innkommende total COD (TCOD) og SS. Midlere innløpskonsentrasjoner var 725 mg TCOD/l og 436 mg SS/l, sammenlignet med 246 mg TCOD/l og 143 mg SS/l uken før, med forsedimenteringen i drift. Tabell 3 viser midlere nitrifiseringshastigheter i uken før forsedimenteringen ble satt ut av drift, i perioden uten forsedimentering, og i en periode etter at forsedimenteringen igjen var i drift. Belastningen av TCOD og SS er fordelt over de tre aerobe reaktorene, R3, R4 og R5, men i virkeligheten vil en del TCOD og SS bli fjernet i de anoksiske reaktorene R1 og R2.

Tabell 3. Nitrifisering henholdsvis med og uten forsedimentering, ved temperatur på 8-9 °C og >1 mg NH<sub>4</sub>-N/l i reaktor.

	TCOD- belastn. g/m <sup>3</sup> d	SS- belastn. g/m <sup>3</sup> d	Nitrif.- hast. R3,R4,R5 g NH <sub>4</sub> -N/ m <sup>3</sup> d	Nitrif.- hast. R3 g NH <sub>4</sub> -N/ m <sup>3</sup> d	DO R3 mg/l	Nitrif.- hast. R4 g NH <sub>4</sub> -N/ m <sup>3</sup> d	DO R4 mg/l	Nitrif.- hast. R5 g NH <sub>4</sub> -N/ m <sup>3</sup> d	DO R5 mg/l
Med forsed. (29. des.-5. jan.)	1951	1139	79	51	6,9	85	8,0	99	8,6
Uten forsed. (6.-15. januar)	3942	2371	65	26	5,2	73	7,2	96	7,4
Med forsed. (19.-24. januar)	2482	1015	68	56	7,4	75	7,7	73	8,5

Belastningen av TCOD og SS ble mer enn fordoblet i perioden uten forsedimentering. Dette førte til ca. 15 % reduksjon av midlere nitrifiseringshastighet over de tre aerobe reaktorene, både i perioden uten forsedimentering og i perioden kort tid etter at forsedimenteringen igjen var i drift. I perioden uten forsedimentering hadde imidlertid den økte belastningen en meget dramatisk effekt på den første aerobe reaktoren, hvor nitrifikasjonshastigheten ble halvert samtidig som midlere oksygenkonsentrasjon sank fra 6,9 til 5,2 mg O<sub>2</sub>/l. I den andre aerobe reaktoren (R4) ble hastigheten redusert med ca. 15 %, mens hastigheten i den siste aerobe reaktoren (R5) var tilnærmet uforandret til tross for at oksygenkonsentrasjonen sank fra 8,6 til 7,4 mg

$O_2/l$ . Kort tid etter at forsedimenteringen igjen var i drift, var nitrifikasjonshastigheten i reaktor 3 tilbake til det normale, mens hastigheten i reaktor 4 var omtrent som i perioden uten forsedimentering. I reaktor 5 sank imidlertid nitrifiseringshastigheten med ca. 25 %, til tross for at oksygenkonsentrasjonen økte fra 7,4 til 8,5 mg  $O_2/l$ .

Resultatene i tabell 3 indikerer at den ekstra belastningen grunnet bortfall av forsedimentering trengte ganske lang tid på å påvirke reaktor 5. Den første aerobe reaktoren ble påvirket raskt, men belastningen var sannsynligvis ikke større enn at mesteparten av det organiske stoffet kunne omsettes eller bli adsorbent i denne og den neste reaktoren, slik at reaktor 5 ble praktisk talt upåvirket. Etterhvert kom avskallet biomasse fra reaktor 3 og 4 over i reaktor 5. Det er sannsynlig at noe av denne biomassen ble adsorbent til biofilmen i reaktor 5 og dermed reduserte nitrifiseringskapasiteten i denne reaktoren.

### Effekt av pH og alkalitet

Tidligere forsøk med KMT-reaktorer har vist at nitrifiseringshastigheten i tynne biofilmer synker betydelig ved lavere restalkalitet i reaktoren enn ca. 0,8 mekv/l og ved pH-verdier under ca. 6,8. I tykkere biofilmer synker nitrifiseringshastigheten betydelig allerede ved restalkalitet under ca. 1,5 mekv/l og pH-verdier under ca. 7,1 (Rusten *et al.*, 1995a). Ut fra dette var både alkalitet og pH for lave i pilotanlegget ved FREVAR, med alkaliteter ned i 0,5 mekv/l i både 2. og 3. aerobe reaktor. Før man begynte med tilsetning av lut den 2. mai, 1997, var midlere verdier målt on-line i de nitrifiserende reaktorene pH = 6,6, med en laveste verdi på pH = 6,1.

Fra 2. mai, 1997, ble det dosert lut til pilotanlegget for å øke pH. I den korte perioden fram til avslutning av forsøkene, førte dette til at middelverdien målt on-line økte fra pH = 6,6 til pH = 7,1 i siste nitrifiserende reaktor. Samtidig økte nitrifiseringshastigheten med 30 %, sammenlignet med tidligere observerte nitrifiseringshastigheter ved tilsvarende temperatur og oksygenkonsentrasjon.

### Forslag til dimensjonerende nitrifiseringshastighet

Avløpsvannet ved FREVAR hadde et lavt  $NH_4-N$ /total N-forhold. Nitrifiseringshastigheten målt som fjernet  $NH_4-N$  kan derfor bli lavere enn den reelle hastigheten, på grunn av simultan hydrolyse av organisk nitrogen til  $NH_4-N$ . Basert på summen av produsert  $NO_x-N$  og assimilert  $NH_4-N$ , var midlere nitrifiseringshastighet over alle luftede reaktorer 50 % høyere enn basert på innløps- og utføpskonsentrasjonene av  $NH_4-N$ .

Far man også hensyn til at pH i reaktorene justeres til pH  $\geq 7,0$ , tilsier en totalvurdering av resultatene at en dimensjonerende nitrifiseringshastighet på 190 g TKN/ $m^3d$  vil være fornuftig ved en temperatur på 10 °C.

## Denitrifisering

En rekke faktorer, slik som oksygen,  $\text{NO}_x\text{-N}$  konsentrasjon, innhold av organisk stoff og temperatur, påvirker denitrifiseringen. Flere av disse faktorene opptrer samtidig, slik at det ofte er vanskelig å dokumentere effekten av den enkelte faktor. Det har derfor vært nødvendig å plukke ut kortere deler av forsøkene, hvor den parameteren vi ønsker å undersøke effekten av har variert, samtidig som de andre parametrene har vært tilnærmet konstante eller har ligget i et område hvor variasjoner ikke vil påvirke denitrifiseringen.

### Effekt av oksygen

Oksygen reduserer denitrifiseringen ved at organisk materiale som kunne ha blitt brukt til denitrifisering i stedet må brukes til å fjerne oksygen fra reaktorene. Fjerning av 1 g  $\text{O}_2$  i en denitrifiserende reaktor tilsvarer denitrifisering av 0,35 g  $\text{NO}_x\text{-N}$ .

Hvordan oksygenkonsentrasjonen i reaktoren påvirker denitrifiseringshastigheten er illustrert i figur 3, med data fra siste del av mars og begynnelsen av april, 1997. I denne perioden var det pålitelige on-line målinger av oksygenkonsentrasjonene i forsedimentert avløpsvann og i reaktor 1, mens oksygeninnholdet i resirkulert avløpsvann ble kontrollert ved daglige manuelle stikkprøver. Det er kun benyttet data fra hverdager, fordi denitrifiseringen erfaringsmessig var mye dårligere i helgene. Dataene i figur 3 er fra en periode med en midlere vanntemperatur i reaktoren på bare 7,2 °C, fordi det kun var ved lave temperaturer at vi observerte relativt høye oksygenkonsentrasjoner i reaktoren på hverdager. Omsætningen av  $\text{NO}_x\text{-N}_{\text{ekvivalenter}}$  var tilnærmet uavhengig av oksygenkonsentrasjonen, med en midlere hastighet på 155 g  $\text{NO}_x\text{-N}_{\text{ekvivalenter}}/\text{m}^3\text{d}$ .

Denitrifiseringshastigheten, som g  $\text{NO}_x\text{-N}/\text{m}^3\text{d}$ , ble modellert med en 1/2. ordens modell av samme type som brukt av Hagedorn-Olsen *et al.* (1994). Følgende ligning beskrev denitrifiseringshastighetens avhengighet av oksygenkonsentrasjonen, med en korrelasjonskoeffisient på  $r = 0,93$ :

$$r_{\text{DN}} = r_{\text{DN,Max}} (1 - 0,66(\text{DO})^{1/2}),$$

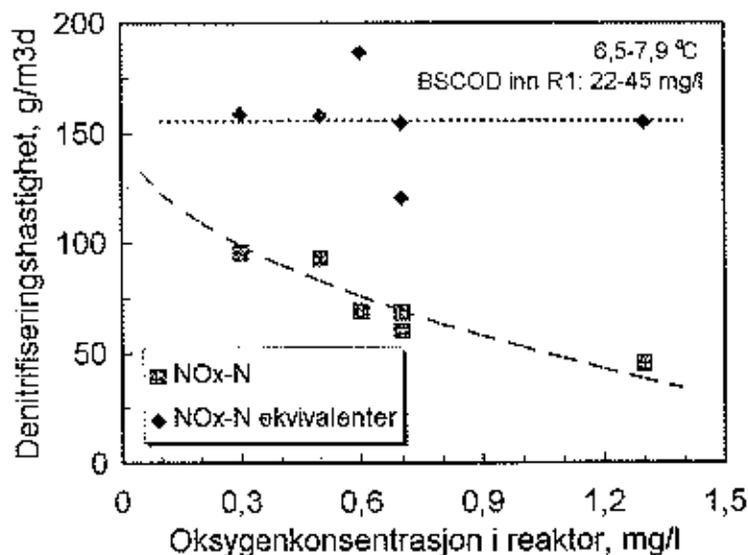
hvor:

$r_{\text{DN}}$  = denitrifiseringshastighet,

$r_{\text{DN,Max}}$  = maksimal denitrifiseringshastighet,

DO = oksygenkonsentrasjonen i reaktoren i mg  $\text{O}_2/\text{l}$ .

Basert på denne ligningen vil denitrifiseringshastigheten være ca. 65 % av maksimalt oppnåelig hastighet ved 0,3 mg  $\text{O}_2/\text{l}$  i reaktoren, og ca. 50 % av maksimalt oppnåelig hastighet ved 0,6 mg  $\text{O}_2/\text{l}$  i reaktoren. Den empiriske ligningen over gjelder strengt tatt kun for oksygenkonsentrasjoner opp til 1,3 mg  $\text{O}_2/\text{l}$ , den høyeste verdien brukt i datasettet for beregningen. Det er imidlertid interessant å observere at ligningen indikerer null denitrifisering ved en oksygenkonsentrasjon på ca. 2,3 mg  $\text{O}_2/\text{l}$ .



Figur 3. Oksygenkonsentrasjonens innvirkning på denitrifiseringshastigheten i første anoksiske reaktor.

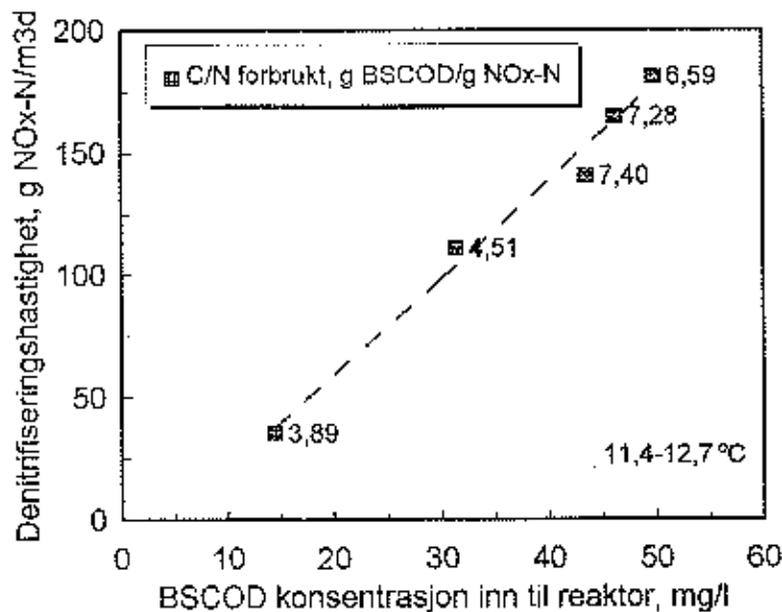
### Effekt av organisk stoff

Det organiske stoffets innvirkning på denitrifiseringshastigheten er illustrert i figur 4, med data fra en uke i slutten av mai 1996. Middelttemperaturen i denne perioden var 12,1 °C og resirkuleringsforholdet ( $Q_R/Q_I$ ) var 0,85-0,90. Figuren viser at denitrifiseringshastigheten økte proporsjonalt med økende BSCOD-konsentrasjon i innløpet til reaktoren, det vil si en 1. ordens reaksjon med hensyn på lett biologisk nedbrytbart organisk stoff. Dette er i samsvar med tidligere resultater fra denitrifisering i biorotorer med avløpsvann som karbonkilde (Rusten, 1982). Figur 4 indikerer også at denitrifiseringshastigheten vil ha vært tilnærmet null ved en konsentrasjon i innløpet til reaktoren på 5 mg BSCOD/l. Minste nødvendige innløpskonsentrasjon av BSCOD for i det hele tatt å oppnå denitrifisering, vil imidlertid være avhengig av hydraulisk oppholdstid og mengden oksygen som tilføres reaktoren.

Det er viktig å være klar over at den kurven som er vist i figur 4 ikke er universell. Endringer i forholdet mellom TCOD og BSCOD i forsedimentert avløpsvann, endringer i hydrolyseringen av partikulært organisk materiale (f. eks. på grunn av endret temperatur), endringer i resirkuleringsforhold, endringer i innkommende og resirkulert oksygenmengde, etc., vil påvirke resultatene. For å påvise sammenhenger som i figur 4, er det derfor nødvendig å bruke data fra en begrenset tidsperiode, med minst mulig variasjon i andre parametre enn innkommende BSCOD-konsentrasjon.

Lab-skala batch-forsøk med KMT-reaktorer viste at forbruket av organisk stoff til denitrifisering, målt som g FCOD eller g BSCOD forbrukt per g NOx-N fjernet, var avhengig av tilgjengelig mengde BSCOD. Så snart anoksiske tilgjengelig BSCOD var brukt opp, ble hydrolyseprodukter fra partikulært organisk materiale brukt som karbonkilde, slik at midlere C/N-forhold (som g FCOD forbrukt/g

NO<sub>x</sub>-N fjernet) ble gradvis mindre. Denne effekten er også vist i figur 4. For de tre høyeste innløpskonsentrasjonene av BSCOD var midlere forbruk 7,1 g BSCOD/g NO<sub>x</sub>-N fjernet. For de to laveste innløpskonsentrasjonene var forbruket kun 3,9 og 4,5 g BSCOD/g NO<sub>x</sub>-N fjernet.



Figur 4. Denitrifiseringshastighetens avhengighet av BSCOD-konsentrasjonen i innløpet til reaktoren. Data for reaktor 1 fra slutten av mai, 1996, med  $\geq 1,1$  mg NO<sub>x</sub>-N/l i reaktoren. Tallene ved hvert datapunkt angir g BSCOD forbrukt per g NO<sub>x</sub>-N fjernet.

Over en periode på 4 måneder ble oksygeninnholdet i forsedimentert avløpsvann og i reaktor 1 målt on-line. Forbruket av karbonkilde til denitrifisering i denne perioden er vist i tabell 4. På grunn av mye oksygen inn til reaktor 1, var forbrukt C/N-forhold såpass høyt som 13,2 g FCOD/g NO<sub>x</sub>-N fjernet på hverdager og 8,4 g FCOD/g NO<sub>x</sub>-N fjernet i helgene. På ekvivalentbasis var C/N-forbrukt 7,9 g FCOD/g NO<sub>x</sub>-N<sub>ekvivalenter</sub> fjernet på hverdager, med en midlere konsentrasjon inn til R1 på 26 mg BSCOD/l. I helgene, med en midlere konsentrasjon inn til R1 på 12 mg BSCOD/l, sank C/N-forbrukt til 4,5 g FCOD/g NO<sub>x</sub>-N<sub>ekvivalenter</sub> fjernet. Det er derfor tydelig at en større andel hydrolyseprodukter fra partikulært organisk materiale ble utnyttet i helgene.

Tabell 4. Forbruk av FCOD til denitrifisering, med tilhørende C/N-forhold i forsedimentert avløpsvann og konsentrasjon av BSCOD inn til reaktoren. Middelerverdier fra en periode på 4 måneder, med en temperatur på 9,4 °C.

	R1 Hverdag	R1 Helg	R2
C/N i forsed. avløpsvann, g BSCOD/g TN	2,8	1,7	---
BSCOD inn til reaktor, mg/l	26	12	7
C/N forbrukt, g FCOD/g NO <sub>x</sub> -N fjernet	13,2	8,4	2,0
C/N forbrukt, g FCOD/g NO <sub>x</sub> -N <sub>ekvivalenter</sub> fjernet	7,9	4,5	1,5

Vannet inn til reaktor 2 inneholdt lite oksygen, slik at det var relativt liten forskjell mellom C/N-forbrukt på basis av henholdsvis NO<sub>x</sub>-N og NO<sub>x</sub>-N<sub>ekvivalenter</sub>. Det var heller ingen signifikante forskjeller i innløpskonsentrasjonen av BSCOD på henholdsvis hverdager og helgedager. Et C/N-forbrukt forhold på 1,5 g FCOD/g NO<sub>x</sub>-N<sub>ekvivalenter</sub> indikerer at det meste av denitrifiseringen i denne reaktoren ble utført med organisk stoff tatt fra hydrolyse av partikulært COD. Den store forskjellen i C/N-forbrukt mellom reaktor 1 på helgedager, med innløpskonsentrasjon på 12 mg BSCOD/l, og reaktor 2, med innløpskonsentrasjon på 7 mg BSCOD/l, indikerer at ikke all BSCOD var lett biologisk nedbrytbar under anoksiske forhold. Utløpet av reaktor 2 inneholdt ca. 5 mg BSCOD/l, som imidlertid ble raskt omsatt i etterfølgende aerobe reaktorer.

Behovet for organisk stoff til denitrifisering vil også være temperaturavhengig. Slamproduksjonen øker ved lavere temperaturer (på grunn av lavere endogen respirasjon i den produserte biomassen) og dermed øker behovet for karbonkilde. Tidligere forsøk med KMT-reaktorer og eksterne karbonkilder har vist at nødvendig C/N-forhold økte med ca. 40-50 % når temperaturen ble redusert fra 15 °C til 5 °C (Rusten *et al.*, 1996). I tillegg kommer økt behov for karbonkilde på grunn av eventuelt økt tilførsel av oksygen ved lavere temperaturer.

### Effekt av temperatur

Data fra en 4 måneders periode med on-line måling av oksygeninnholdet i forsedimentert avløpsvann og i reaktor 1, hvor temperaturen varierte fra under 5 til over 17 °C, har blitt brukt til å vurdere denitrifiseringsprosessens temperaturavhengighet. Temperaturkoeffisienten  $\theta$  ( $r_{DN,T2} = r_{DN,T1} \cdot \theta^{(T2-T1)}$ ) ble beregnet med forutsetninger som vist i tabell 5.

Tabell 5. Temperaturkoeffisienter for denitrifisering, basert på data fra en periode på 4 måneder med >0,75 mg NO<sub>x</sub>-N/l i reaktoren.

Basis	Forutsetninger	Temperaturkoeffisient $\theta$
NO <sub>x</sub> -N <sub>ekvivalenter</sub> omsatt	Alle DO	1,05
NO <sub>x</sub> -N omsatt	<0,7 mg O <sub>2</sub> /l i reaktor	1,08
NO <sub>x</sub> -N omsatt	Alle DO	1,10

Temperaturens direkte effekt på denitrifiseringen kan best beskrives ved å se på omsetningen av NO<sub>x</sub>-N<sub>ekvivalenter</sub>. Dette resulterte i en temperaturkoeffisient på  $\theta = 1,05$ . I praksis vil omsetningen av NO<sub>x</sub>-N ved lave temperaturer bli ytterligere redusert på grunn av tilførsel av mer oksygen, slik at den tilsynelatende temperaturkoeffisienten blir større. Basert på omsetningen av NO<sub>x</sub>-N, hvor datasett med >0,7 mg O<sub>2</sub>/l i reaktoren ble eliminert, ble det funnet en tilsynelatende temperaturkoeffisient på  $\theta = 1,08$ . Dersom vi også inkluderte datasett med høye oksygenkonsentrasjoner, ble den tilsynelatende temperaturkoeffisienten såpass høy som  $\theta = 1,10$ .

Med mindre man kan forutsi oksygenkonsentrasjonene og ønsker å regne med  $\text{NO}_x\text{-N}_{\text{ekvivalent}}$ , anbefales det å bruke en temperaturkoeffisient på  $\theta = 1,10$  for dimensjonering ved lave temperaturer. Dermed har man tatt høyde for en normal økning av tilførselen av oksygen til denitrifiseringsreaktoren ved lav temperatur.

### Forslag til dimensjonerende denitrifiseringshastighet

Et forslag til dimensjonerende denitrifiseringshastigheter i en fordenitrifiseringsreaktor med FREVARs avløpsvann som karbonkilde, er vist i tabell 6. Tallene i tabellen er basert på en helhetsvurdering av resultatene og en temperaturkoeffisient på  $\theta = 1,10$ . Det er i tabellen allerede tatt hensyn til at denitrifiseringen ved FREVAR ble hemmet av meget stor tilførsel av oksygen i innkommende avløpsvann, spesielt ved lave temperaturer. Tabellen forutsetter oksygentall som under forsøksdriften. Med lavere oksygentilførsel kan høyere denitrifiseringshastigheter forventes.

Tabell 6. Forslag til dimensjonerende denitrifiseringshastigheter med FREVARs avløpsvann som karbonkilde. Forutsetter  $\geq 1,0 \text{ mg NO}_x\text{-N/l}$  i reaktoren.

BSCOD-konsentrasjon inn til reaktor	Dim. DN-hastighet ved angitt temperatur og innløpskons., g $\text{NO}_x\text{-N}_{\text{fjernet}}/\text{m}^3\text{d}$		
	15 °C	10 °C	5 °C
50 mg/l	220	135	85
30 mg/l	130	80	50
10 mg/l	35	20	10

Ikke uventet viser tabellen at det er lite å hente ved fordenitrifisering, dersom man har både lav temperatur og lav konsentrasjon av lett biologisk nedbrytbart organisk stoff. Med tørrværsavrenning og sommertemperaturer, viste imidlertid lab-skala batch-forsøk at man kan fjerne 15-25 mg  $\text{NO}_x\text{-N/l}$  avløpsvann med en normal størrelse på en fordenitrifiseringsreaktor.

## Nitrogenfjerning

Nitrogenfjerningen over pilotanlegget er vist i tabell 7, basert på middelveier for to tidsperioder med henholdsvis 1 og 2 fordenitrifiserings-reaktorer. Samtlige resultater fra de aktuelle periodene inngår i tabellen. Ingen resultater er holdt utenfor på grunn av for høy/lav belastning eller dårlig renseeffekt. Beregningene er utført basert på totalnitrogen i forsedimentert avløpsvann. Siden utløpsprøvene er filtrert, inkluderer de viste tallene både det nitrogenet som fjernes ved denitrifisering og det som fjernes ved assimilasjon. I praksis vil et nitrogenfjerningsanlegg ved FREVAR sannsynligvis ha etterfelling. Et slikt anlegg vil normalt ha meget lavt SS-innhold i utgående avløpsvann, slik at resultatene i tabell 7 basert på filtrert totalnitrogen i utløpet vil være realistiske for

hva som kan oppnås over det biologiske trinnet i et anlegg uten ekstern karbonkilde og uten etterdenitrifiseringszone.

Tabell 7. Nitrogenfjerningen over den biologiske delen av pilotanlegget, angitt som middelerverdier for to tidsperioder med henholdsvis 1 og 2 fordenitrifiserings-reaktorer.

Periode	DN reaktorer	*) HRT, timer	°C	C/N forsed. **)	TN forsed. mg/l	TN reduksjon, %		
						TN <sub>forsed.</sub> , filt. TN <sub>ut</sub>	Samlet	Hverdager
1/8-30/11, 1996	1	4,6	15,6	2,0	24,5	48	52	28
5/12-10/2, 1996/7	2	5,2	8,0	1,9	25,3	52	53	47

\*) HRT er hydraulisk oppholdstid basert på "empty bed" reaktorvolum og  $Q_{\text{rev}}$ .

\*\*) g BSCOD/g TN

En totalvurdering av alle resultatene indikerer at det vil være realistisk med ca. 50 % nitrogenfjerning over fordenitrifiseringsdelen av et nitrogenfjerningsanlegg med én denitrifiserende reaktor og hydraulisk oppholdstid i denne reaktoren på ca. 1 time. Med to anoksiske reaktorer i serie og ca. 2 timer hydraulisk oppholdstid i anoksiske sone, forventes mer enn 50 % nitrogenfjerning selv ved middeltemperaturer under 10 °C.

På hverdager var det relativt liten effekt av å gå fra én til to anoksiske reaktorer. På helgedager var det imidlertid en klar forbedring med to anoksiske reaktorer. Nitrogenfjerningen på disse dagene økte fra ca. 30 % med én reaktor til ca. 50 % med to reaktorer. Den store forskjellen mellom nitrogenfjerning på henholdsvis hverdager og helgedager, ble dermed nesten hvuset bort ved overgang fra én til to anoksiske reaktorer. Dette skyldes at reaktor 2 ofte var begrenset av lav tilførsel av NO<sub>x</sub>-N på hverdager, mens tilførselen av NO<sub>x</sub>-N var høy i helgene slik at denitrifiseringshastighetene i reaktor 2 normalt var høyest i helgene. Økt hastighet i reaktor 2 i helgene kompenserte for mye av den reduserte hastigheten i reaktor 1 grunnet lav tilførsel av BSCOD i helgene.

## Fosforfjerning og slamproduksjon

Anlegget ble ikke tilført fellingskjemikalier for fjerning av fosfor. Med midlere innløpskonsentrasjoner på 2,0 mg/l ufiltrert total P og 0,4 mg/l filtrert total P, var medianverdien for utløpskonsentrasjonen mindre enn 0,08 mg/l filtrert total P. For en periode hvor innløpskonsentrasjonen økte til 2,7 mg/l ufiltrert total P og 1,1 mg/l filtrert total P, økte imidlertid utløpskonsentrasjonen til 0,6 mg/l filtrert total P. Dette viste at man normalt vil ha meget lave utløpskonsentrasjoner av fosfor, men at utstyr for kjemisk felling av avløpsvannet vil være nødvendig for å sikre stabilt lave utløpskonsentrasjoner.

Den spesifikke slamproduksjonen varierte med avløpsvannets sammensetning og temperatur. Middelerdien for hele forsøket var 0,61 g SS/g COD fjernet, hvilket viste seg å være en god del lavere enn i det aktivslamanlegget som ble kjørt i parallell med biofilmanlegget.

## Fullskala anlegg

Det forventes at et eventuelt krav om nitrogenfjerning ved FREVAR vil innebære 70 % nitrogenreduksjon som årsmiddel. Diverse beregninger basert på resultatene fra pilot-forsøket, viste at dette kan oppnås med et KMT biofilmanlegg med en hydraulisk oppholdstid (HRT) på 4-5 timer, basert på brutto vått reaktorvolum og midlere dimensjonerende innkommende vannmengde. Det er da forutsatt en renseprosess bestående av mekanisk trinn, biologisk trinn med kombinert for- og etterdenitrifisering, og kjemisk trinn. Med mest mulig fordenitrifisering vil man trenge et relativt stort biologisk trinn (~5 timer HRT), mens større bruk av etterdenitrifisering vil resultere i et anlegg med et mindre biologisk trinn ( $\leq 4$  timer HRT).

## Referanser

- Anderson B., Aspegren H., Parker D.S. and Lutz M.P. (1994): High rate nitrifying trickling filters. *Wat. Sci. Tech.*, **29**, (10-11), 47-52.
- Boller M. and Gujer W. (1990): Tertiary rotating biological contactor. *Wat. Sci. Tech.*, **22**, (1-2), 89-100.
- Figuerola L.A. and Silverstein J. (1992): The effect of particulate organic matter on biofilm nitrification. *Water Environ. Res.*, **64**, 728-733.
- Hagedorn-Olsen C., Møller I.H., Tøttrup H. and Harremoës P. (1994): Oxygen reduces denitrification in biofilm reactors. *Wat. Sci. Tech.*, **29**, (10-11), 83-91.
- Rusten B. (1982): Nitrogen removal from wastewater - Nitrification and denitrification in a Rotating Biological Contactor Without External Carbon Source. *Dr.ing.-avhandling*, Inst. for vassbygging, NTH.
- Rusten B., Siljudalen J.G. and Nordelid B. (1994): Upgrading to nitrogen removal with the KMT moving bed biofilm process. *Wat. Sci. Tech.*, **29**, (12), 185-195.
- Rusten B., Hem L.J. and Ødegaard H. (1995a): Nitrification of municipal wastewater in moving-bed biofilm reactors. *Water Environ. Res.*, **67**, 75-86.
- Rusten B., Hem L.J. and Ødegaard H. (1995b): Nitrogen removal from dilute wastewater in cold climate using moving-bed biofilm reactors. *Water Environ. Res.*, **67**, 65-74.
- Rusten B., Siljudalen J. G. and Bungum S. (1995c): Moving bed biofilm reactors for nitrogen removal -- From initial pilot testing to start up of the Lillehammer WWTP. *Proceedings Water Environment Federation, Westec'95*, Miami Beach, Florida, Oct. 21-25, paper # 9534003.
- Rusten B., Wien A. and Skjofstad J. (1996) Spent aircraft deicing fluid as external carbon source for denitrification of municipal wastewater : From waste problem to beneficial use. *51<sup>st</sup> Purdue Industrial Waste Conference Proceedings*, pp.359-369.

# Frederikshavn Centralrenseanlæg, Danmark - Erfaringer med paralleldrift i fuld skala af Biostyr anlæg og Aktiv slamanlæg til nitrogenfjernelse

René Hansen

Frederikshavn Renseanlæg, Saltebakken 60, DK-9900 Frederikshavn  
E-mail: ngterh@frhavnskom.dk

## Indledning

I september 1971 begyndte man opførelsen af Frederikshavn Centralrenseanlæg. anlægget blev sat i drift den 10. juli 1974.

Frederikshavn Centralrenseanlæg har en kapacitet på 130.000 Pe. (personækvivalenter), og var i starten baseret på aerob slamstabilisering.

I årene 1981 - 1984 blev processen ændret til anaerob slamstabilisering, hvilket vil sige med udrådning af slammene i lukkede iltfrie tanke med efterfølgende gasproduktion.

Anlægget har i de efterfølgende år gennemgået væsentlige udbygninger. Af særlig vigtige udbygninger kan nævnes opførelse af et rejektivandsanlæg (1990), udbygning af det eksisterende aktive slamanlæg samt opførelse af et Biostyr anlæg (1995).

Nye tiltag i 1998, opførelse af et slamtøringsanlæg, hvor slammene afvandes/tørres til min. 60 % tørstof, hvorefter det forbrændes på et lokalt affaldsforbrændingsanlæg.

Processstyringen forbedres ved implementering af STAR på Aktiv slamanlæg, som er en overordnet styring der ligger et niveau over den eksisterende styring.

Implementering af STAR forventes at reducerer energi- og kemikalieforbruget på anlægget.

Energiproduktion er øget ved etablering af gasgenerator 2. Den maksimale elproduktion vil da være 8000 kWh/døgn.

Nye tiltag i 1999, indkøring af STAR-styringen (videregående processtyrings-system) på det aktive slamanlæg, samt implementering og indkøring af STAR-styring på Biostyr processen. Denne styringsstrategi forventes ligeledes at reducerer energi- og kemikalieforbrug.

## On-line måling

Aktiv slamanlægget er bestykket med en multikanal-måler på følgende parametre: Nitrat-N,  $\text{NH}_4\text{-N}$ ,  $\text{PO}_4$ , og  $\text{NO}_2\text{-N}$ . Målingerne bliver anvendt til iltstyring samt methanoldosering.

Biostyr-anlægget er bestykket med en  $\text{NH}_4\text{-N}$  måler samt en  $\text{NO}_3\text{-N}$  måler til iltstyring samt methanoldosering.

## Spildevand

Den årlige spildevandsmængde er ca. 4 mio  $\text{m}^3$ , hvilket svarer til et gennemsnit på 12.000  $\text{m}^3$ /døgn.

Vandet fordeles med 45 % til Biostyrdelen og 55 % til aktiv slam anlægget (Denne fordeling kan dog variere). I spidsbelastninger ledes en større mængde til Biostyr anlægget.

Centralrenseanlægget modtager spildevand fra ét tilløb, hvoraf 50 % af belastningen stammer fra fiskeindustrien, 40 % fra husholdningen og de resterende 10 % fra øvrige industrivirksomheder.

### Spildevandssammensætning

Spildevandets sammensætning efter forfældning (tilløb Biostyr anlægget og Aktiv slam anlæg).

Total-N	39 mg/l
$\text{NH}_4\text{-N}$	22 mg/l
Total-P	4 mg/l
$\text{PO}_4\text{-P}$	1,5 mg/l
COD	250 mg/l
$\text{COD}_{(5)}$	130 mg/l
Susp.stof	92 mg/l
BOD	200 mg/l

## Kemisk rensning

Frederikshavn Centralrenseanlæg blev i 1987 udbygget med kemisk rensning (tilsætning af fældningsmiddel), hvilket gav store fordele, idet lugtgener, fosfat og slam blev reduceret.

I sommeren 1990 blev Centralrenseanlægget yderligere udbygget med et Rejektvandsanlæg.

Formålet med dette anlæg er, at reducere  $\text{NH}_4\text{-N}$  i de interne vandstrømme (rejektvand). Rejektvandet der stammer fra slamafvandingen indeholder ca. 800 mg  $\text{NH}_4\text{-N/l}$ , hvilket totalt set belaster rensaanlægget med 15 % mht.  $\text{NH}_4\text{-N}$ . Rensegraden på rejektivandsanlægget er ca. 85 %. Den interne belastning er herved reduceret til nogle få procent.

## Biologisk rensning

Biologisk kvælstoffjernelse ved nitrifikation / denitrifikation opnås her på anlægget ved to processtyper:

1. Aktiv slamproces (recirkulationsanlæg)
2. Biostyr proces

Reduktion af kvælstof bygger på princippet nitrifikation og denitrifikation.

Nitrifikation: Ammonium ( $\text{NH}_4\text{-N}$ ) + bakterier + ilt  $\rightarrow$  Nitrat ( $\text{NO}_3$ )

Faktorer der påvirker processens forløb, er tilstedeværelse af bakterier, beluftning, pH, alkalinitet, organisk stof samt spildevandstemperaturen.

Denitrifikation: Organisk stof + nitrat ( $\text{NO}_3$ )  $\rightarrow$  Frit kvælstof ( $\text{N}_2$ ).

Faktorer der påvirker processens forløb, er tilstedeværelse af bakterier, ilt, pH, alkalinitet samt forholdet mellem kulstof og kvælstof.

### Aktiv slam anlæg

Det aktive slam anlæg består af et recirkulationsanlæg med to efterklaringsstanke. Anlægget har en max hydraulisk kapacitet på 700  $\text{m}^3/\text{t}$ .

Tilføringen af forklaret spildevand foregår via et fordelingsbygværk, hvor spildevandet fordeles henholdsvis til det Aktive slam anlæg og Biostyr anlægget. Fordelingen sker ved, at det Aktive slam anlæg altid får tilfødt spildevand i de hydrauliske lavt belastede perioder, hvorimod Biostyr anlægget i lav hydrauliske belastede perioder ikke får tilfødt spildevand. Det Aktive slam anlæg belastes dermed jævnt, mens Biostyr anlægget behandler de hydrauliske variationer.

Max hydraulisk belastning for det Aktive slam anlæg er 3  $\text{m}^3/\text{m}^2/\text{t}$ .

Nitrifikationsvolumen 2300  $\text{m}^3$

Denitrifikationsvolumen 1240  $\text{m}^3$

Efterklaringsvolumen 2 x 1500  $\text{m}^3$

Beluftning HV Turbo blæsere

## **Biostyr-processen.**

Processen bygger på fastfilmteknologi, hvor nitrifikation og denitrifikation foregår i samme anlæg (samme procestank).

Biostyr-anlægget er en up-flow proces, hvor det snævsede spildevand ledes ind i bunden af en celle (tank) og ledes op gennem et flydende filtermedie (polystyrenkugler) hvilket er bæremedie for den bakteriekultur der er nødvendig for at kvælstofreduktionen kan forgå.

Anlægget bliver kompakt idet der opnås meget høj bakteriekoncentration i de enkelte celler.

På Frederikshavn Centralrenseanlæg er anlægget opbygget af 6 celler.

I cellerne er der placeret et belufternet som adskiller den anoxiske og den aerobe zone. Nitrifikationsprocessen vil derved foregå i den øverste del af cellen.

Cellerne skylles med rensat spildevand, hvorefter skyllevand og slam trækkes ud i bunden af cellerne, hvorved lugtgener undgås. Skyllevandet føres tilbage til forklaringsstankene.

Biostyr-processen udmærker sig ved, at opholdstiden er væsentlig kortere end i et traditionelt Aktiv slam anlæg, og samtidig mindre pladskrævende.

## **Flere driftmuligheder**

Biostyr-anlægget har flexible driftformer.

1. Nitrifikation/denitrifikation i alle 6 celler
2. Nitrifikation/denitrifikation i 5 celler og fuld denitrifikation i 1 celle (efter DN)
3. Fuld nitrifikation i alle 6 celler

Designdata for Biostyr anlægget.

5 stk recirkulationsceller

1 stk efter DN celle

Celleoverflade  $63 \text{ m}^2$

Denitrifikationsvol.  $263 \text{ m}^3$

Nitrifikationsvol.  $189 \text{ m}^3$

Samlet vol.  $1134 \text{ m}^3$

Max hydraulisk belastning  $10 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{t}$

Q time regn  $3600 \text{ m}^3$

Q time tørvejr  $830 \text{ m}^3$

## Gasproduktion

Der pumpes årligt 21.000 m<sup>3</sup> råslam og 1.200 ton fedt på rådnetankene, hvilket giver en gasproduktion på 900.000 m<sup>3</sup> methangas. Den producerede methangas anvendes henholdsvis til opvarmning af råslam der pumpes på rådnetankene, og den resterende mængde methangas anvendes til elproduktion, hvorved en optimal udnyttelse af den producerede methangas er opnået. Anlægget producerer ca. 70 % af anlæggets samlede elforbrug.

Varmeproduktion fra dets generatorer og gaskedel, dækker Centralrenseanlæggets samlede varmeforbrug. Overproduktion af varme som udgør 30% af den samlede produktion, sendes ud på byens fjernvarmenet.

## Slam

Restproduktet af den anaerobe slamstabilisering udgør efter centrifugering (afvanding) 4.500 ton med et tørstofindhold på 19 %.

Slammet bliver p.t. deponeret på losseplads.

Efter indkøring af nyt slamtøringsanlæg opnås et tørstofindhold på min. 60 %.

Hvorefter slammet sendes til forbrænding på det lokale affaldsforbrændingsanlæg.

## Afløbskvalitet

Frederikshavn Centralrenseanlæg's afløbskvalitet bedømmes i forhold til en række fastlagte kravværdier, gældende for det rensede spildevand.

Følgende krav for udledning af rensset spildevand fra Frederikshavn Centralrenseanlæg.

Modificeret biologisk iltforbrug (Bi5-mod. (BOD))	15 mg/l
Suspenderet stof	20 mg/l
Total kvælstof (Tot-N)	8 mg/l
Total fosfat (Tot-P)	1,5 mg/l
pH	6,0 - 9,0

## Myndighedskrav (DIF-anvisning) Frederikshavn Centralrenseanlæg

Periode 01.01.98 - 30.11.98

Variabel	Krav	Tilstand	Kontrolstørrelse	Kravoverholdelse
PH	6,0 - 9,0	Absolut	min 7,3 max 8	JA
BOD(mod)	< 15,0	Transport (almindelig)	2,7	JA
Total-N	< 8,0	Transport (Skærpet)	3,2	JA
Total-P	< 1,5	Transport (Skærpet)	0,7	JA
Susp.stof	< 20,0	Transport (Skærpet)	4,9	JA

### Belastning / Reduktion Aktiv slam / Biostyr anlæg

	Belastning TN kg/d	Reduktion TN %	Belastning TP kg/d	Reduktion TP %	Belastning Susp.	Reduktion Susp. %
Biostyr	404	88	46	74	998	94
Aktiv slamanlæg	290	86	32	81	690	93

Tabel 1.

Samt del fremgår af skemaet, er der stort set lige store reduktionsgrader, selv om Biostyr anlægget er belastet 28 % mere end Aktiv slam-anlægget. Dog må det konstateres, at reduktionsgraden på  $PO_4$  er lavere på Biostyr anlægget.

## Kemikalie - energi og ressourcer

	Methanol kg/mdr.	Energiforbrug KWh/mdr.	Ressourceforbrug Timer/mdr.	Hydraulisk Belastning m <sup>3</sup> /mdr.	Pris i dkr/m <sup>3</sup>	Pris i dkr/kg TN
Biostyr	13.700	102.000	83	266.000	0,55	12
Aktiv slamanlæg	13.500	120.000	170	220.000	0,84	21

Tabel 2.

Af tabellen ses, at det er langt mere fordelagtigt at køre Biostyr proces idet ressource- og energiforbruget er væsentlig lavere relateret til tabel 1 m.h.t. kvælstofbelastning.

## Resourcefordeling timer pr. måned

	Aktiv slam anlæg	Biostyr anlæg
<b>EL-arbejde</b>	53	32
<b>Rengøring</b>	2	5
<b>Vagt-arbejde</b>	23	32
<b>Maskin vedligehold</b>	17	30
<b>Møder/uddannelse</b>	5	1

Tabel 3.

Elarbejdet på aktiv slamanlæg er relativt højt set i forhold til Biostyr anlægget, som skyldes etablering af Star styring på aktiv slamanlæg. Maskin vedligehold på Biostyr anlægget er relativt højere på Biostyr anlægget som skyldes etablering af nyræsyretisering.

## Konklusion

Biofilm proces til kvælstoffjernelse er en forholdsvis ny teknologi i Danmark. Et Biostyr anlæg er ikke så pladskrævende som traditionelle anlægstyper. Procestiden gennem et Biostyr anlæg er også betydelige kortere, hvilket betyder, at der er mulighed for at behandle større mængder spildevand.

Det aktive slam anlæg har i det meste af 1998 været uden optimal styring af beluftning, kulstofdossering og recirkulation. Det må derfor antages at en bedre styring ville reducere energi- og kemikalieforbrug. Star styring på Aktiv slam anlæg er under indkøring ligesom der i 1999 implementeres Star styring på Biostyr anlægget.

Efter at have arbejdet med de to processtyper parallelt gennem tre år er det konstateret at driftstabiliteten på Biostyr processen er høj. Biostyr anlægget er ikke særlig følsom overfor skiftende stoffbelastninger og hydraulik, hvilket favoriserer anlægget til håndtering af de hydrauliske spidsbelastninger. Ligeledes er Biostyr anlægget mindre følsom over for temperaturfald i vinterhalvåret.

Reduktionen af fosfat er bedre i det Aktive slam anlæg, og ligger med en typisk afløbskoncentration på 0,5 mg P/l. Den relative korte opholdstiden i Biostyr anlægget gør, at fosfatreduktionen er forholds lille. Afløbskoncentrationen er typisk 1,5 mg/P/l. Ved tilsætning af fædningsmiddel i Biostyr anlæggets indløbskanal, er der i øvrigt mulighed for at reducere fosfat yderligere.

Biostyr drift er fordelagtig økonomisk set. Udgifterne pr. m<sup>3</sup> spildevand er 34 % lavere ved Biostyr drift, og prisen pr. kg fjernet Total-N er 43 % lavere (tabel 2.) Beregningerne er alene lavet på baggrund af daglige driftsudgifter, uden hensyntagen til anlægsudgifter og forbehandling af spildevandet.

# Post-denitrification in biological filters – comparative pilot-scale test runs at Helsinki Viikinmäki WWTP

Ari Kangas<sup>1</sup>, Kati Rintala<sup>2</sup>, Heidi Kauppinen<sup>3</sup>

<sup>1</sup>Helsinki Water, Hornepellontie 24, FIN-00560 Helsinki

E-mail: ari.kangas@hel.fi

<sup>2</sup>Plancenter Ltd., Opastinsilta 6, FIN-00520 Helsinki

E-mail: kati.rintala@suunnittelukeskus.fi

<sup>3</sup>Soil and Water Ltd., Itälahdenkatu 2, FIN-00210 Helsinki

E-mail: heidi.kauppinen@sw.poyry.fi



## Introduction

The Helsinki Water Viikinmäki wastewater treatment plant, which opened in May 1994 is a 7-line DN-activated sludge process supplemented with simultaneous precipitation. The nitrogen removal process was introduced from the beginning of the year 1998 and it has to meet a requirement of 50% nitrogen removal as an annual average. The target level for BOD<sub>7</sub> is under 10 mg/l and for phosphorus under 0.5 mgP/l.

The plant is prepared for enhanced nitrogen removal in that space has been left for the construction of two additional DN-activated sludge lines and a tertiary treatment unit based on post-denitrification process in a biological filter. Over 70% nitrogen removal based merely on the activated sludge process is expected to call for at least 6 new DN- lines.

Between January 5, and May 21, 1998, a post-denitrification process using a biological filter unit was tested at Viikinmäki sewage treatment plant, the aim being to compare different biological filters needed for over 70% nitrogen removal. The Helsinki Water in cooperation with the Plancenter Ltd., the Krüger A/S, and the Degremont S.A. conducted a test run of the application of Biostyr and Biofor processes.

## The biofilm process

The biofilm process is an up-flow type of filter in which the filter material acts as a carrier for microbes. The small grain size provides a large fixing surface for biofilm, increasing the number of microbes in the process and thus its efficiency. The carrier material backwash must then be effective enough to prevent the filter from getting blocked.

The biofilm process needs less space than the activated sludge process, because it is more efficient and no secondary sedimentation basin is needed after the biological process.

## Test equipment

The tests were made on a pilot scale using equipment built by Helsinki Water according to specifications, instructions, and drawings provided by manufactures. This comprised a feed water tank, pump units, filter towers, a backwash water tank and a control unit. The technical specification of the filter units is shown in table 1.

*Table 1. Dimensions of the filter towers*

	<b>Biostyr</b>	<b>Biofor</b>
Overall height	5.4 m	6.0 m
Height of filter material	2.52 m	3.0 m
Cross-section area of filter	0.5 m <sup>2</sup>	0.5 m <sup>2</sup>
Volumic of filter material	0.49 m <sup>3</sup>	0.59 m <sup>3</sup>

### Biostyr filter material

Smooth polystyrene balls were used as the filter material. This material is less dense than water, so the balls float within the filter. There were nozzles in the roof of the filter tower to prevent the material from escaping with the treated water. The technical specification of the Biostyr filter material is given in table 2.

*Table 2. Technical specification of the Biostyr filter material*

Diameter of material	4-5 mm
Specific surface area	800 m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>
Density	0.45

### Biofor filter material

Expanded clay (Biolite) was used as the filter material. This material is more dense than water, so the material stayed at the filter bottom. There were nozzles in the bottom of the filter tower to prevent the material from escaping with the backwash water and to divide the sewage and backwash air equally to the filter. The technical specification of the Biofor filter material is given in table 3.

*Table 3. Technical specification of the Biofor filter material*

Diameter of material	4-8 mm
Specific surface area	n.a. m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>
Density	1.46

## Operating principle of the test equipment

The feed water used in the post-denitrification test unit was taken from the surface of the secondary sedimentation basins of lines 1 and 2. The sewage was led into the feed water tank, from which it was pumped into the bottom parts of the filter towers. Methanol was used as the denitrification carbon source. The chemical dosing took place with diaphragm pump after the feed water tank. Sewage then flowed upwards through the filter towers from the bottom to the top. From the top of the towers, it was conducted into the backwash water tank, then led on as overflow into the sewerage system. The operating principle is shown in figure 1.

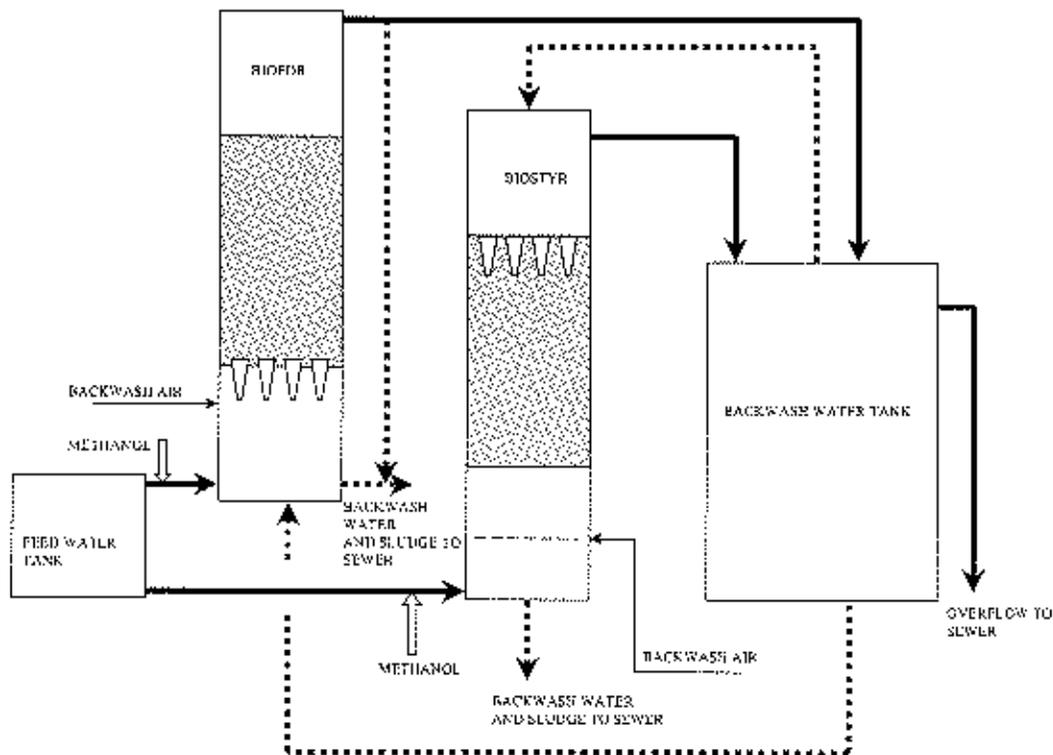
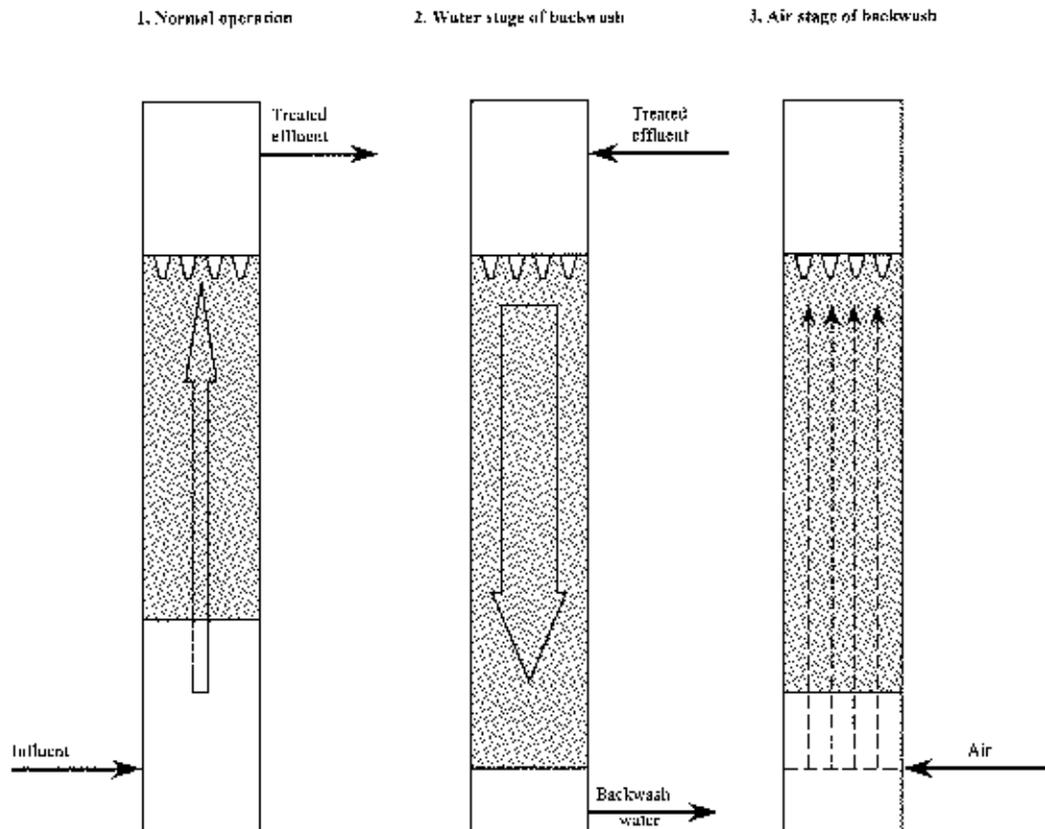


Figure 1. Operating principle of the post-denitrification test unit

## Biostyr backwash process

The Biostyr backwash process was a combination of water and air stages. First, the backwash water pump pumped the water into the top part of the tower. The backwash water then flowed through the material from top to bottom, expanding the filter bed at the same time. The loose biomass and suspended solids were rinsed away through a bottom valve into the sewerage system with the backwash water. Then, the bottom valve was closed and air was led into the bottom of the tower, and the filter bed was reduced to its original dimensions. Air bubbles flowed through the filter bed and the surplus biomass came loose from the filter particles. The water and air stages took place alternately until the final water stage rinsed the filter bed. The operating principle of the backwashes is shown in figure 2. The amount and duration of the water and air sequences were selected to suit the desired backwash result.



*Figure 2. Principle of the Biostyr filter backwash. In stages: 1. Normal operating status, 2. Backwash (water stage) and 3. Backwash (air stage)*

The backwash process could be initiated by a remote timer, as a result of head loss or as a forced wash, which was used manually in exceptional situations. Although a timer mode was chosen the head loss had always priority to initiate the backwash.

It was possible to use so-called miniwash in between the real backwashes. It was basically the same as the real backwash but only with shorter water and air stage duration. The use of miniwash made the interval between real washes longer and reduced the overall backwash water and air consumption.

### **Biofor backwash process**

The Biofor-backwash was a combination of three main phases: basic backwash, water/air backwash and final rinse. The operating principle of these three main phases is shown in figure 3.

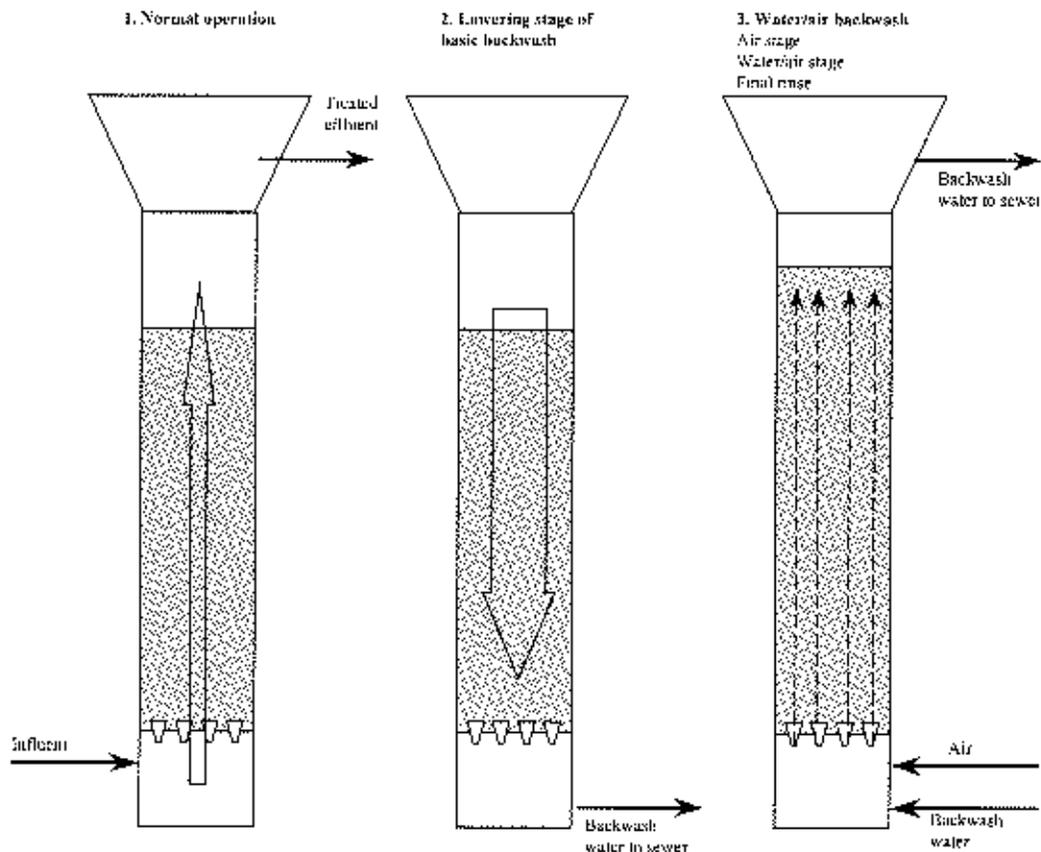


Figure 3. Principle of the Biofor filter backwash. In phases: 1. Normal operating status, 2. Basic backwash (lowering stage) and 3. Water/air backwash

The stages of basic backwash phase were lowering, air stage and a combined air and water stage. At the lowering stage the water was led backwards through the filter bottom nozzles in order to rinse and clean them. The air stage and the combined air and water stage made surplus biomass come loose from the filter particles. The operator could select the amount of repetitions of these stages.

In the water/air backwash phase the air stage and the combined air and water stage alternated and the backwash water flowed out from the top of the filter. The backwash water flow was only  $5 \text{ m}^3/\text{h}$  because the vigorous aeration made the escape of filter particles easier.

During the final rinse phase the loose biomass was led out of the filter through the filter top. Now water flow was  $11 \text{ m}^3/\text{h}$  as there was no aeration. The filter top was nevertheless designed conical in order to lower the water velocity just before overflow.

The backwash process could be initiated by a remote timer, as a result of head loss or as a forced wash, which was used manually in exceptional situations. Although a timer mode was chosen the head loss had always priority to initiate the backwash.

## Test runs

### Filter operation

In the test runs, the filters acted as a post-denitrification process. The goal was to achieve a 70% nitrogen removal in comparison with plant influent. Also BOD<sub>7</sub>-value should not exceed 10 mg/l and total phosphorus reduction should be 95% in comparison with plant influent.

In tertiary treatment process the BOD<sub>7</sub>-value can be too high if the methanol dosing is excessive. Therefore methanol dosing had to be regulated so that there is sufficient amount of methanol for the nitrogen removal needed but however all methanol is consumed in the biofilm process.

Biofilm bacteria need phosphorus as a nutrient. The test runs were carried out without phosphorus addition because in the full scale application the adequate phosphorus level will be maintained by regulating the simultaneous precipitation process.

The hydraulic loads used in the test run were 10, 12, 14, 16, and 18 m/h. The hydraulic load could not be increased above 18 m/h with the test unit pumps. The nitrate concentration in the pilot plant influent was assumed to be nearly constant so that the nitrate load would increase as the hydraulic load was increased. Each test period lasted four weeks. The test run time schedule is shown in figure 4.

	Hydr. Load [m/h]	Nov-97	Dec-97	Jan-98	Feb-98	Mar-98	Apr-98	May-98
Start-up	10		██████████					
1. Test period	10			██████████				
2. Test period	12				██████████			
3. Test period	14					██████████		
4. Test period	16						██████████	
5. Test period	18							██████████

Figure 4. The test run time schedule

The test run start-up was initiated at 27.11.1997 with a hydraulic load of 10 m/h. Lower loads were not recommended in order to divide the growing biomass equally to the filter bed.

The actual test run began at 5.1.1998. During the first test period one sludge flight took place from the secondary sedimentation. Filters were cleaned manually with the forced backwash so that the loose activated sludge was taken out of the filters and the normal operation continued.

Hydraulic load was increased to 12 m/h at 30.1.1998. In the end of second test period the methanol dosing had to be moved to the very influent of the pilot plant so that the influent samples contained the methanol dosed. This arrangement was due to changes in water conduits.

The third period with hydraulic load of 14 m/h started 27.2.1998 and the influent samples still contained the methanol dosed.

The fourth period started 27.3.1998 with hydraulic load of 16 m/h. At the same time the methanol dosing point was moved to its original place. Two sludge flights from the secondary sedimentation took place during the fourth test period. The automatic backwash was capable to handle the first but after the second the filters were cleaned manually with the forced backwash.

The fifth test period with hydraulic load of 18 m/h started at 24.4.1998 and it lasted until 21.5.1998.

### **Monitoring the process**

Process monitoring took place by sampling and with automatic on-line measurements.

Daily composite samples of the feed water and treated water in the filter units were automatically taken from Sunday to Thursday. Samples were collected five times a week and analysed by the chemistry laboratory of the Helsinki Environment Centre. Appropriate figures from operational checks on the Viikinmäki treatment plant were also used.

The feed water and backwash water flows were monitored using magnetic flow measurements. The amount of backwash water was also calculated from the change of the water level in the backwash water tank. Backwash air flows were monitored with rotameter flow measurements. The head loss in the filter towers was monitored with a pressure gauge installed in the feed water pipes.

The nitrate concentrations in the influent and in the effluent were monitored using continuous analysers. Temperature was constantly measured at the top of the tower and dissolved oxygen in the feed water. Methanol dosing tanks were on scales and the amount of dosed methanol was monitored daily according to the change in mass.

All measured data was saved in process control computer's database. All continuous measurements that were used for process control and monitoring are shown in figure 5.

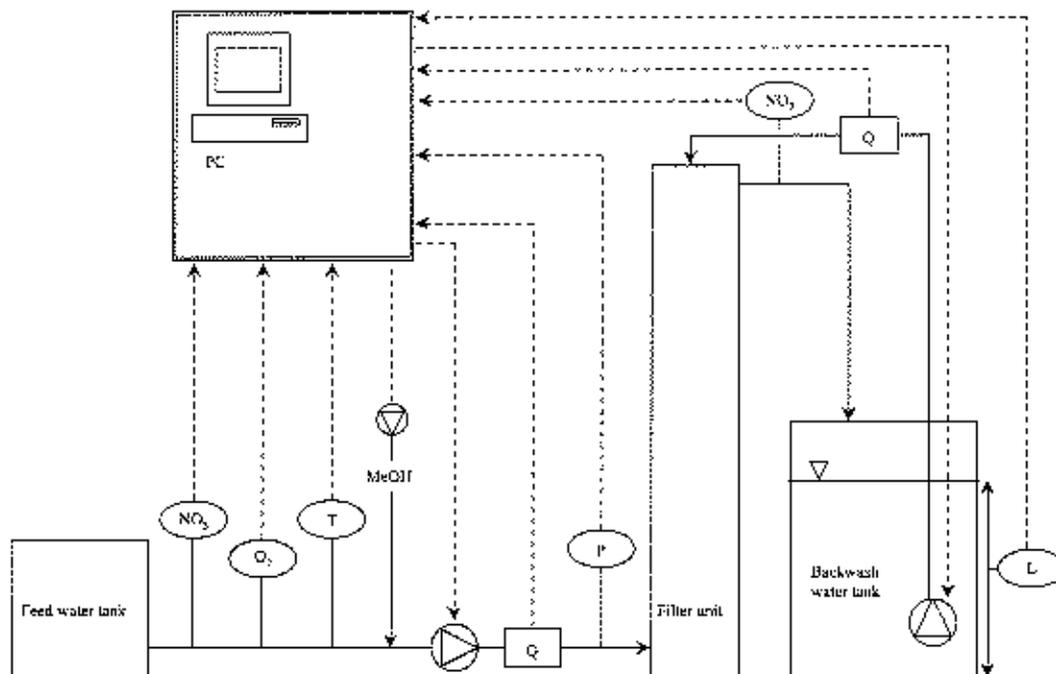


Figure 5. Process control and monitoring

### Process control

The amount of methanol dosage was regulated automatically according to the findings of a continuous nitrate analyser in the feed water. Methanol dosage was based on the influent nitrate concentration so that the aim was to keep the nitrate concentration of the treated water at a setpoint for target residual concentration (it was set to  $3 \text{ mg/l NO}_3\text{-N}_{\text{out}}$ ). The methanol dosage for each gram nitrate to be removed was then set to  $2,4 \text{ g MeOH/NO}_3\text{-N}$ . The ratio was set little below the theoretical value as the aim was to prevent increases in  $\text{BOD}_7$  values in the filter outlets. The pump delivery was then controlled automatically on basis of calculated methanol dose.

The backwash for Biostyr-filter was first controlled by a timer so that the backwash interval were 48 h, and the maximum head loss level to initiate backwash was  $2000 \text{ mmH}_2\text{O}$ . From 9.2.1998 on the backwash interval was set to 24 h, and at 16.3.1998 the max head loss was set to  $2250 \text{ mmH}_2\text{O}$ . Finally from the beginning of April the max head loss was set to  $2400 \text{ mmH}_2\text{O}$  and miniwash was taken into operation. Miniwash took place if max head loss gave an alarm and the time elapsed from the last real backwash was less than 33 h. The water velocity in Biostyr backwash was  $60 \text{ m/h}$  and the air velocity  $12 \text{ m/h}$ .

The backwash for Biofor-filter was all the time controlled by a timer (48 h), and the maximum head loss level to initiate backwash was  $2000 \text{ mmH}_2\text{O}$ . In Biofor filter's backwash the water velocity during basic backwash phase was  $58 \text{ m/h}$  and in the water/air backwash phase  $25 \text{ m/h}$ . The final rinse phase was done with a water velocity of  $56 \text{ m/h}$ . The air velocity was  $90 \text{ m/h}$  in all phases.

The adjustment of feed and backwash water flows took place with flow measurement and AC inverter pump.

## Treatment results

All treatment results are calculated from daily composite samples when filter operation has been normal. Days with sludge flight from secondary sedimentation are not within the scope of this study.

### Nitrogen

The nitrate concentrations in the pilot-plant influent increased during the third test period but then it started to decrease in fourth test period and in the fifth test period it decreased further. The outlet concentrations of Biostyr filter were slightly higher especially during the third test period but in the fourth and fifth test period the filter performances were quite similar. The nitrate concentrations of the feed water and treated water are given in figure 6.

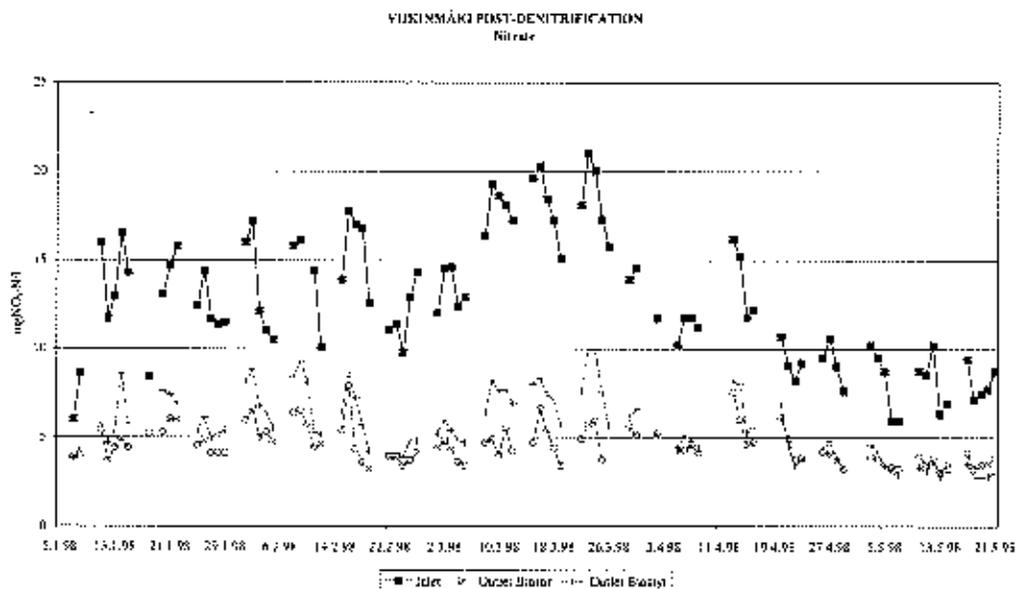


Figure 6. Nitrate concentrations of the feed water and treated sewage in the post-denitrification test run.

The total nitrogen reduction calculated from the plant influent was over 70% during all test periods. The total nitrogen reductions in different treatment stages are shown in figure 7.

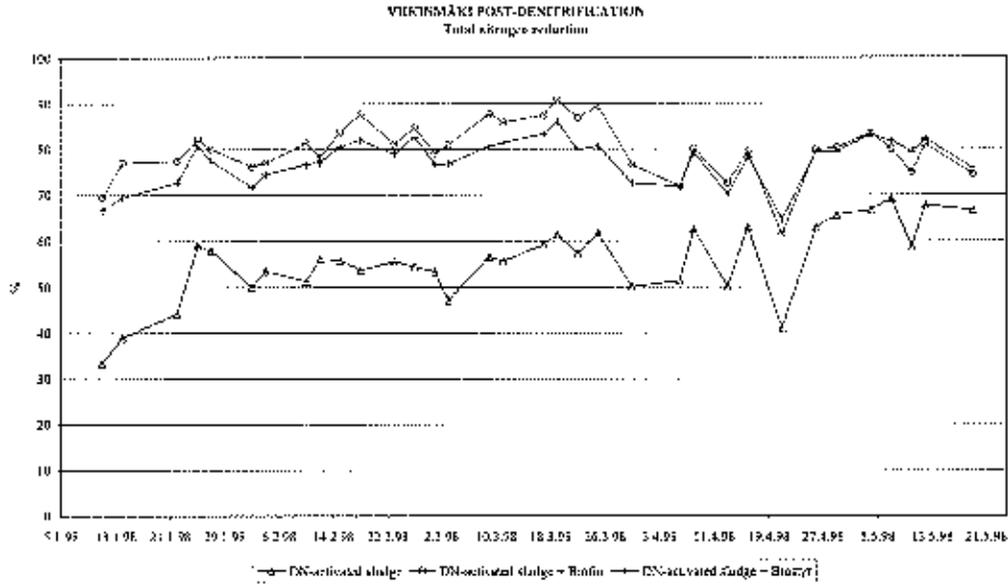


Figure 7. Total nitrogen reduction in different treatment stages

Figure 8 shows the nitrate load vs. the denitrification rate. The highest nitrate load on the filters was during the third test period i.e. with the hydraulic load of 14 m<sup>3</sup>/h. When the load on the filter reached 2 kgNO<sub>3</sub>-N/m<sup>3</sup>d the nitrate reduction in the Bioty filter started to deviate from linear correspondence. The upper nitrate load limit on Biofor filter was not achieved in the test runs. The amount of nitrate removed was always less than the nitrate load because the methanol dose was intentionally too small. Better denitrification rates has been reported elsewhere but without notes of nutrient limitations. The average nitrate loads and denitrification rates during test periods are collected in table 4.

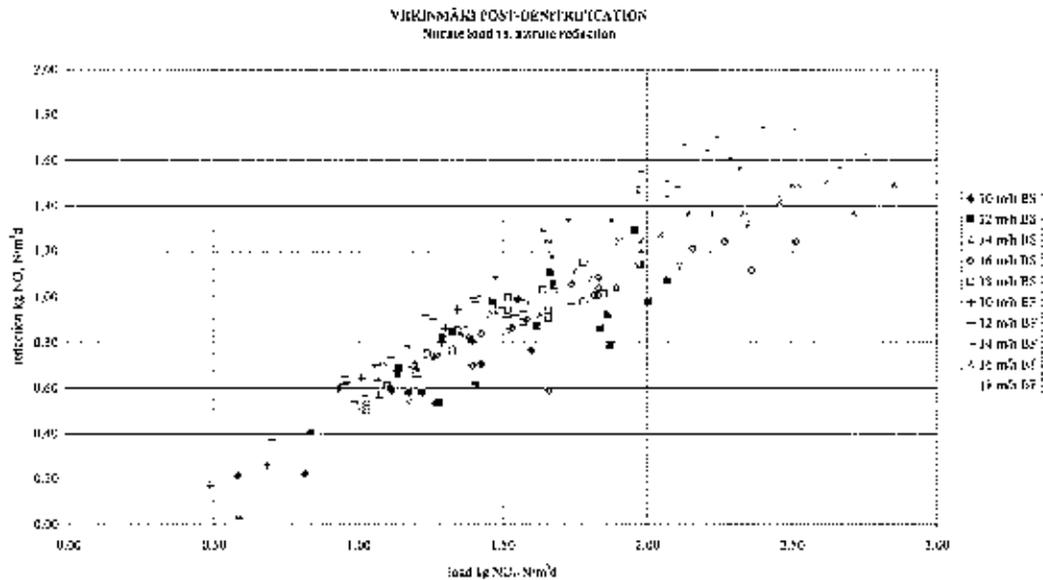


Figure 8. Incoming nitrate load and denitrification rate in the post-denitrification test run

	10	12	14	16	18
Biostyr	m/h	m/h	m/h	m/h	m/h
$\text{kgNO}_3\text{-N}_{\text{in}}/\text{m}^3\text{d}$	1,2	1,6	2,3	1,8	1,5
$\text{kgNO}_3\text{-N}_{\text{red}}/\text{m}^3\text{d}$	0,6	0,9	1,4	1,0	0,9
Biofor	10	12	14	16	18
m/h	m/h	m/h	m/h	m/h	m/h
$\text{kgNO}_3\text{-N}_{\text{in}}/\text{m}^3\text{d}$	1,0	1,3	1,9	1,5	1,2
$\text{kgNO}_3\text{-N}_{\text{red}}/\text{m}^3\text{d}$	0,6	0,9	1,4	0,9	0,7

Table 4. Average nitrate loads and denitrification rates during test periods in the post-denitrification test run

### BOD<sub>7</sub>

As the post-denitrification is the final treatment unit the effluent has to meet BOD<sub>7</sub> requirements in spite of the carbon source addition. The BOD<sub>7</sub> values of the feed water and treated water are given in figure 9. During the period 24.2.-26.3. the feed water sample contained also the methanol dosed.

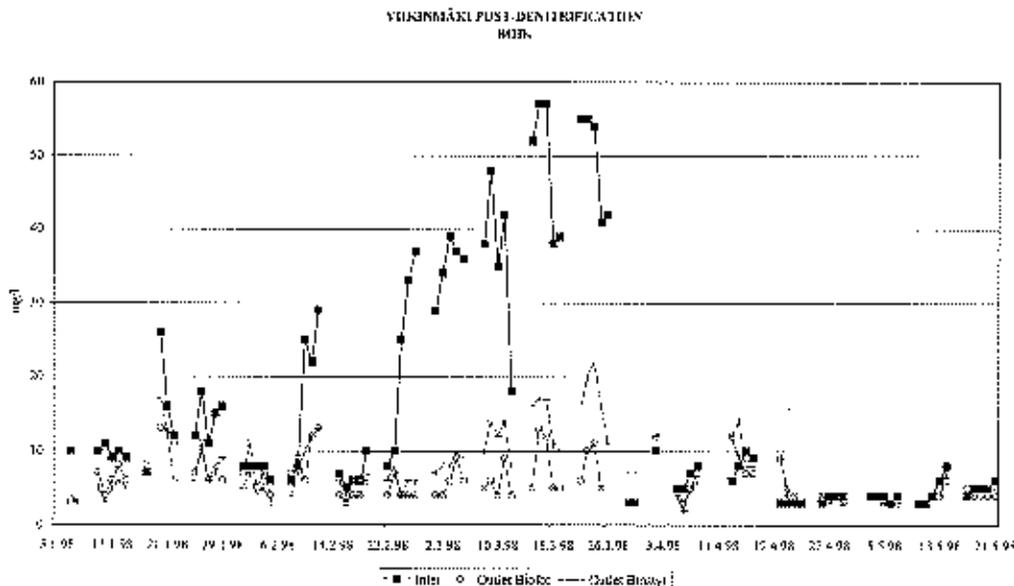


Figure 9. BOD<sub>7</sub> values of the feed water and treated sewage in the post-denitrification test run.

In the third test period, when the nitrate load was at its highest, the BOD<sub>7</sub> values of Biostyr effluent were higher than the limit value 10 mg/l. This indicates that the filter had reached its maximum capacity as there was also an increase in the Biostyr effluent nitrate concentrations. A similar phenomena was noticed in the Biofor effluent but not so that the limit values would have been exceeded.

## Phosphorus

The total phosphorus concentrations in the effluents (figure 10) did meet well the treatment requirement. There was no difference between the filters tested.

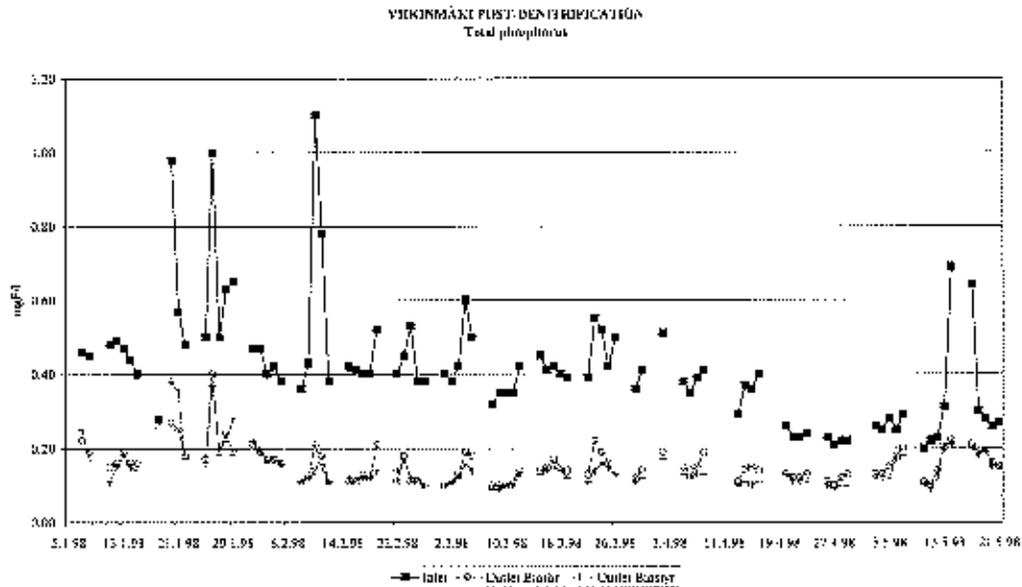


Figure 10. Total phosphorus of the feed water and treated sewage in the post-denitrification test run.

The amount of soluble ortophosphate (figure 11) in the treated water was constantly very low except the final test period when the nitrate to be removed was at its lowest. This indicates that the biofilm processes were phosphate limited.

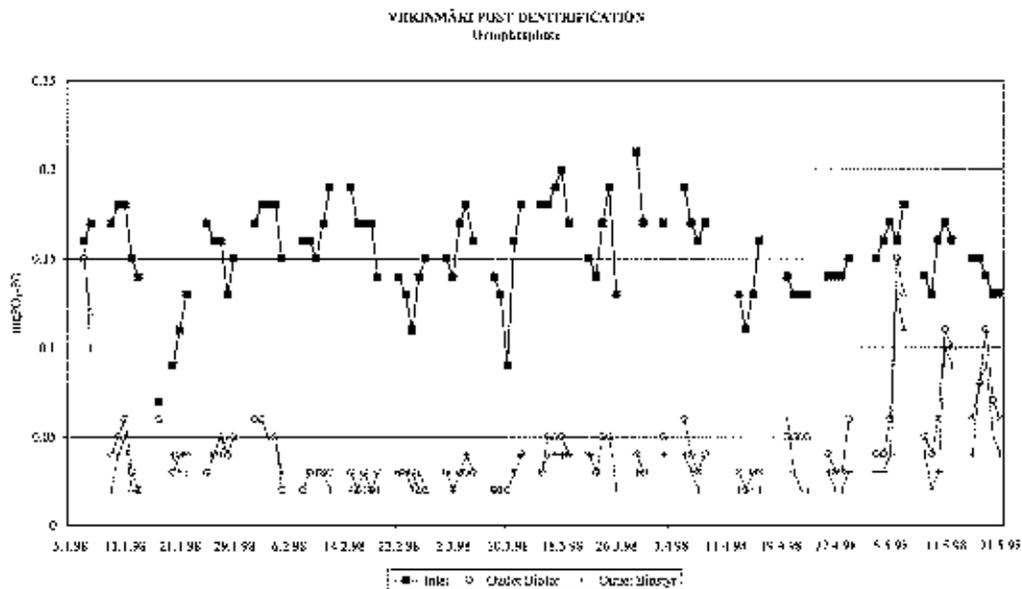


Figure 11. Ortophosphate of the feed water and treated sewage in the post-denitrification test run.

## Suspended solids

In all the test periods, the suspended solids content of the sewage treated in the filter units was lower than that of the feed water (figure 12). The biological filter process can therefore be judged a good post-treatment process. The solids separation had naturally its limits, which was noticed during unintentional sludge flights from the secondary sedimentation basin but it was not studied systematically during these test periods.

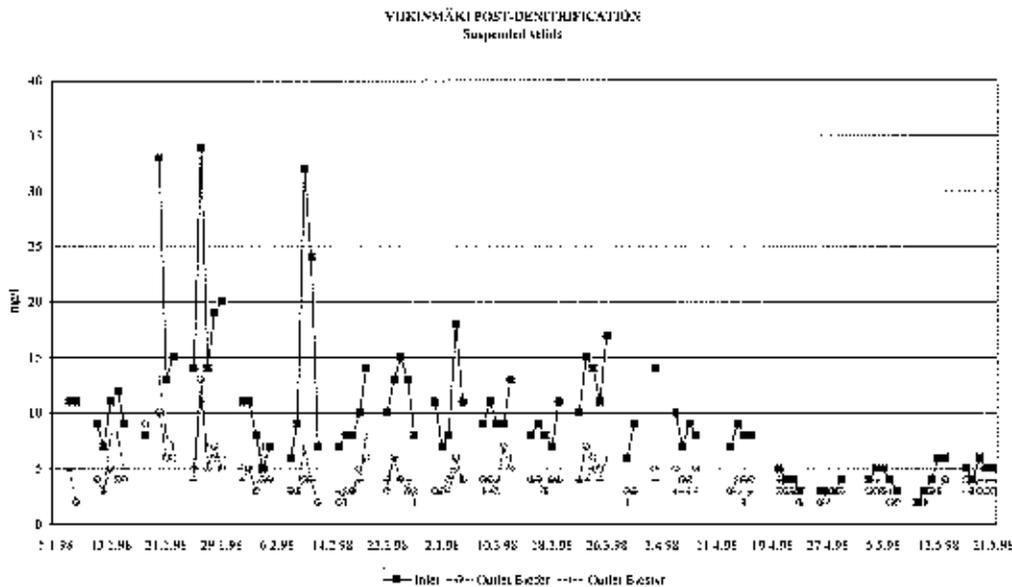


Figure 12 . Suspended solids of the feed water and treated sewage in the post-denitrification test run.

## Other results

### Temperature

The temperature of the sewage ranged between 11.1 and 15.6°C during the test periods. The average temperatures (table 5) were fairly constant.

	10	12	14	16	18
Temperature	m/h	m/h	m/h	m/h	m/h
°C	13,5	13,7	13,7	13,3	13,8

Table 5. Average temperatures of the feed water during test periods.

### Methanol consumption

The biofilm processes were intentionally carbon limited and the amount of methanol fed in was not the optimum in all situations, and this found reflection as incomplete denitrification yet during the third test period there was an increase in both BOD<sub>7</sub> and nitrate concentrations in the Biostyr filter effluent. The methanol dosage per removed nitrate is shown in figure 13.

VIEKINMÄKI POST-DENITRIFICATION  
Methanol dosage

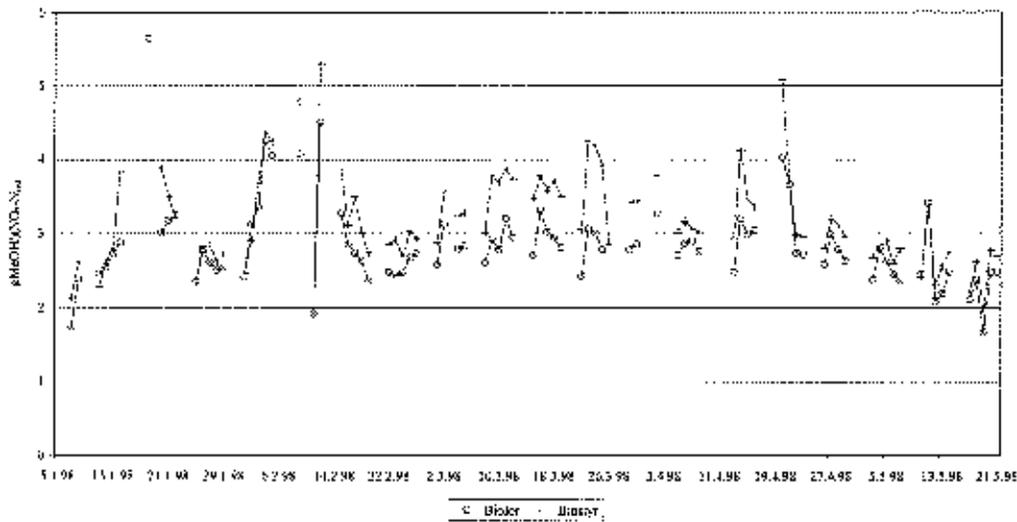


Figure 13. The methanol dosage per removed nitrate in the post-denitrification test run.

In table 6 both methanol dosage per removed nitrate and methanol dosage per influent nitrate are shown as test period averages. The deviations in the methanol dosage per influent nitrate between the filters were merely due to inaccuracies of the dosing equipment. The Biofor filter's better nitrate removal reflects also here as lower methanol to removed nitrate ratios.

		10	12	14	16	18
		m/h	m/h	m/h	m/h	m/h
Biostyr	gMeOH/gNO <sub>3</sub> -N <sub>in</sub>	1,6	1,9	2,1	1,8	1,6
	gMeOH/gNO <sub>3</sub> -N <sub>red</sub>	3,2	3,2	3,5	3,4	2,7
		10	12	14	16	18
		m/h	m/h	m/h	m/h	m/h
Biofor	gMeOH/gNO <sub>3</sub> -N <sub>in</sub>	1,7	1,9	2,1	1,7	1,4
	gMeOH/gNO <sub>3</sub> -N <sub>red</sub>	2,8	2,9	2,9	3,0	2,5

Table 6. Average methanol dosage and methanol consumption during test periods.

### Backwashes

The backwash results were only indicative, because the pilot-scale backwashes do not necessarily correspond to full-scale backwashes. The test programme did not allow backwash water consumption to be optimised, aiming rather to achieve adequate backwashing efficiency.

The backwash interval for Biostyr averaged 33 h so that a miniwash took place once in between real backwashes. The overall time for real backwash was 18 min and for

miniwash 5 min. Consumption of water averaged 1.8 m<sup>3</sup> for real backwash and 0.6 m<sup>3</sup> for miniwash.

For Biofor filter the backwash interval averaged 45 h. The overall time was 26 min and consumption of backwash water was 3 m<sup>3</sup>.

The head losses before and after backwashes during different test periods are collected in table 7. The Biostyr filter had higher head loss during all test periods.

		Head loss	10	12	14	16	18
Biostyr			m/h	m/h	m/h	m/h	m/h
before backwash	mmH <sub>2</sub> O		1890	1930	2040	2180	2310
after backwash	mmH <sub>2</sub> O		440	700	890	1050	1300
		Head loss	10	12	14	16	18
Biofor			m/h	m/h	m/h	m/h	m/h
before backwash	mmH <sub>2</sub> O		1400	1610	1960	1920	1640
after backwash	mmH <sub>2</sub> O		150	190	280	260	330

Table 7. Head losses before and after backwash

## Summary

In the tests, the biological filters acted as a post-denitrification process after the DN-activated sludge process. As a final treatment unit the biological filter effluent has to meet all treatment requirements concerning BOD<sub>7</sub>, nitrogen and phosphorus and it has to operate under carbon and phosphorus limiting conditions for denitrification.

The manufactures decisions to choose different filter bed heights and thus different filter volumes made it difficult to do certain comparisons but it was taken as a manufactures design for this particular treatment case.

The average inlet and outlet concentrations and nitrogen reduction during test periods are collected in table 8.

	10	12	14	16	18
	m/h	m/h	m/h	m/h	m/h
$\text{NO}_3\text{-N}_{\text{in}}$ mg/l	12,5	13,7	16,9	11,9	8,3
Biostyr $\text{NO}_3\text{-N}_{\text{out}}$ mg/l	5,8	6,3	7,0	5,5	3,4
Biofor $\text{NO}_3\text{-N}_{\text{out}}$ mg/l	4,7	4,9	4,7	5,0	3,6
	10	12	14	16	18
	m/h	m/h	m/h	m/h	m/h
Biostyr tot- $\text{N}_{\text{red}}$ %	73	78	81	73	80
Biofor tot- $\text{N}_{\text{red}}$ %	77	81	86	74	79
	10	12	14	16	18
	m/h	m/h	m/h	m/h	m/h
$\text{BOD}_{7\text{in}}$ mg/l	12,6	10,6	(42)	5,7	4,4
Biostyr $\text{BOD}_{7\text{out}}$ mg/l	6,9	6,4	12,8	7,0	4,0
Biofor $\text{BOD}_{7\text{out}}$ mg/l	7,8	6,3	6,8	6,3	3,8
	10	12	14	16	18
	m/h	m/h	m/h	m/h	m/h
tot- $\text{P}_{\text{in}}$ mg/l	0,55	0,47	0,43	0,35	0,30
Biostyr tot- $\text{P}_{\text{out}}$ mg/l	0,22	0,14	0,13	0,12	0,14
Biofor tot- $\text{P}_{\text{out}}$ mg/l	0,21	0,14	0,14	0,14	0,15
	10	12	14	16	18
	m/h	m/h	m/h	m/h	m/h
$\text{PO}_4\text{-P}_{\text{in}}$ mg/l	0,15	0,16	0,16	0,15	0,15
Biostyr $\text{PO}_4\text{-P}_{\text{out}}$ mg/l	0,05	0,03	0,03	0,03	0,05
Biofor $\text{PO}_4\text{-P}_{\text{out}}$ mg/l	0,05	0,03	0,03	0,04	0,07
	10	12	14	16	18
	m/h	m/h	m/h	m/h	m/h
$\text{SS}_{\text{in}}$ mg/l	15,0	11,3	10,8	7,4	4,2
Biostyr $\text{SS}_{\text{out}}$ mg/l	6,5	4,1	4,0	2,9	3,1
Biofor $\text{SS}_{\text{out}}$ mg/l	5,8	3,8	4,4	3,7	2,8

Table 8. The average inlet and outlet concentrations and nitrogen reduction during test periods

The both Biostyr and Biofor filters did meet all treatment requirements for final effluent except  $\text{BOD}_7$  value in the Biostyr effluent during the third test period when the nitrate load on filters were at its highest. In general the treatment results of the Biofor filter were slightly better as those of Biostyr filter, which reflects also to specific methanol consumption.

To improve the nitrogen removal at Helsinki Viikinmäki wastewater treatment plant a DN-activated sludge process can be completed with a post-denitrification unit using hydraulic loads up to 18 m/h and nitrate loads up to 2  $\text{kgNO}_3\text{-N/m}^3\text{d}$ . Even better denitrification rates has been reported elsewhere but without notes of nutrient limitations. With a methanol dosage of 2.5-3.4  $\text{gMeOH/gNO}_3\text{-N}_{\text{red}}$  a 70-90% nitrogen reduction can be achieved.

## References

- Andersen V.R. (1996) Experience in nutrient removal in a fixed-film system at full-scale wastewater treatment plants. *Biofilm Systems, 3<sup>rd</sup> Int. IAWQ Spec. Conf. On Biofilm Systems*, Copenhagen, 27.-30.8.1996.
- Baijenbruch M., Behrendt J., Boll R., Flemming H.-C. and Sieker C., (1998) Stand und Entwicklungstendenzen bei der Abwasserreinigung mit Biofiltern. *Korrespondenz Abwasser* 45(5), 929-935.
- Bundgaard E., Andersen K.L., Andersen V.R., Hong S.N. and Heist J. (1995) Nutrient removal in fixed-film systems. *WEFTEC '95, Water Environment Federation 68<sup>th</sup> Conf.*, Miami, Florida 21.-25.10.1995.
- Böhm B. and Wilderer P.A. (1997) Biofilm-Technologie zur Reinigung kommunaler Abwasser: Mode oder Moderne? *Korrespondenz Abwasser* 44(6), 1000-1005.
- Chudoba P., Bourdieu M., Truc A. and Pujol R. (1998) A new fixed-film denitrification reactor for wastewater treatment. *WEFTEC '98, Water Environment Federation 71<sup>st</sup> Conf.*, Orlando, Florida 3.-7.10.1998.
- Hamon M., Pujol R., Sagberg P., Tandberg I. and Ydstebø L. *From pilot to full scale plant – nitrogen removal with biofiltration process*
- Jepsen S.-E. and la Cour Jansen J. (1993) Biological filters for post-denitrification. *Water Science and Technology* 27(5-6).
- Karschunke K. and Sieker C. (1997) Grenzen der Denitrifikation in der Biofiltrationstechnik am Beispiel der Kläranlage Nyborg. *GWf-Wasser-Abwasser*, 138(1997)7, 337-344.
- Lemmer H., Zaglauer A. and Metzner G. (1997) Optimierung der Denitrifikation im Festbettverfahren. *Korrespondenz Abwasser* 44(9), 1581-1588.
- Lemmer H., Zaglauer A. and Metzner G. (1997) Denitrification in a methanol-fed fixed-bed reactor. Part 1: Physico-chemical and biological characterization. *Water Research* 31, 1897-1902.
- Lemmer H., Zaglauer A., Neef A., Meier H. and Amann Rudolf (1997) Denitrification in a methanol-fed fixed-bed reactor. Part 2: Composition and ecology of the bacterial community in the biofilms. *Water Research* 31, 1903-1908.
- Puznava N., Zeghal S. and Reddet E. (1998) Classical feedback/feedforward control applied to methanol dosing for post-denitrification. *WEFTEC '98, Water Environment Federation 71<sup>st</sup> Conf.*, Orlando, Florida 3.-7.10.1998.

Strohmeier A. (1996) Upgraded WwTP confirms Rostock's clean image. *World Water and Environmental Engineering*, September 1996

Strohmeier A. and Schroeter L. (1993) Experiences with biological filtration in advanced waste water treatment. *European Water Filtration Congress*, Ostend, 15.-17.3.1993.

Tandberg I. and Ydstebø L. (1992) Innledende denitrifikasjonsforsøk.. VEAS utbygging 1991-1996. *FoU-RAPPORT 3-01*.

Zeghal S., Nagem Nogueira F., Salzer C. and Rogalla F. (1995) Tertiary denitrification using an upflow floating biofilter. *WEFTEC '95, Water Environment Federation 68<sup>th</sup> Conf.*, Miami, Florida 21.-25.10.1995.

Zeghal S., Reddet E. and Puznava N. (1998) Classical feedback/feedforward control applied to methanol dosing for post-denitrification. *WEFTEC '98, Water Environment Federation 71<sup>st</sup> Conf.*, Orlando, Florida 3.-7.10.1995.



# Resursförbrukning och driftkostnader vid nitrogenrening i nordiska reningsverk

Peter Balmér

GRYAAB, Karl den IX:s väg, S-418 94, Göteborg, E-mail: [peterb@gryaab.se](mailto:peterb@gryaab.se)

## Varför kostnadsjämförelser?

Alla vet att det är svårt att jämföra kostnader. Man får aldrig med alla faktorer av betydelse och alla jämförelser har en tendens att missbrukas. Varför då alls göra jämförelser? Vi vet emellertid att jämförelser alltid görs. Vi vet också att VA-verksamheten i de nordiska länderna styrs av politiker. De är mycket intresserade av jämförelser och om vi inte själva gör jämförelser så kommer de att göras av andra. Jag är övertygad om att det är mycket bättre om sakkunnigt VA-folk gör jämförelserna än om ekonomer eller politiska sekreterare blandar sig i detta arbete. Goda kostnadsjämförelser är naturligtvis av stort intresse för oss som arbetar med VA-verksamhet. Att jämföra sig med andra kan ge värdefulla impulser till förbättringar och benchmarking är ju ett av dagens modeord.

## Varför driftkostnader?

Den kostnad man skulle vilja jämföra, vid alla övriga förhållanden lika, är den totala kostnaden sett över hela livstiden för en anläggning. Detta blir troligen aldrig möjligt då livslängden för VA-anläggningar är lång och över en längre tidsperiod undergår de allra flesta anläggningar stora förändringar.

Kostnaderna för en anläggning består av driftkostnader och kapitalkostnader. Då det ofta finns samband mellan drift och kapitalkostnader borde dessa behandlas samman. Detta synes dock nästan omöjligt eftersom anläggningarna är byggda vid olika tidpunkter och ofta i etapper. De är i olika grad avskrivna och olika avskrivningstider tillämpas. Lån har upptagits i olika räntelägen och inte alltid i fri konkurrens. Den enda möjlighet jag ser att göra "rättvisa" jämförelser av kapitalkostnader vore att kalkylera ett återanskaffningsvärde för de anläggningar som jämförs och sedan applicera samma avskrivningstider och kostnader för kapital. En viss bild av relativa kapitalkostnader kan, för verk av den storlek som här studeras, erhållas från bassängvolymerna.

Att jämföra driftkostnader har den fördelen att många data kan ges i icke-monetära enheter (kWh, manår etc.) vilket underlättar jämförelser om någorlunda

lika anläggningar jämförs. Att jämföra driftkostnader så som görs i denna studie kan dock bli helt missvisande om det görs utan eftertanke. Att välja en processlösning som ger höga driftkostnader men i gengäld ger låga investeringar eller någon annan viktig nytta, t.ex. sparat utrymme, kan vara mycket väl motiverat samtidigt som det också kan vara väl motiverat att ta stora investeringar om man därigenom vinner låga driftkostnader eller någon annan nytta.

Flertalet större nordiska reningsverk är nu utbyggda för kväve- och fosforrening. Vid utbyggnaden har vitt skilda processtekniska lösningar valts. Lösningarna är i några fall i det närmaste framtvungade av de lokala förhållandena. Det är lockande att nu på olika sätt jämföra dessa anläggningar. För alla anläggningarna var 1998 det första reguljära driftåret varför det är uppenbart att ingen av anläggningarna är fullt intrimmad. Av denna anledning skulle det vara intressant att upprepa denna studie om några år.

## Studerade anläggningar

Vestfjorden Avløpssekskap (VEAS) renar avloppsvatten från Oslo och från de västra förortskommunerna. Anläggningen som är förlagd i berg togs i drift 1982 och var ursprungligen en anläggning där fällningskemikalier tillsattes direkt till inkommande vatten följt av sedimentering. När krav om 70% nitrogenrening ställdes, valde man efter omfattande försök, att behålla kemisk fällning som ett första steg, men genom effektivare kemikalier och utformning kunde sedimenteringsarean radikalt minskas. Den yta som då blev över användes för installation av biologiska filter. I ett första luftat filtersteg avlägsnas resterande organisk substans och nitrogen oxideras till nitrat. I det andra filtersteget tillsätts metanol och i detta steg denitrifieras nitraten. Anläggningen kunde härigenom utbyggas till nitrogenrening utan att de befintliga bergumsvolymer behövde utvidgas. Slambehandlingen består av mekanisk förtjockning, rötning och avvattning i kammarfilterpressar. Ammoniak avdrivs från det alkaliska rejektivattnet. För en närmare beskrivning av anläggningen se Sagberg et.al (1998). Avloppsvattnet leds till anläggningen i ett långt tunnelsystem. Tillskottet av läck- och dränvatten är stort, varför avloppsvattnet har låg föroreningskoncentration, det är aerobt och kallt.

Ryaverket i Göteborg behandlar avloppsvatten från Göteborg och fem förortskommuner. Anläggningen har byggts i flera etapper. Den ursprungliga anläggningen stod färdig 1971 och var en exceptionellt högbelastad aktivt slammanläggning utan försedimentering som 1982 byggdes till med försedimentering och mera luftningsvolym så att slamåldern ökade till 3-4 dygn. Några år därefter infördes simultanfällning utan några volymmässiga förändringar. Anläggningen utvidgades för nitrogenrening och ökad kapacitet 1994-1997. Detta skedde genom att ett separat nitrifikationssteg byggdes i form av en biobädd, där en delström av det renade vattnet nitrifieras, varefter det recirkuleras till aktivt slamsteget, där det denitrifieras genom att en del av volymen gjorts anoxisk. Tillbyggnaderna har skett utan att någon ny areal tagits i anspråk. Detta har kunnat ske genom att volym tillskapats i aktivt slamblocket genom att

väggarna byggts på och genom att eftersedimenteringsblocket försetts med nya bassänger ovanpå de befintliga. Bassängblocken är inte överbyggda. Tillbyggnaden är beskriven av Balmér et al (1998). Slambehandlingen består av gravitationsförtjockning, rötning och avvattning med centrifuger eller bandfilter. Avloppsvattnet leds till anläggningen i ett långt tunnelsystem. Tillskottet av läck- och dränvatten är avsevärt. Avloppsvattnets koncentration är låg (dock ej så låg som på VEAS) och avloppsvattnet är under större delen av året aerobt.

I Köpenhamn driver Lynettenfelleskapet två reningsverk Lynetten och Damhusåen. Lynettenanläggningen har avancerad slambehandling i form av torkning och förbränning. Det är inte enkelt att separera dessa kostnader varför endast data för Damhusåen presenteras här. Damhusåen var ursprungligen en anläggning med mekanisk rening som har utbyggts för nitrogenrening och biologisk fosforrening (viss kemikaliedosering förekommer dock) enligt "Bio-denipho"-förfarandet. Bassängblocken är inte överbyggda. Slambehandlingen består av mekanisk förtjockning, rötning och avvattning i centrifuger. Det avvattnade slammet transporteras till Lynetten för torkning och förbränning. Anläggningen övervakas under icke arbetstid från den ständigt-bemannade Lynettenanläggningen.

Henriksdalsverket i Stockholm byggdes ursprungligen 1941 för mekanisk rening. Anläggningen byggdes sedan ut med biologisk rening (aktivt slam) och kemisk fällning. När verket skulle byggas ut för nitrogenrening valde man en lågt belastad aktivt slamprocess med fördenitrifikation. För fosforreningen förlitar man sig på simultanfällning med järn(II)sulfat. Efter aktivt slambehandlingen undergår vattnet också en slutfiltrering. Vid flöden över aktivt slamstegets kapacitet kan försedimenterat vatten shuntas förbi biosteget direkt till filtersteget. Slambehandlingen består av gravitationsförtjockning (överskottsslammet förtjockas dock med centrifuger), rötning och avvattning i centrifuger. Henriksdalsanläggningen är insprängd i berg.

Vid SYVAB söder om Stockholm har man i princip behållit den ursprungliga aktivt slamanläggningen och driver denna så att man får full nitrifikation och fosfor faller ut i detta steg, också här med järnsulfat. Anläggningen har också ett efterfällningssteg i vilket ingen egentlig behandling sker. Denitrifikationen sker i ett efterföljande nybyggt steg i en fluidiserad bädd. Här måste extra kolkälla tillsättas. Det denitrifierade vattnet filtreras i ett sista steg. Slambehandlingen består av gravitationsförtjockning (överskottsslammet förtjockas dock med centrifuger), rötning och avvattning i centrifuger. Det finns också möjlighet att torka slammet men denna möjlighet nyttjades inte under 1998. SYVAB-anläggningens bassängblock är ej överbyggda.

Allmänna uppgifter om verken finns i tabell 1.

Tabell 1. Bakgrundsdata för de studerade verken.

	Damhusåen	SYVAB	VEAS	Henriksdal	GRYAAB
Genomsnittlig tillr. m <sup>3</sup> /s	0,80	1,20	3,5	2,6	3,8
Antal anslutna p	233.700	244.500	428.000 <sup>1)</sup>	608.000	579.000
Anslutning som pe1 <sup>2)</sup>	204.600	237.400	525.600	634.700	671.000
Anslutning som pe2 <sup>2)</sup>	194.000	245.300	602.000	610.000	721.000
Bassängvolym l/pe2	608	343	68 <sup>3)</sup>	484	226
BOD in/ut ton/år	3737/127	6240/240	-	15500/158	16430/1200
N in/ut ton/år	896/166	1040/170	2302/653	2780/623	2940/1700
P in/ut ton/år	199/33	190/17	379/12	513/9	510/66
Borttagen OCP kton/år	33,4	39,0	73,6	104,6	82,0
Slammängd kg TS/pe1	18,1	23,6	22,8	20,1	21,9

1) Troligen för låg siffra enl. VEAS. 2) Se text. 3) Ej jämförbart, se text.

## Metod

Uppgifter om de olika anläggningarna har inhämtats genom besök vid resp. anläggning. Utgångspunkten har varit den samlade driftkostnaden vid anläggningen år 1998. (Från dessa kostnader har dragits det som är att hänföra till kostnader utanför reningsverket, t.ex. kostnader för tunnlar, ledningar och pumpstationer, kostnader för slamdisonering och recipientundersökningar. Eventuella kostnader för dricksvatten, för arrenden och hyror är ej med, ej heller kostnader för analyser och administration. För tekniska olikheter är det så långt som möjligt kompenserat. Energiförbrukning och energikostnader för inloppsmellan- och utloppspumpstationer är borträknat (pumphöjden kan skilja avsevärt) och om energi produceras internt är energikostnaderna beräknade utifrån den totala förbrukningen, ej den köpta. För anläggningsdelar som ej finns på alla verk som efterbehandling i sandfilter så är kostnaderna för dessa anläggningsdelar bortdragna. Kostnader för FoU-arbete som är av utpräglat långsiktig karaktär är ej med, ej heller kostnader för större underhållsarbeten av reinvesteringskaraktär. Metodiken finns beskriven av Balmér och Mattsson (1994).

## Resultat och diskussion

### Bas för kostnadsjämförelser

Vilken basenhet skall driftkostnaderna relateras till? Kunderna ser oftast kostnaden som en avgift per m<sup>3</sup> förbrukat renvatten. Det vanligaste förefaller vara att relatera kostnaderna till det antal m<sup>3</sup> avloppsvatten som behandlats i anläggningen. Det kan dock ge konstiga effekter. Vid Ryaverket i Göteborg har vi under de senaste åren haft en årstillrinning som varierat mellan 100 och 140 miljoner m<sup>3</sup> med enbart marginell påverkan av driftkostnaderna. Att ange

driftkostnader eller totalkostnader per m<sup>3</sup> behandlat avloppsvatten blir således uppenbart fel (Balmér 1998). Använder man antal anslutna personer eller personekvivalenter eller något måttal som uttrycker belastning som t.ex. kg BOD/d så undgår man dessa problem men det finns kanske andra.

Vilka faktorer är det då som bestämmer driftkostnaderna? Storlek på själva anläggningen är självfallet en viktig faktor. En större anläggning har fler bassänger och fler maskiner som skall drivas och underhållas. Designen har också betydelse. Om två i övrigt lika anläggningar delas på olika antal linjer är det rimligt att förvänta att den med större antal linjer får högre driftkostnader. Å andra sidan har anläggningen med fler linjer oftast större flexibilitet.

Vilka faktorer bestämmer då anläggningens storlek vid i övrigt lika förhållanden? För vattenbehandlingens biologiska del är det främst massflödet som är bestämmande medan det för förbehandling och för sedimenteringsbassänger och eventuell filtrering främst är volymflödet. Slambehandlingsdelens storlek bestäms i huvudsak av massflödet. Resonemanget ovan har relevans främst vad gäller kostnader för personal direkt involverad i drift och underhåll och för andra underhållskostnader. För fastigheter, mark- och elförsörjning är det svårt att avgöra om de skall relateras till massflöde eller volymflöde.

Kostnader för energi består av den volymflödesproportionella pumpningen (som dock ej är med bland de kostnader som här diskuteras) samt den massflödesberoende luftningen. Övriga el-energikostnader är svårt att relatera till mass- eller volymflöde.

Kostnaderna för kemikalier, såväl på vatten- som slamsida, synes främst relaterade till massflöden.

Relationerna mellan olika kostnadsposter varierar mellan olika anläggningar men som ett grovt genomsnitt kan nedanstående antas:

- A Personalkostnader och underhållsrelaterade tjänster och material. Med hänvisning till diskussionen ovan bedöms grovt hälften vara relaterat till volymflödet och hälften till massflödet. Posten A utgör ca 50 % av totalkostnaden.
- B Energikostnader. Av dessa antas hälften bero av massflödet och hälften vara relaterade till verkets storlek, men ej speciellt varken till volym- eller massflöden. Posten B utgör ca 25% av totalkostnaden.
- C Kemikaliekostnader. Dessa är främst relaterade till massflödet. Posten C utgör ca 10 % av totalkostnaden.
- D Diversekostnader. Dessa är troligen relaterade till verkets storlek, men ej speciellt varken till mass- eller volymflöden. Posten D utgör ca 25% av totalkostnaden.

En viktning mellan volym- och massflöden blir då:

$$\begin{aligned}\text{volymflöde} &= \frac{0,5A}{A + 0,5B + C} \\ \text{massflöde} &= \frac{0,5A + 0,5B + C}{A + 0,5B + C}\end{aligned}$$

Från resonemanget ovan skulle man kunna hävda att ett måttal att relatera kostnader för driftpersonal och underhållsrelaterade tjänster och material till skulle kunna sammansättas till 2/3 av ett massflödesrelaterat tal och till 1/3 av ett volymflödesrelaterat tal.

Jag är utomordentligt väl medveten om alla svagheter i resonemanget ovan men jag är också övertygad om att vi måste sträva efter en bra bas för jämförelser och då måste vi pröva olika sätt att närma oss problemet.

Det tal jag kommer att relatera kostnader och andra måttal till blir därför dels personekvivalent 1 (pe1) som beräknas som massflödet in till verket av nitrogen dividerat med en specifik nitrogenbelastning av 12 g-N/p·d och dels personekvivalent 2 (pe2) som beräknas som

$$pe2 = pe1 \cdot 0,67 + (\text{genomsnittligt dygnsflöde}/0,4) \cdot 0,33$$

Det har således antagits 400 l/p · d som specifik tillrinning.

Antalet pe1 har således beräknats från massflödet av nitrogen. Man skulle också kunna beräkna antal personekvivalenter baserat på fosfor men det bedöms som mindre lämpligt då skillnaden i specifik fosforbelastning mellan de nordiska länderna är stora. BOD-belastningen bedöms också som en osäker jämförelsebas då avsevärd omvandling av organiskt material kan ske i ledningssystem och tunnlar.

## Valuta

De olika nordiska kronornas värde är olika och varierar speciellt vad gäller den svenska kronan. Här har alla kostnader omräknats till Euro (E) med de kurser som gällde vid årsskiftet 98/99. De var

DKK/EUR	7,43
NOK/EUR	8,83
SEK/EUR	9,50

## Kemikaliekostnader för vattenbehandling

Kemikaliekostnaderna skiljer mycket mellan verken, tabell 2. Mycket lågt ligger här Damhusåen som har biologisk fosforrening och som klarar denitrifikationen utan kolkälletillsats. Mycket högt ligger VEAS där man använder en dyr metallkoagulant plus polymer, men här är syftet, förutom fosforfällningen, att

uppnå en mycket god avskiljning av organiskt material och att få en flock som har exceptionell sjunkhastighet, då försedimenteringsbassängerna är belastade med i genomsnitt 7,5 m/h. VEAS-anläggningen har också efterdenitrifikation vilket medför behov av extern kolkälla.

Tabell 2. Förbrukning och kostnader för vattenbehandlingskemikalier.

	Damhusåen	SYVAB	VEAS	Henriksdal	GRYAAB
Fällningskemikalier	JKL	FeSO <sub>4</sub>	PAX + JKL	FeSO <sub>4</sub>	FeSO <sub>4</sub>
Förbrukning mol/pe1·år	11,6	21,0	37,6	36,9	31,6
Förbrukning mol/mol P <sup>1</sup>	0,44	1,10	1,67	1,44	1,48
Polymer kg/pe1·år	-	-	0,056	-	-
Denitrifikationskemikalier kg COD/pe1·år	-	13,5	10,5	-	-
Denitrifikationskemikalier kg COD/kg N <sup>1</sup> ·år	-	3,69	3,34	-	-
Kostnader E/pe1·år	0,29	2,71	4,3	0,45	0,39
Fiktiv kostnad vid samma N- rening, E/pe1·år	0,36	2,38	6,45	0,736	1,74

<sup>1</sup>) Angivet per kg N resp. P borttaget.

Jämförelserna är inte rättvisande eftersom de olika verken har olika nitrogenutsläpp. Det lägsta nitrogenutsläppet har SYVAB med 0,72 kg N/pe1. år. Om de övriga verken skulle minska sina nitrogenutsläpp till samma nivå och det antas att detta sker genom tillsats av 5 kg COD/kg N så kan en fiktiv dosering av extern kolkälla beräknas för dessa verk. Om kolkällepriset sätts till E 0,15/kg COD å kan en fiktiv kostnad för vattenbehandlingskemikalier beräknas vid samma utsläppsnivå. Från tabell 2 kan vi då se att de inbördes relationerna i kemikaliekostnader mellan verken förändrar sig.

### Kemikaliekostnader för slambehandling

Vad gäller slambehandlingskemikalier, tabell 3, skiljer sig VEAS från de andra verken, då man nyttjar kammarfilterpressar och doserar kalk i tillägg till polymerer. För de tre svenska verken är förbrukningar och kostnader ganska lika medan Damhusåen ligger högre, beroende dels på större dosering dels på högre kilopris för de använda polymererna.

Tabell 3. Förbrukning och kostnader för slambehandlingskemikalier.

	Damhusåen	SYVAB	VEAS	Henriksdal	GRYAAB
Kemikalier	polymer	polymer	polymer+kalk	polymer	polymer
Förbrukning g/pe1·år	145	82	84+7960	112	103
Förbrukning kg/ton TS	8,0	3,5	3,4+327	5,6	4,7
Kostnad E/pe1·år	0,90	0,24	1,12	0,28	0,31

## Energiförbrukning

El-energiförbrukningen framgår av tabell 4. SYVAB har något högre energiförbrukning än Henriksdal och Damhusåen som också är aktivt slamavläggningsanläggningar. SYVAB har emellertid ren efterdenitrifikation och detta kan förklara en stor del av differensen.

Intressant att notera är att GRYAAB som nitrifierar i en biobädd med pumpning till och från biobädden ej har någon högre energiförbrukning än aktivt slamverken. Det skall dock noteras att vid GRYAAB blir inte allt nitrogen oxiderat till nitrat. Om hänsyn tas till detta ligger troligen GRYAAB likt eller något högre än aktivt slamverken. VEAS med en helt annorlunda utformning med pumpning genom två filtersteg och ren efterdenitrifikation ligger mellan aktivt slamavläggningsanläggningarna med fördenitrifikation och efterdenitrifikation.

Tabell 4. Energiförbrukning och energikostnader.

	Damhusåen	SYVAB	VEAS	Henriksdal	GRYAAB
Köpt el-energi GWh/år	4,6	23,5	24,4	13,3	21,9
Produc. el-energi GWh/år	3,8	0	10,2	12,6	12,9
Förbrukad el-energi GWh/år	8,4	23,5	34,6	25,9	34,8
Korr. el-energi i förbr. GWh/år	7,4	11,2	22,8 <sup>1</sup>	19,7 <sup>1</sup>	20,9
Annan energiförbr. GWh/pe1·år	0	0	0	3,0	0
Korr. el-energi i förbr. kWh/pe1·år	35,9	47,2	43,4	31,0	31,1
El-pris, E/MWh	56,2	42,1	33,5	52,6	47,3
Energikostnad E/pe1·år	2,02	1,98	1,45	1,99	1,47

<sup>1</sup>) Berganläggningar, 1,8 GWh bortdraget för extra ventilation.

När den totala energikostnaderna jämförs skall man ha i minnet att kWh-priset skiljer avsevärt och att Henriksdal inte kan utnyttja sin egenproducerade värme för en del av verket utan måste köpa dyr fjärrvärme.

## Personal

Antalet personer direkt engagerade i driften av respektive reningsverk framgår av tabell 5. Administrativ personal, laboratoriepersonal, personal för industriavloppskontroll och personal som arbetar med tunnlar ledningar och pumpstationer utanför verket liksom personal som sysslar med långsiktigt utvecklingsarbete är ej medräknade.

Tabell 5. Personal och personalkostnader.

	Danhusåen	SYVAB	VEAS	Henriksdal	GRYAAB
Totalt antal anställda	18	41	39,4	39	55
Antal för direkt drift	17	31,3	30,6	37	40,4
Övertid och beredskap % av lönesumma	1,5		8,6	5,9	18,6
Kalkylerat arbetskraftsbehov	16,3	16,5 <sup>1</sup>	-	35,2	41,6
Lönekostnad E/pe2	3,41	5,10	2,19	2,64	2,35
Köpta tjänster E/pe2	1,94	-0	0,55	0,56	1,09

1) Arbetskraft till fluidbädden tillkommer.

VEAS har den lägsta personalanvändningen relativt antalet anslutna. Vid jämförelser måste man också ha i minnet att övertidsuttaget skiljer kraftigt mellan verken liksom användningen av köpta tjänster. Vid GRYAAB t.ex. uppgår de köpta tjänsterna till 46% av lönekostnaderna medan de vid SYVAB är nästan 0. Om man från de totala driftkostnaderna drar kostnader för energi och kemikalier så borde man få ett tal som kanske bättre speglar den samlade personal och underhållskostnaden.

### Kostnader

I tabell 6 finns driftkostnaderna och deras fördelning på olika huvudposter sammanställda. Jämför man de redovisade kostnaderna med de framräknade jämförbara kostnaderna illustreras mycket tydligt hur missvisande det kan bli om man jämför kostnadsuppgifter utan ingående analys.

Är då de "jämförbara kostnaderna" jämförbara? Nej, för man kan ju konstatera att de olika verken tex har olika energipriser, vilket är lätt att korrigera för. I tabell 7 har energikostnaderna korrigerats till det pris som gäller för VEAS. Effekten är relativt liten. Men verken har också olika reningsgrad. Hur tar man hänsyn till detta? En möjlighet är att relatera kostnaderna till prestationer i form av borttagen föroreningsmängd. Vilken förorening skall man då relatera till; BOD, N eller P. Man kan hävda att det främst är kravet på nitrogenrening som bestämt verkens storlek. Klarar man en god N-rening som bestämt verkens storlek. Klarar man en god N-rening är normalt BOD-reningen också god och marginalkostnader för fosforeringen är liten. I Sverige har en del reningsverk börjat använda begreppet OCP som står för oxygen consumption potential som sammansätts av

$(1 \cdot \text{BOD} + 18 \cdot \text{Kjeldahl N} + 14 \cdot \text{nitrat - N} + 100 \cdot \text{total - P})$ . Ett måtetal skulle då kunna vara E per kg borttaget OCP. Ett annat sätt skulle vara att lägga till de kostnader en extern kolkälla skulle innebära om man på detta sätt kunde nå samma utsläppsnivå så som diskuterats under avsnittet om vattenbehandlingskemikalier. Ytterligare ett sätt skulle kunna vara att till de beräknade "jämförbara kostnaderna" lägga utsläppsavgifter. Dessa kan t.ex. beräknas på det sätt som sker i Danmark (E 1,48/kg BOD, E 2,69/kg N resp. E 14,8/kg P). De olika sätten att ange kostnaderna för de undersökta verken illustreras i tabell 7. Det syns tydligt att resultaten påverkas starkt av det

betraktelsesätt som används. Utsläppsavgifter av den storlek man har i Danmark skulle innebära att det säkert för en del verk skulle vara lönsamt att förbättra reningen.

Tabell 6. *Kostnader och kostnadsfördelning. Siffror inom parentes anger procentuell fördelning.*

	Damhusåen	SYVAB	VEAS	Henriksdal	GRYAAB
Redovisad kostnad E/pe1	15,0	19,0	16,1	9,6	12,8
Jämförbar kostnad E/pe1	9,1	15,2	13,0	8,4	6,6
El-energi E/pe1	2,02 (22,2)	4,97 (32,6)	1,56 (12,0)	2,36 (28,2)	1,47 (22,2)
Vattenbeh.kem. E/pe1	0,29 (3,2)	2,71 (17,8)	4,35 (33,5)	0,45 (5,3)	0,40 (6,0)
Slambchl. kem. E/pe1	0,85 (9,4)	0,24 (1,6)	1,26 (9,7)	0,28 (3,4)	0,31 (4,7)
Personal E/pe2	3,41 (37,4)	5,10 (33,6)	2,19 (16,8)	2,64 (31,4)	2,35 (35,6)
Köpta tjänster E/pe2	1,94 (21,3)	0 (0)	0,54 (4,2)		1,09 (16,5)
Övrigt E/pe2	0,59 (6,5)	2,18 (14,3)	3,1 (23,8)		0,98 (14,8)
Personal- och underhållskostn. E/pe2	6,26	7,04	5,09	5,52	4,11

Ett förhållande som tydligt brukar komma fram vid kostnadsstudier är skaleffekter; de specifika kostnaderna minskar vanligen med ökande storlek. De verk som här studerats är alla så stora att dessa effekter borde vara relativt små. Större betydelse kan de institutionella förhållandena ha. Bli'r Damhusåen och Henriksdal "gynnade" av att de är rena driftsorganisationer? VEAS, SYVAB och GRYAAB så som "totalkostnadsenheter" kan ha en del over-head som de andra verken slipper. Det är dock försökt ta hänsyn härtill så effekterna härav borde inte vara stora.

Tabell 7. *Olika sätt att uttrycka kostnad per prestation*

	Damhusåen	SYVAB	VEAS	Henriksdal	GRYAAB
Jämförbar kostnad enl. tabell 6, E/pe1	9,1	15,2	13,0	8,4	6,6
Som ovan men vid samma el-pris, E/pe1	8,3	14,2	13,0	7,5	6,2
Som ovan men med samma N-utsläpp, enl. tabell 2, E/pe1	8,4	14,2	13,4	7,7	7,5
Kostnad+utsläppsavgifter E/pe1	13,6	18,6	19,5	10,5	17,5
Kostnad, E/kg N	2,54	4,15	4,13	2,48	3,55
Kostnad, E/kg OCP	0,056	0,092	0,092	0,051	0,053

Ett förhållande som givetvis intresserar de driftansvariga vid verken är om man driver sitt verk effektivt. En kostnad per pe2 så som framgår av tabell 6 är ett alltför grovt mått. Verken skiljer sig i hur många bassänger av olika slag det finns, hur stora dessa är, hur många avvattningsmaskiner det finns m.m., m.m. Hur tar man hänsyn till detta? En arbetsgrupp inom Abwassertechnische Vereinigung i Tyskland (ATV 1994) har undersökt arbetsbehovet för olika delar av ett reningsverk. I arbetsgruppens rapport finns kurvor från vilka man kan beräkna

arbetskraftsbehovet vid ett reningsverk. Det är gjort sådana beräkningar för de studerade verken. (För biologiska filter som är en väsentlig del av VEAS process finns inga data varför arbetskraftsbehovet för VEAS ej beräknats). Om man antar att det beräknade arbetskraftsbehovet, se tabell 5, speglar ett verks "drift- och underhållskrav" skulle den "jämförbara kostnaden" minskat med energi- och kemikaliekostnaderna relativt det beräknade arbetskraftsbehovet måhända kunna vara ett sådant mått.

## Slutord

Jag vill helt avstå från att dra några konklusioner beträffande den ena eller andra processlösningens för- och nackdelar, likaså att framhålla något verk som bättre eller effektivare än något annat. Presenterade data och diskussionen torde visa att detta inte är försvarbart. Jag tror emellertid att behovet av jämförbara nyckeltal kommer att öka och min förhoppning är att detta bidrag kommer att stimulera till en fördjupad diskussion. Det man tveklöst kan säga är att nyckeltal av den typ som diskuterats här är av värde för alla verk där man önskar se hur de egna prestationerna utvecklas över tiden.

Denna studie hade inte kunnat jämföras utan den hjälp jag fått av vännerna vid de berörda verken, för vilket jag vill framföra ett varmt tack.

## Referenser

- ATV-Fachausschusses 2.12 "Betrieb von Kläranlagen"(1994) Personalbedarf für den Betrieb kommunaler Kläranlagen. Korrespondenz Abwasser 41 pp 973-982.
- Balmér P and Mattsson B (1994) Wastewater Treatment Plant Operating Costs, Wat Sci Tech 30,pp 7-15.
- Balmér P, Ekfjorden L, Lumley D and Mattsson A (1998) Upgrading for Nitrogen Removal under Severe Site Restrictions. Wat Sci Tech 37, pp 185-192.
- Balmér P (1998) Benchmarking of Wastewater Treatment Costs. Proc of the Int Conf on European Water Policy. Editrice Compositore, Bologna, pp 167-174. ISBN 88-77163-4.
- Sagberg P, Ryrfors P and Grundnes Berg K (1998) The Mass Balance of Nitrogen and Carbon in a Compact Nitrogen and Phosphorus WWTP in Hahn H.H, Hoffman H and Ødegaard H (eds) Chemical Water and Wastewater Treatment V. Springer Verlag, Berlin, ISBN 3-540-64842-9.

# Nitrogen removal at Helsinki Viikinmäki WWTP- present (50 %) and future (70 %)

Ari Niemelä

Plancenter Ltd, Helsinki  
E-mail: ari.niemela@suunnittelukeskus.fi

## Background

The treatment process of Viikinmäki waste water treatment plant in Helsinki has been started in March 1994 after the construction work of six years. Sewage network covers now a population of about 750 000 inhabitants. The plant has been implemented mainly under the rock and total volume of excavated material has been about 1 million m<sup>3</sup>. Plant layout can be seen in Appendix 1 and design values at different phases in Appendix 2.

Treatment plant has been the first years (until the end of 1997) a normal activated sludge process with presedimentation and simultaneous phosphorus precipitation with ferrous sulphate having seven separate treatment lines. Sludge treatment consists of digestion and dewatering by centrifuges (TS about 30 %). All dewatered sludge will be composted and used in agriculture or green belts. Methane gas is used for producing electricity to the plant operation (66 % from total electricity need).

Although the plant seems to be traditional it has many special details. For example presedimentation basins have deep sludge pockets causing no need for separate thickeners. Aeration basins are 12 meters deep, and between aeration and secondary sedimentation basin there is a separate degasification basin to eliminate nitrogen micro bubbles.

Treatment requirements until end of 1997 were as follows: BOD under 10 mg/l and phosphorus under 0.5 mg/l and efficiency over 90 % for both. Treatment requirement for nitrogen removal over 50 % has been valid now from the beginning of the year 1998. Design work for this stage has been started in 1996 and construction work in March 1997. Implementation for this phase has been finished in February 1998. Implementation in phases and corresponding treatment requirements can be seen in Table 1. Starting year 2005 for 70 % nitrogen removal is here only an assumption.

*Table 1. Implementation of Viikkinmäki WWTP in phases with treatment requirements.*

Phase	Year	BOD <sub>7</sub> mg/l	tot P mg/l	tot N %
I	1994-97	<10	<0.5	-
II	1998-	<10	<0.5	>50
III	(2005-	<10	<0.3	>70)

## Nitrogen removal over 50 %

### Design criteria

Design criteria were based on the existing plant, actual load numbers and running experiences during the years 1994-96 (one line was equipped to DN-process already). One remarkable notice was also that water temperature has been much higher than at the old treatment plants. This made it possible to construct the whole DN-process to the existing basin volumes. Design parameters have been introduced in Appendix 2. The most important changes were addition of lime dosage, equipment for DN-process, improvement of hydraulics in aeration and secondary sedimentation basins and advanced process control system.

### Construction works

Storing and dosing system for lime has been constructed above the preaeration basin. Lime will be added as dry material to the preaeration basin before dealing to those seven treatment lines.

Aeration basin has been divided to six zones with side walls so that there are 1, 2 or 3 anoxic zones and 3 - 6 oxic zones. Due to the indication tests with lithiumchloride aeration basins are near ideal plug flow basins. The number of diffuse discs has been increased from 13 000 to 26 000 peaces. Recirculation sludge will be pumped from degasification basin back to the beginning of aeration. Construction and process arrangements in aeration basins can be seen in Appendix 3.

To improve the hydraulics of the secondary sedimentation basins Quanda type flow dealers were installed. Collecting system for floating sludge from aeration and sedimentation basins were also installed. Basin arrangements have been introduced in Appendix 4.

### Process control system

The anoxic and oxic volumes are adjusted by using the switch zones with the help of online measurement center, which analyses ammonium-nitrogen, nitrate-nitrogen and alkalinity from each of the seven treatment lines almost continuously. Based on ammonium measurements, the number of oxic zones is minimized to maximize denitrification volume and oxygen recovery. Nitrate measurement gives information of total nitrogen removal and effects of internal recycle rate. Alkalinity measurement controls the lime dosage to the process.

Decreasing ammonium levels (from 12 mg/l to 6 mg/l, from 6mg/l to 1 mg/l, less than 1 mg/l) increase the number of anoxic zones from 0 to 3. Increasing ammonium levels (from 3 mg/l to 9 mg/l, from 9 to 14 mg/l, more than 14 mg/l) decrease the number of anoxic zones from 3 to 0. Minimum time for switching from anoxic to oxic or vice versa is four hours.

### Process parameters

Curves of daily flow variation and water temperature in 1998 have been introduced in Appendix 5. It has been rained much more than normal. Temperature has been varied between 10 and 18 °C. Average daily flow rate was 266 000 m<sup>3</sup>/d and maximum 668 000 m<sup>3</sup>/d. Capacity for biological treatment has been limited to about 350 000 m<sup>3</sup>/d.

BOD-reduction of presedimentation has been about 50 % and thus the volume load 0.28 kg/m<sup>3</sup> d. Main process control parameter is sludge age and MLSS-concentration has been varied from 3 to 5 kg/m<sup>3</sup>.

Different process parameters have been summarized in Table 2.

Table 2. Process parameters of Viikinmäki WWTP in 1998.

Parameter	quantity	value
Flow rate, aver.	m <sup>3</sup> /d	266 000
Flow rate, max	m <sup>3</sup> /d	668 000
Flow rate, biol. max	m <sup>3</sup> /d	410 000
By-pass	%	3.4
Volume load	kgBOD/m <sup>3</sup> d	0.28
Sludge load	kgBOD/kgMLSSd	0.08
Sludge age	d	16-6
ferrous sulphate	g/m <sup>3</sup>	78
lime	g/m <sup>3</sup>	41

## Treatment results

Effluent quality as average values for the year 1998 is presented in Table 3 and the variation of individual data can be seen from curves in Appendices 6 and 7. Treatment requirements have been almost fulfilled. By-passes after presedimentation have a noticeable influence to the results. Total nitrogen reduction has been in average 58 % which is a quite good result for first operating year of such big plant as Viikinmäki WWTP. Reducing load of nitrogen is about 4000 kg/d and 1500 t/a comparing to the year 1997.

Table 3. *Effluent quality of Viikinmäki WWTP in 1998.*

Analysis	mg/l	%
BOD <sub>7</sub>	10	91
SS	17	90
tot P	0.52	89
tot N	14	58
NH <sub>4</sub> -N	3	91

## Operating experiences

Operating experiences of the first year have been positive. Constructional improvements have been successful and process control system as effective and accurate as expected.

Capacity of the treatment plant is full, however, which means that there are some difficulties to make all annually maintenance operations at time. This creates pressure for construction of the 8. treatment line. There is no possibility to lead more waste water as by-pass after presedimentation.

In summer 1998 there was a bad filamentous problem which decreased the capacity of biological part and caused additional by-passes before activated sludge. Reasons have been identified and plans have been made to get a more effective system for scum eliminating in both aeration and secondary sedimentation basins.

## Nitrogen removal over 70 %

### Biological filter tests

Biological filter tests have been done since 1993, first at Kyläsaari WWTP and now at Viikinmäki for three years. Both Biostyr and Biofor filters have been tested as postdenitrification filters to attain total nitrogen reduction over 70 % (< 10 mg/l) and phosphorus reduction more than 95 % (< 0.3 mg/l). Test results from last studies (1997-98) have been introduced in the earlier lecture of this seminar by Ari Kangas from Helsinki Water.

### Design criteria

Preliminary design criteria of the full scale biological filter have been made and they are based on the test results, waste water flow data, effluent quality of the activated sludge process and on the new forecasts of Viikinmäki WWTP for the year 2010 (Appendix 2). Amount of additional reduced nitrate nitrogen is about 2000 kg/d and 730 t/a. Design values for the unit can be seen in Table 4.

Table 4. Preliminary operational design values for biological filter unit at Viikinmäki WWTP.

Parameter	quantity	value
Hydraulic load, aver.	m/h	11
Hydraulic load, max	m/h	20
Volume load	kgNO <sub>3</sub> -N/m <sup>3</sup> d	1.7
Area (active)	m <sup>2</sup>	1000
methanol dosage	gMeOH/gNO <sub>3</sub> -N <sub>red</sub>	3.2

The hydraulic capacity of the existing activated sludge plant is full and thus construction of one treatment line more belongs to the implementation of this phase (III).

### Plant layout

Biological filter will be placed in the tunnel located after the secondary sedimentation basins. Biologically treated effluent (average nitrogen reduction over 50 %) is lead from the discharge channel to a filtration distribution channel into which the necessary methanol will be dosed. Discharge pumping station is located after the filters, pumping treated water to the outlet channel of the plant. Plant layout with the 8. treatment line can be seen in Appendix 8.

## Cost analysis

### Investment costs

Total investment costs for the original plant were together 1070 MFIM. Because there were some technical and constructional solutions to decrease the costs in the second phase, investment costs for 50 % nitrogen removal were only 35 MFIM ( $\div 3.3$  %). Cost estimation for 70 % nitrogen removal is about 200 MFIM (+ 19 %).

Connected population is about 750 000 inhabitants and thus the cost per connected person is as follows:

Phase I	BOD + P	1430 FIM/inhab.
Phase II	50 % N	+ 50 FIM/inhab.
Phase III	70 % N	+320 FIM/inhab.

### Running costs

Running costs for each phase are introduced in Table 5. Running costs for BOD removal process are valid from the year 1997 and 50 % nitrogen removal from the year 1998. Cost for treated water (FIM/m<sup>3</sup>) is calculated for annually flow of 90 Mm<sup>3</sup>.

Table 5. Running costs of Viikinmäki WWTP

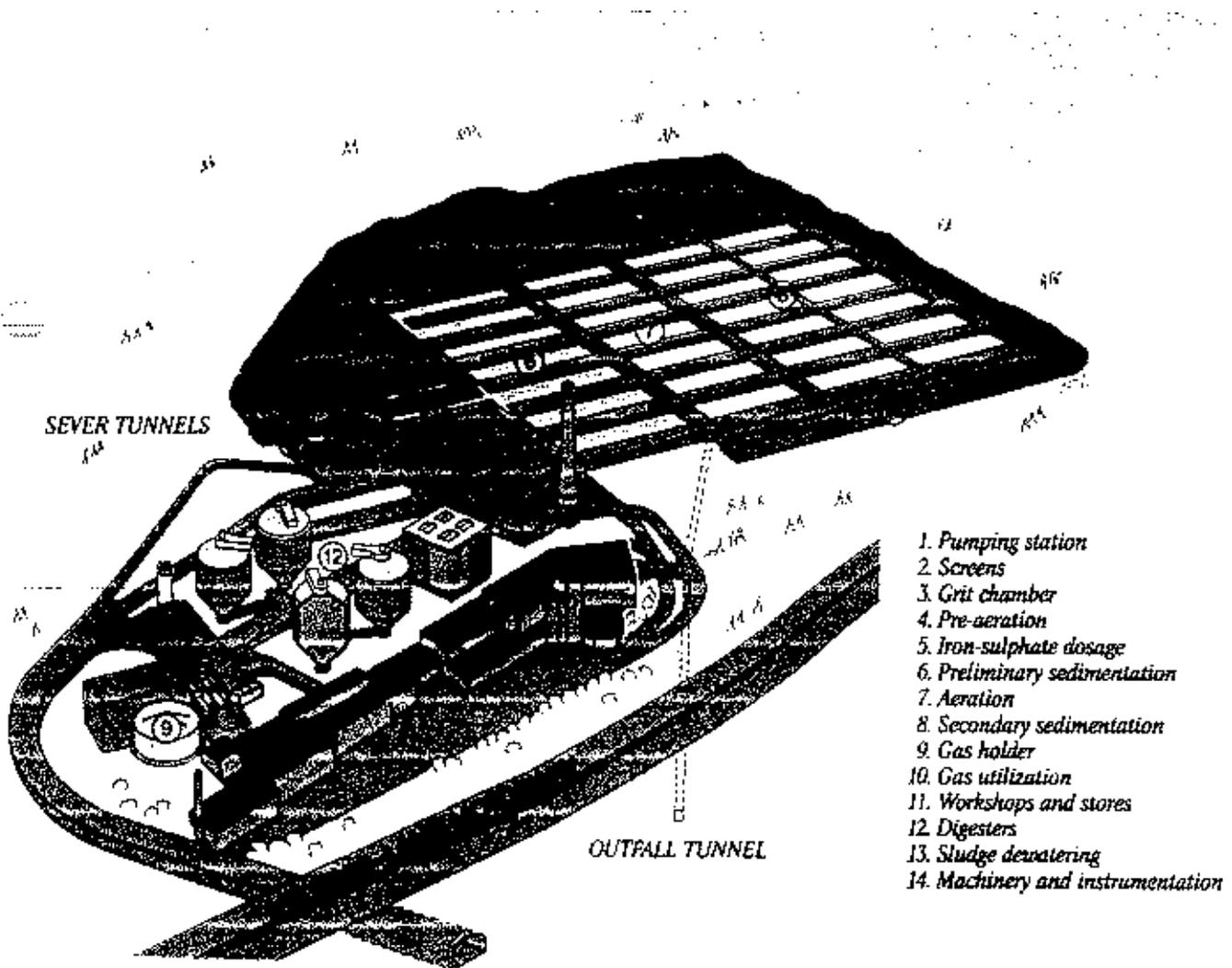
Phase	Process	Running costs		
		MFIM/a	FIM/inhab./a	FIM/m <sup>3</sup>
I	BOD	28	37	0.31
II	50 % N	31	41 (+ 4)	0.34 (+0.03)
III	70 % N	40	53 (+16)	0.44 (+0.13)

In any case, running costs are extremely low and it can be said that it is difficult to treat waste waters by a more cost effective way than Helsinki Water makes it at Viikinmäki WWTP.

### Appendices:

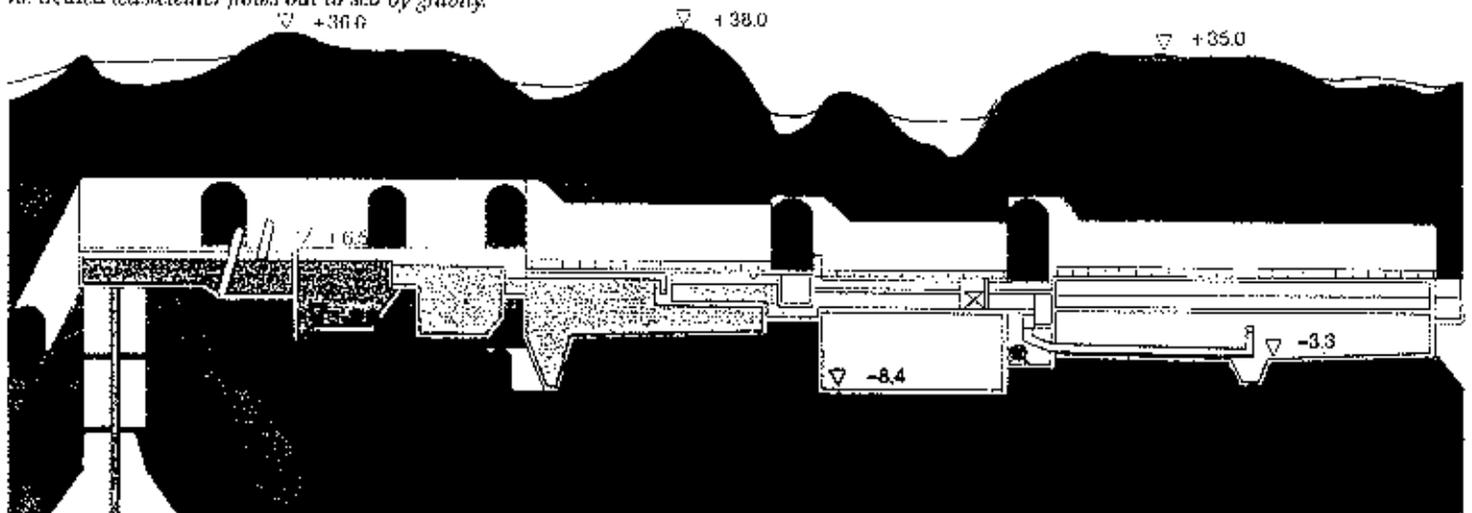
- 1 Plant layout
- 2 Design values and basin data
- 3 Aeration basin layout
- 4 Secondary sedimentation basin layout
- 5 Daily flow rate and water temperature 1998
- 6 Effluent BOD<sub>7</sub> and SS figures 1998
- 7 Effluent tot P and tot N figures 1998
- 8 Biological filter layout

HELSINKI  
VIIKINMÄKI WWTP



1. Pumping station
2. Screens
3. Grit chamber
4. Pre-aeration
5. Iron-sulphate dosage
6. Preliminary sedimentation
7. Aeration
8. Secondary sedimentation
9. Gas holder
10. Gas utilization
11. Workshops and stores
12. Digesters
13. Sludge dewatering
14. Machinery and instrumentation

The treated wastewater flows out to sea by gravity.

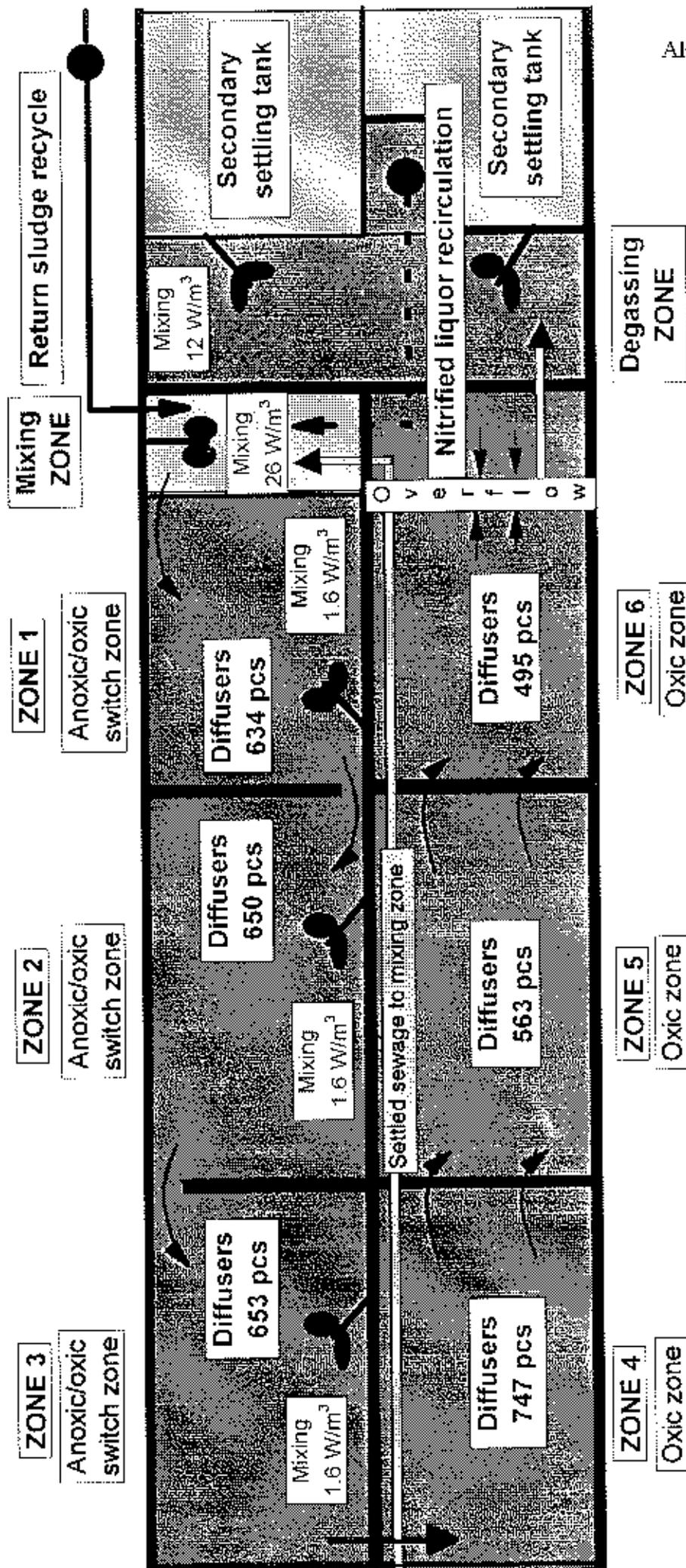


*Design values for biological treatment at Viikinmäki WWTP.*

<b>Parameter</b>	<b>quantity</b>	<b>Phase I</b>	<b>Phase II</b>	<b>Phase III</b>
Plan made	year	1987	1997	1998
Dimensioning period	year	2030	2000	2010
$Q_d$	m <sup>3</sup> /d	300 000	285 000	260 000
$Q_{max}$	m <sup>3</sup> /d	600 000	480 000	440 000
$q_{min}$	m <sup>3</sup> /h	14 500	12 000	12 000
$q_{max}$	m <sup>3</sup> /h	25 000	20 000	20 000
temperature	°C	5-15	9-19	9-19
BOD <sub>7</sub>	kg/d	66 000	57 000	55 000
SS	kg/d	75 000	71 000	70 000
tot N	kg/d	12 600	10 600	10 000
tot P	kg/d	2 400	1 500	1 600
Pretreatment red. (BOD)	%	40	55	53
Treatment lines	pcs	7	7	8
<u>Aeration</u>				
Volume, total	m <sup>3</sup>	80 500	80 500	92 000
Volume load	kgBOD <sub>7</sub> /m <sup>3</sup> d	0.49	0.32	0.28
Sludge age, max	d	5	15	14
Sludge concentr.	kg/m <sup>3</sup>	2.5	4.5	3.5
Sludge load	kg/kg d	0.20	0.07	0.08
<u>Sec. sedimentation</u>				
Area, tot.	m <sup>2</sup>	13 200	13 200	15 100
Hydraulic load, max	m/h	1.9	1.5	1.3
SS-load, max	kgMLSS/m <sup>2</sup> h	6.6	10	7.0
<u>Biol. filter</u>				
Area, active	m <sup>2</sup>			1000
Hydraulic load, max	m/h			20

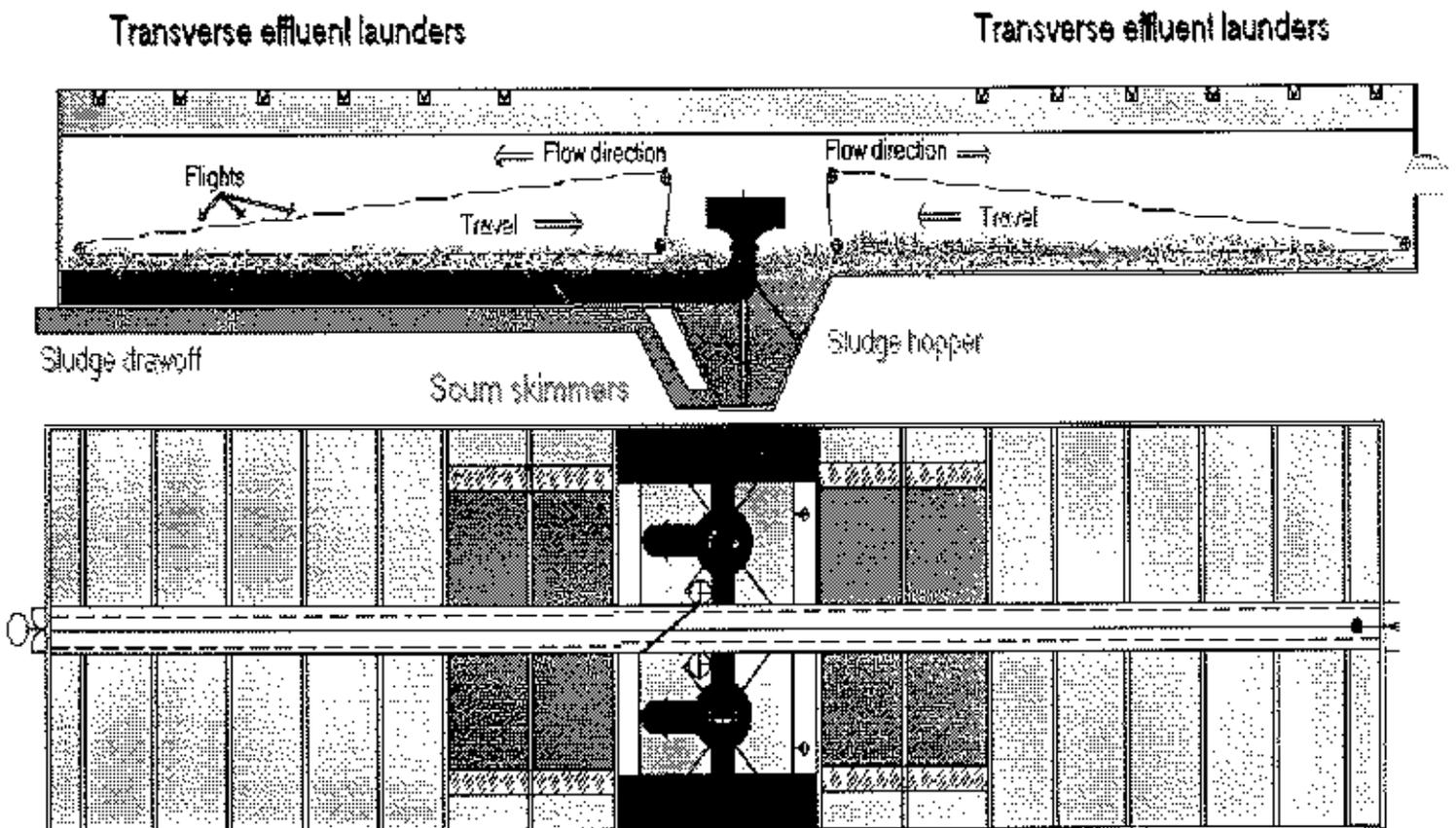
# VIIKINMÄKI WASTEWATER TREATMENT PLANT

Singel sludge plug flow DN-process



# VIIKINMÄKI WWTP

## COANDA TULIP



Scum skimmers

### THE DESIGN DATA OF THE RECTANGULAR SSTs

Number of units = 14

$L=113\text{ m} / W=8.35\text{ m} / D=6.4\text{ m} / \text{Ratio}=L/W=6.8$  (half tank)

$A=944\text{ m}^2 / V=6570\text{ m}^3 / \text{Bottom slope}=0.8\%$

Number of weirs per SST = 12 pcs

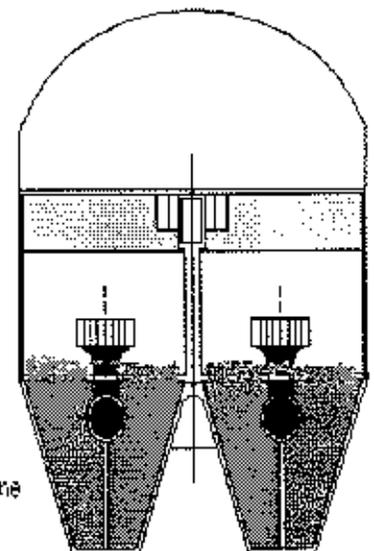
Total weir length = 200.4 m / Weir loading rate = 5.2 m<sup>3</sup>/m/h

Sludge collectors = Flight scrapers = 24 units

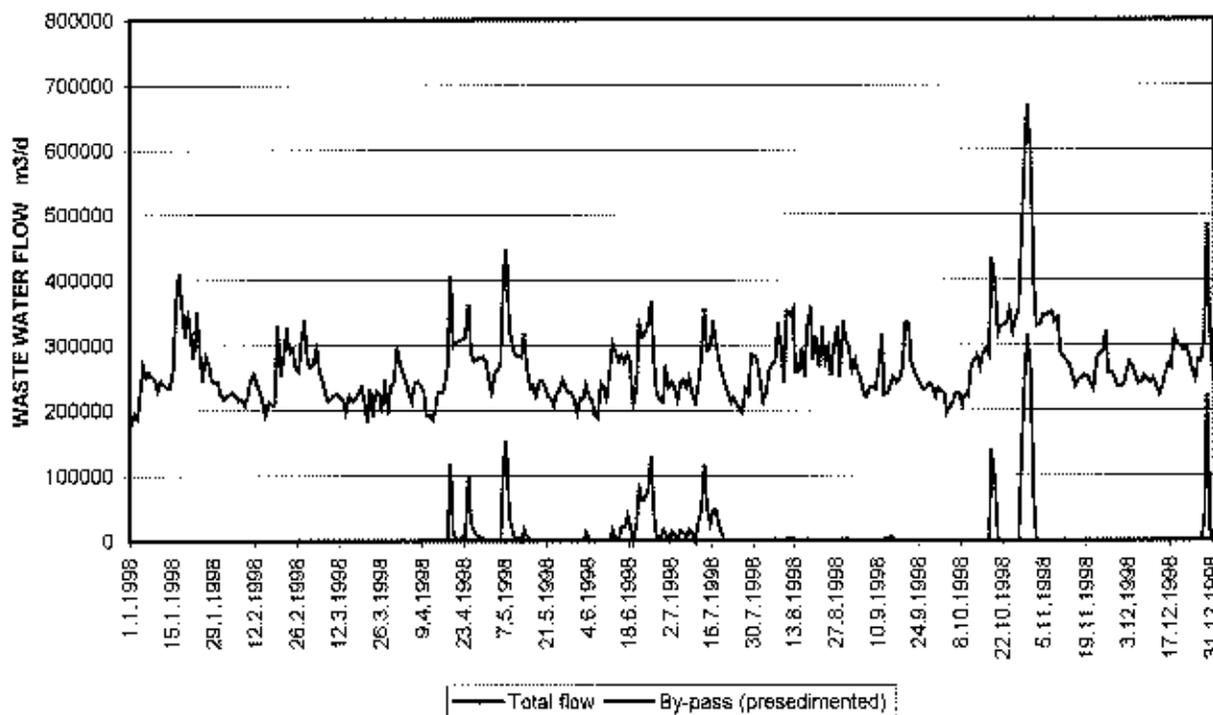
Flights per unit = 28 pcs / Collecting capacity per unit = 4000 kg SS/h

Speed of travel = 0.7 m/min (1.4 m<sup>2</sup>/min)

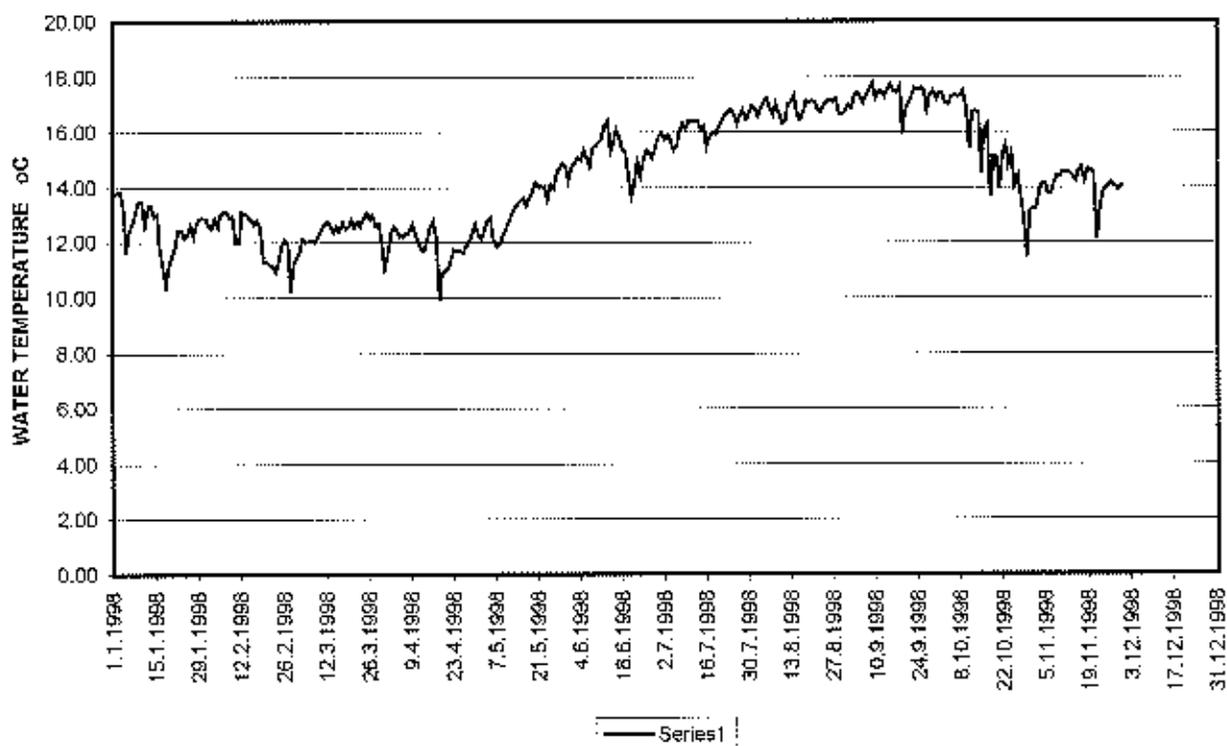
Sludge hoppers of two SSTs in one line



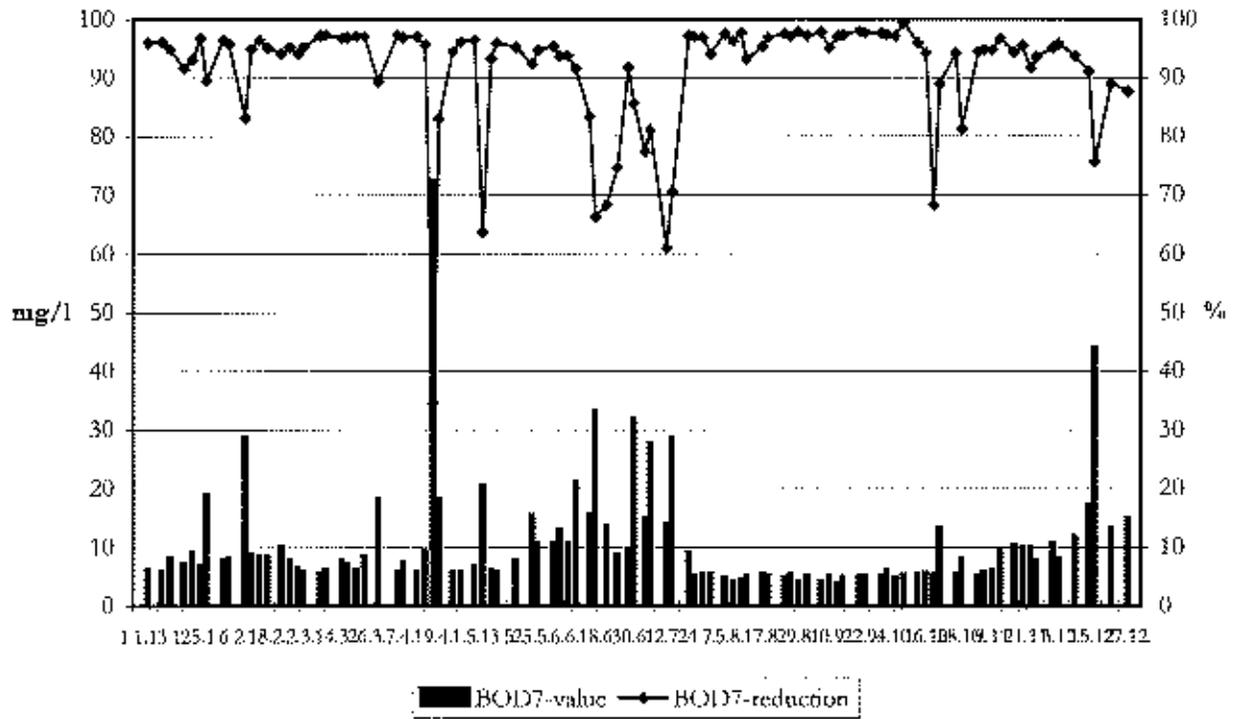
HELSINKI, VIKINMÄKI WWTP  
Waste water flow 1998



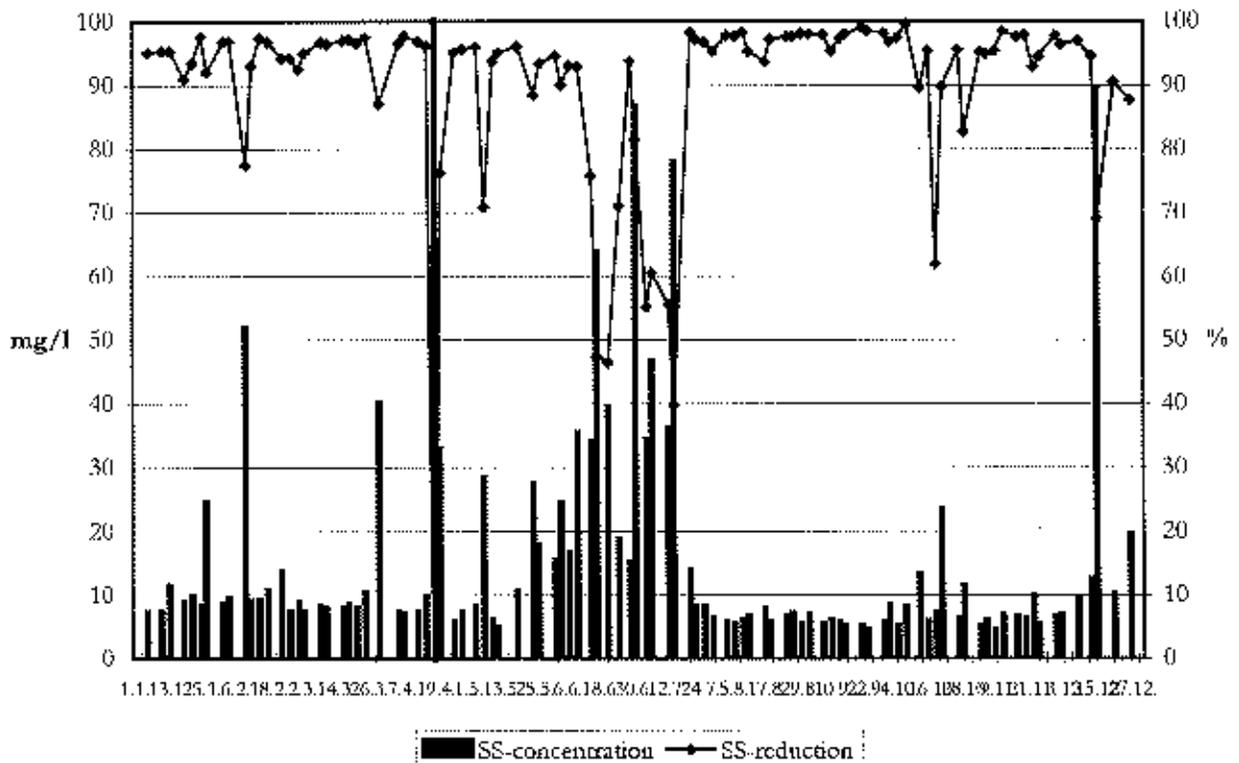
HELSINKI, VIKINMÄKI WWTP  
Water temperature 1998



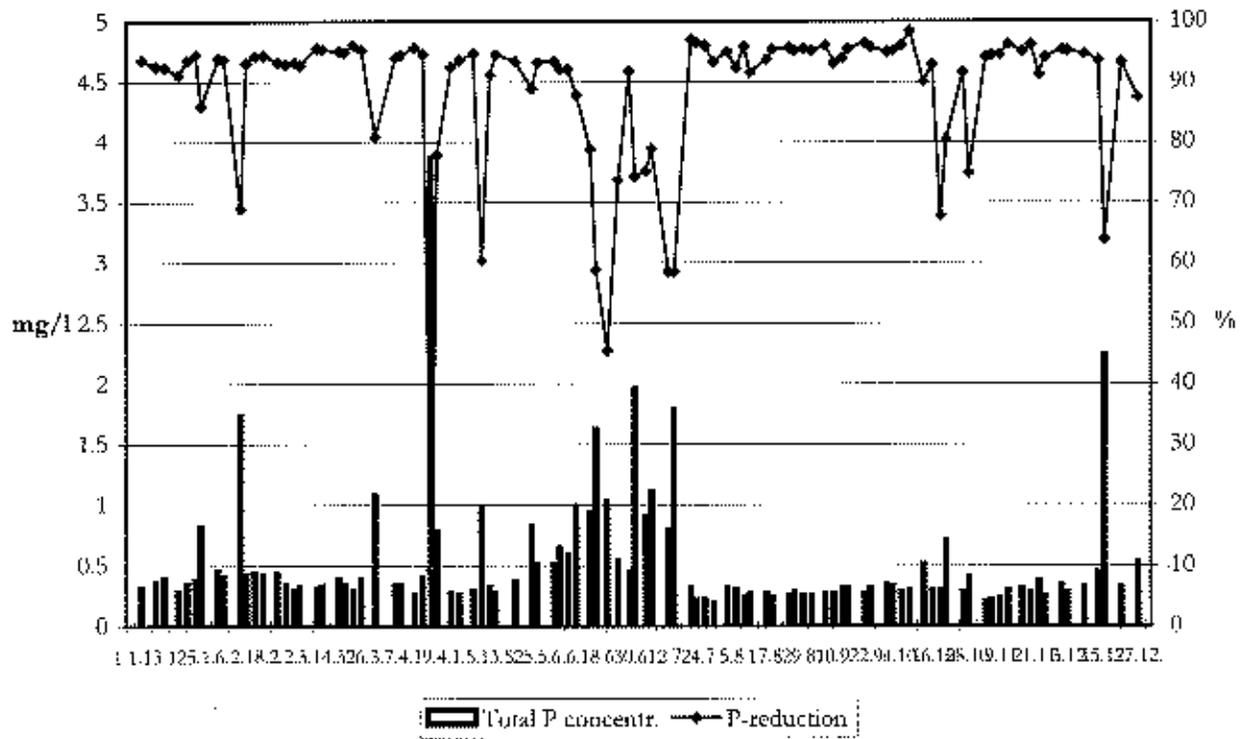
HELSINKI, VIHKINMÄKI WWTP  
Effluent BOD<sub>7</sub>-value and reduction 1998



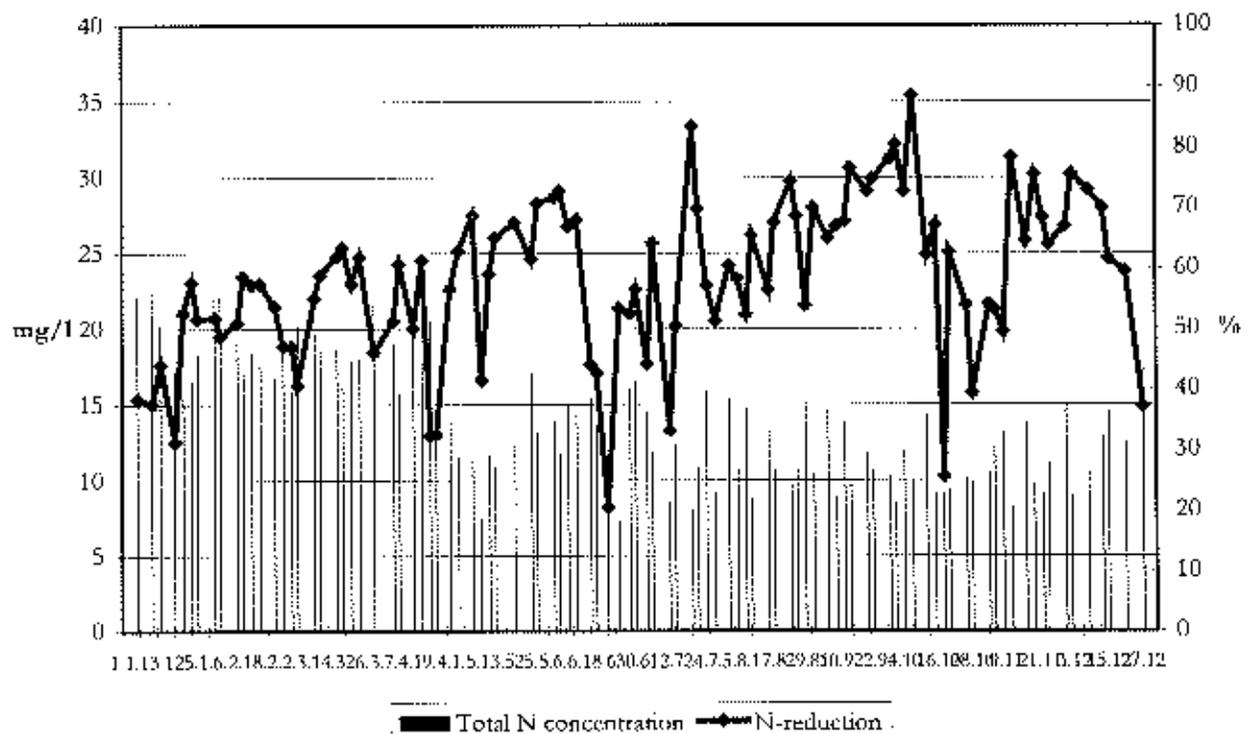
HELSINKI, VIHKINMÄKI WWTP  
Effluent SS-concentration and reduction 1998



HELSINKI, VIIKINMÄKI WWTP  
Effluent total phosphorus concentration and reduction 1998

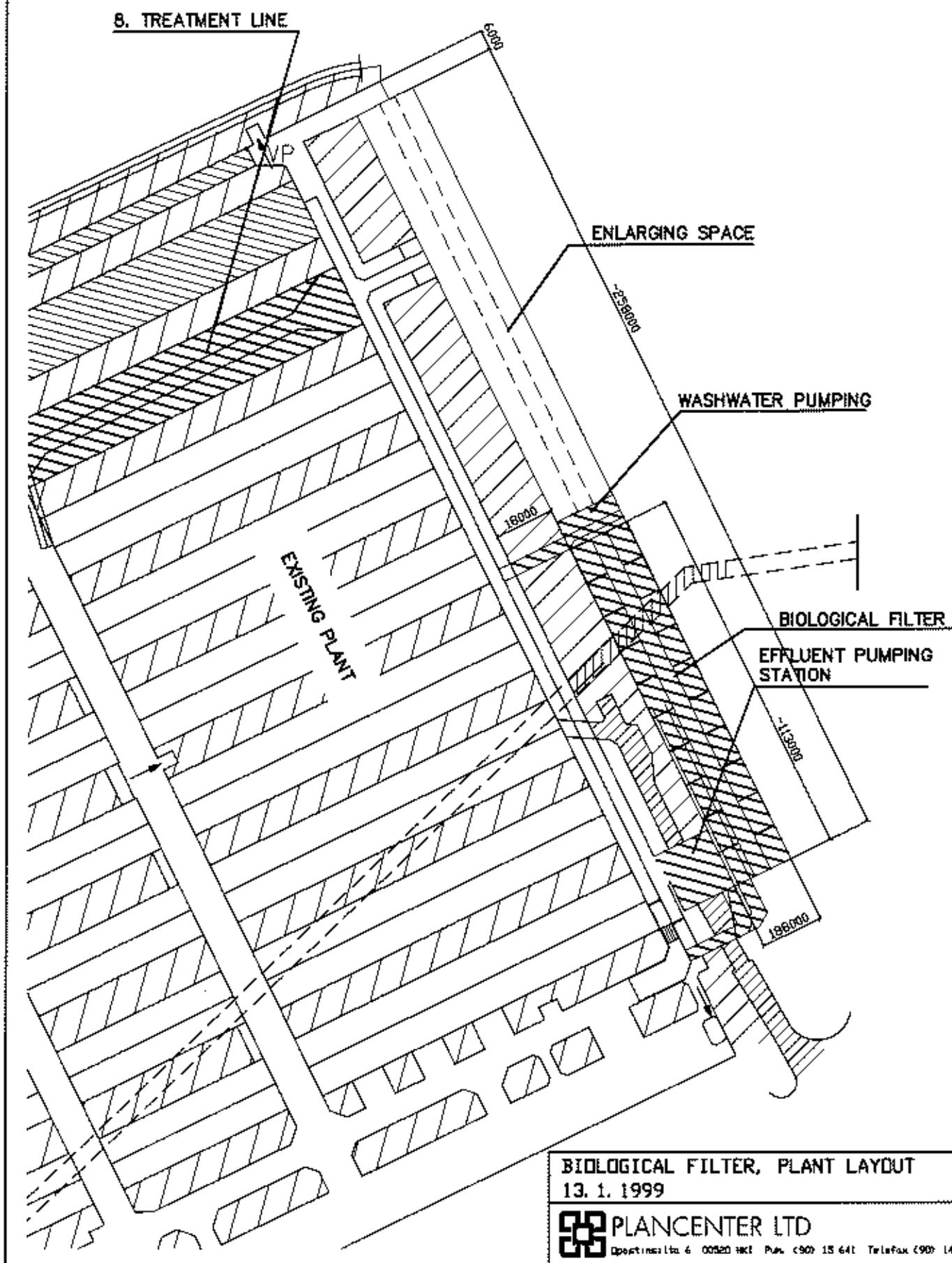


HELSINKI, VIIKINMÄKI WWTP  
Effluent total nitrogen concentration and reduction 1998



# HELSINKI VIIKINMÄKI WWTP

APPENDIX 8



BIOLOGICAL FILTER, PLANT LAYOUT  
13. 1. 1999

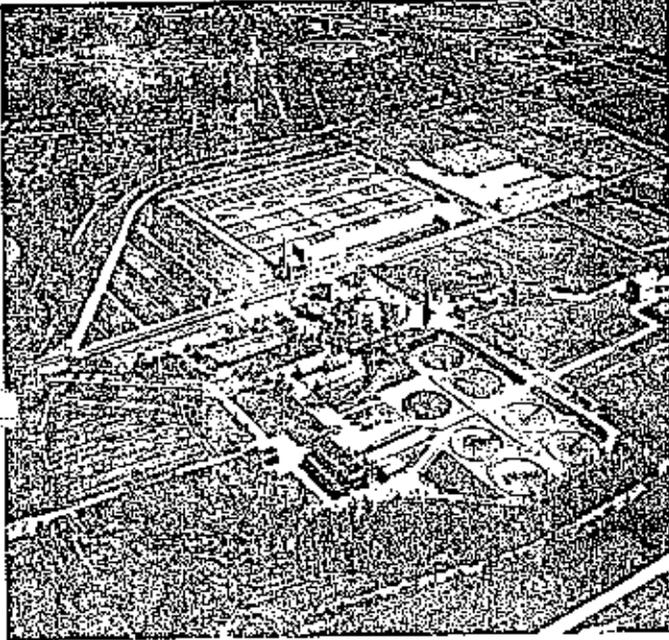


PLANCENTER LTD

Opentimäntie 6 00520 HKI Puh. (90) 15 641 Telefax (90) 145 150

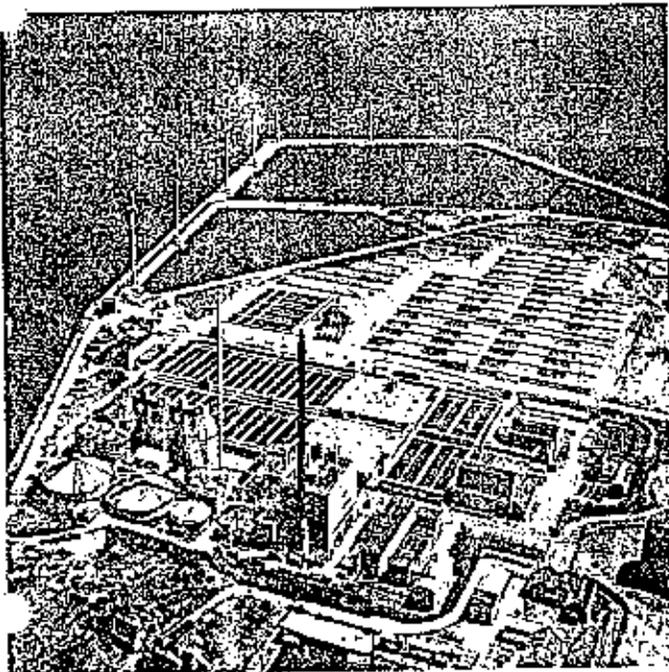


## Renseanlæg Damhusåen



- Oplands areal 47 km<sup>2</sup>
- Design basis 350.000 pe
- Qmax tilløb 23.000 m<sup>3</sup>/h
- Qmax tilløb bio. 10.000 m<sup>3</sup>/h
- Bio P tanke 8.300 m<sup>3</sup>
- Luftningstanke 71.000 m<sup>3</sup>
- Efterklaringstanke 27.000 m<sup>3</sup>
- Rådnettanke 7.600 m<sup>3</sup>
- Primærslam prod. 15 t TS/d
- Biologisk slam. 12 t TS/d

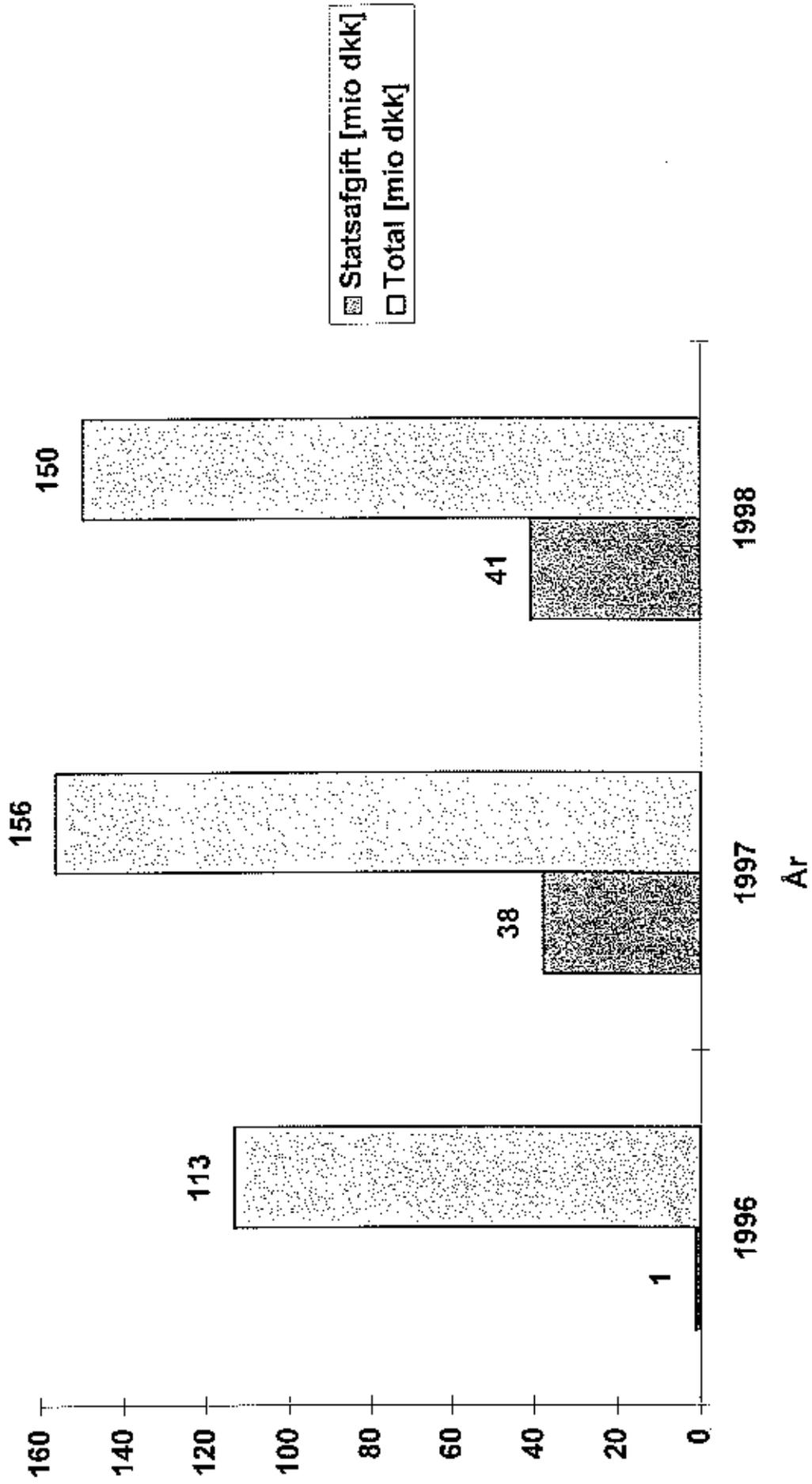
## Renseanlæg Lynetten



- Oplands areal 76 km<sup>2</sup>
- Design basis 750.000 pe
- Qmax tilløb 41.500 m<sup>3</sup>/h
- Qmax tilløb bio. 23.000 m<sup>3</sup>/h
- Bio P tanke 24.000 m<sup>3</sup>
- Luftningstanke 147.000 m<sup>3</sup>
- Efterklaringstanke 62.000 m<sup>3</sup>
- Rådnettanke 18.000 m<sup>3</sup>
- Primærslam prod. 30 t TS/d
- Biologisk slam. 30 t TS/d

# Lynettefællesskabet I/S

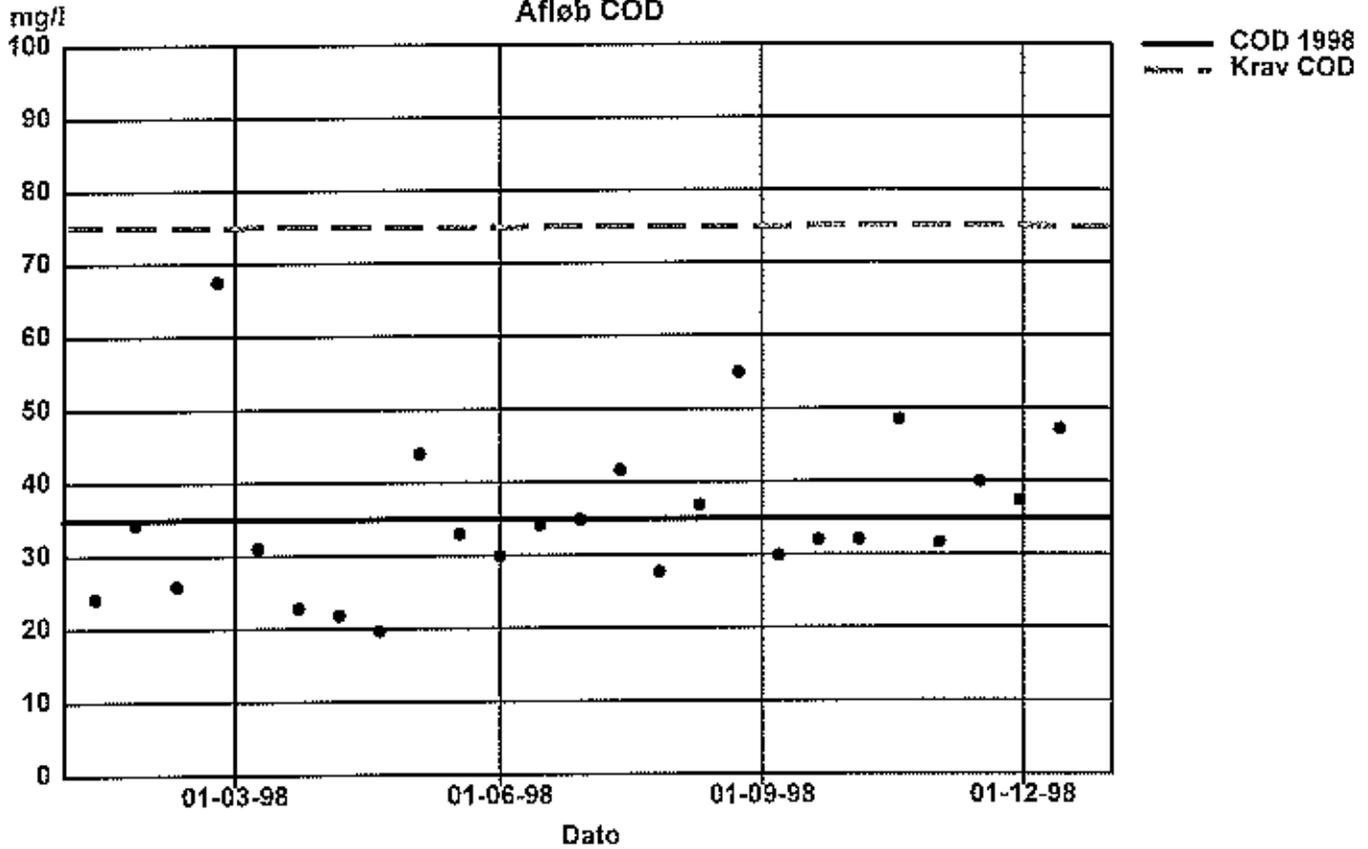
Udgiftsudvikling [mio dkk]



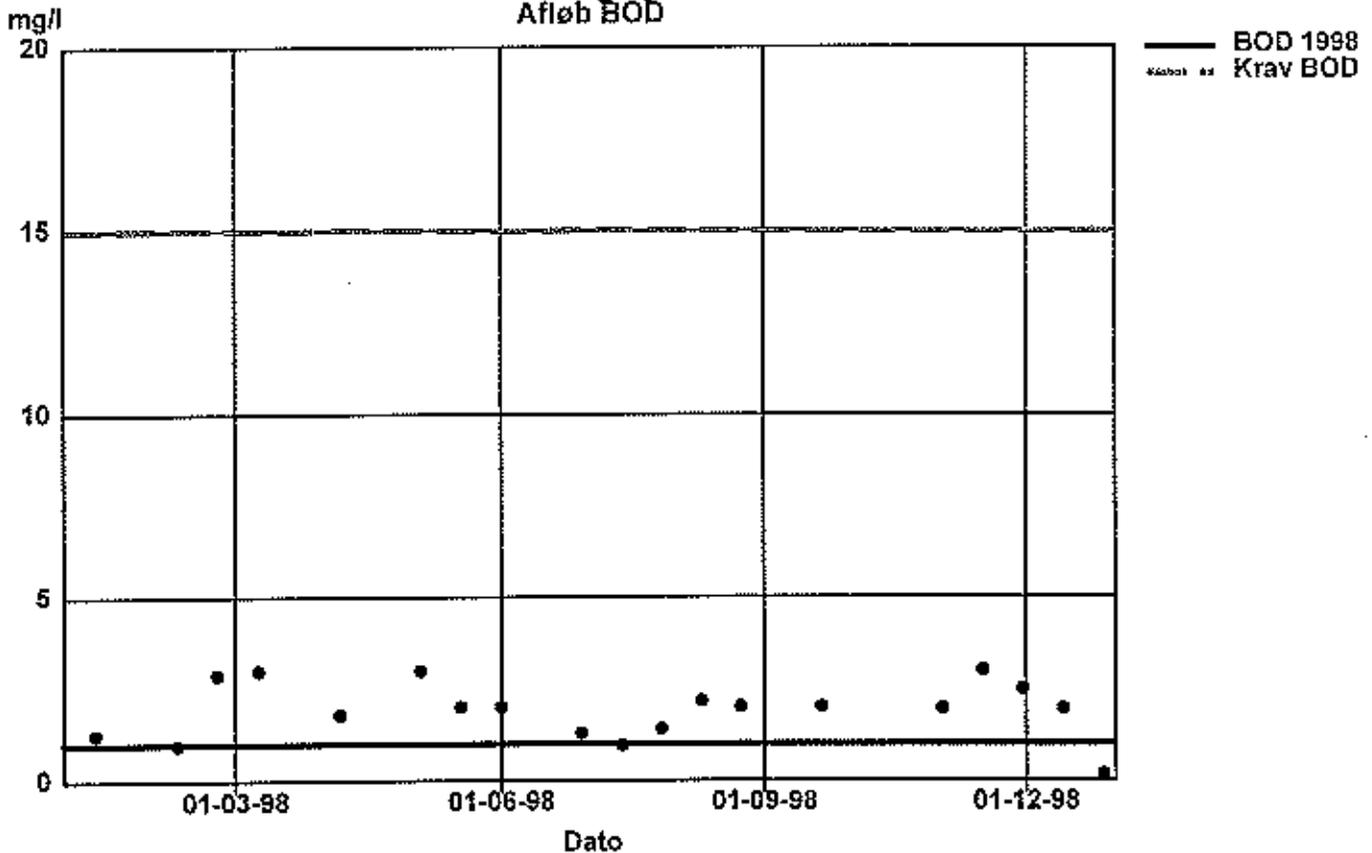


# Lynettefællesskabet I/S

## Renseanlæg Lynetten Afløb COD

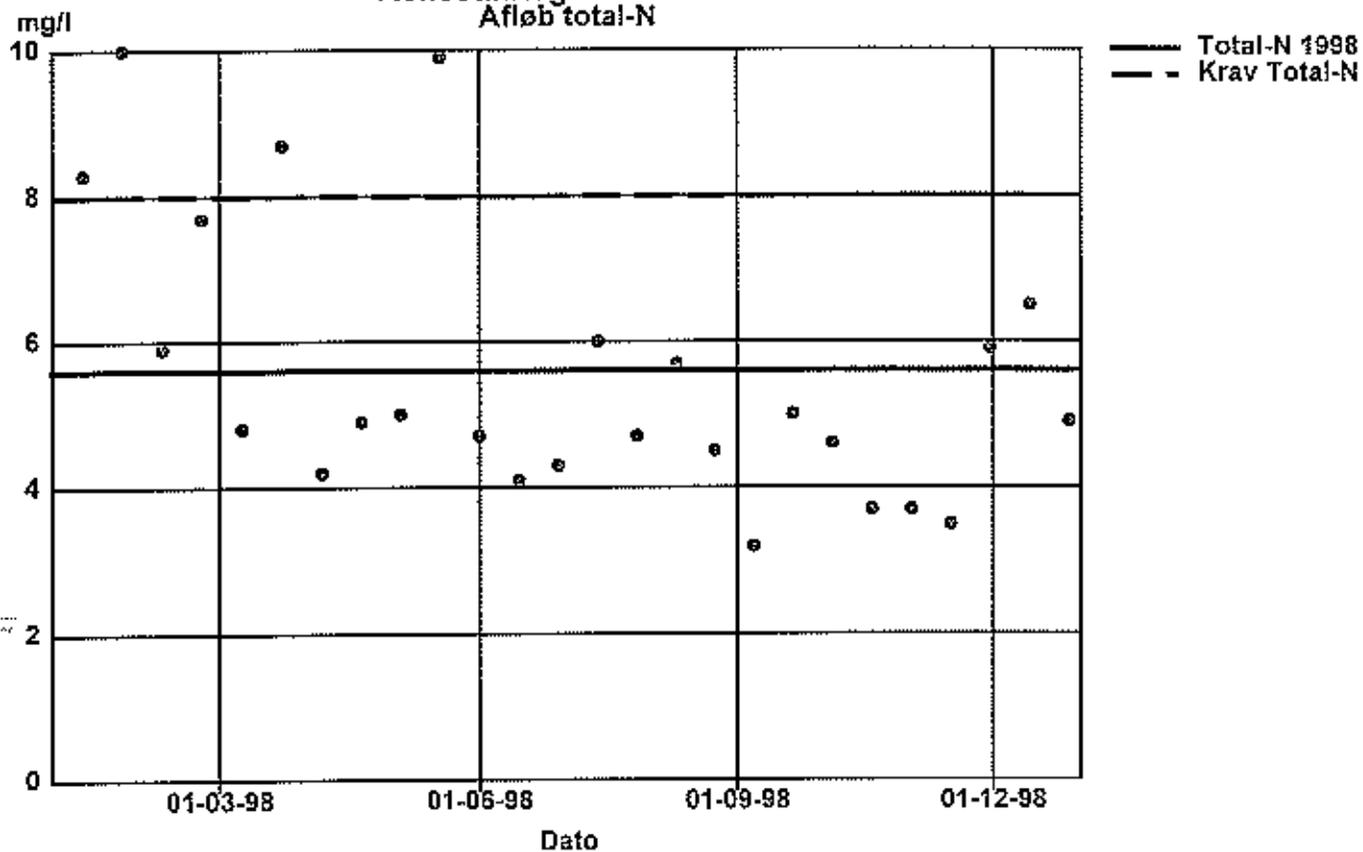


## Renseanlæg Lynetten Afløb BOD

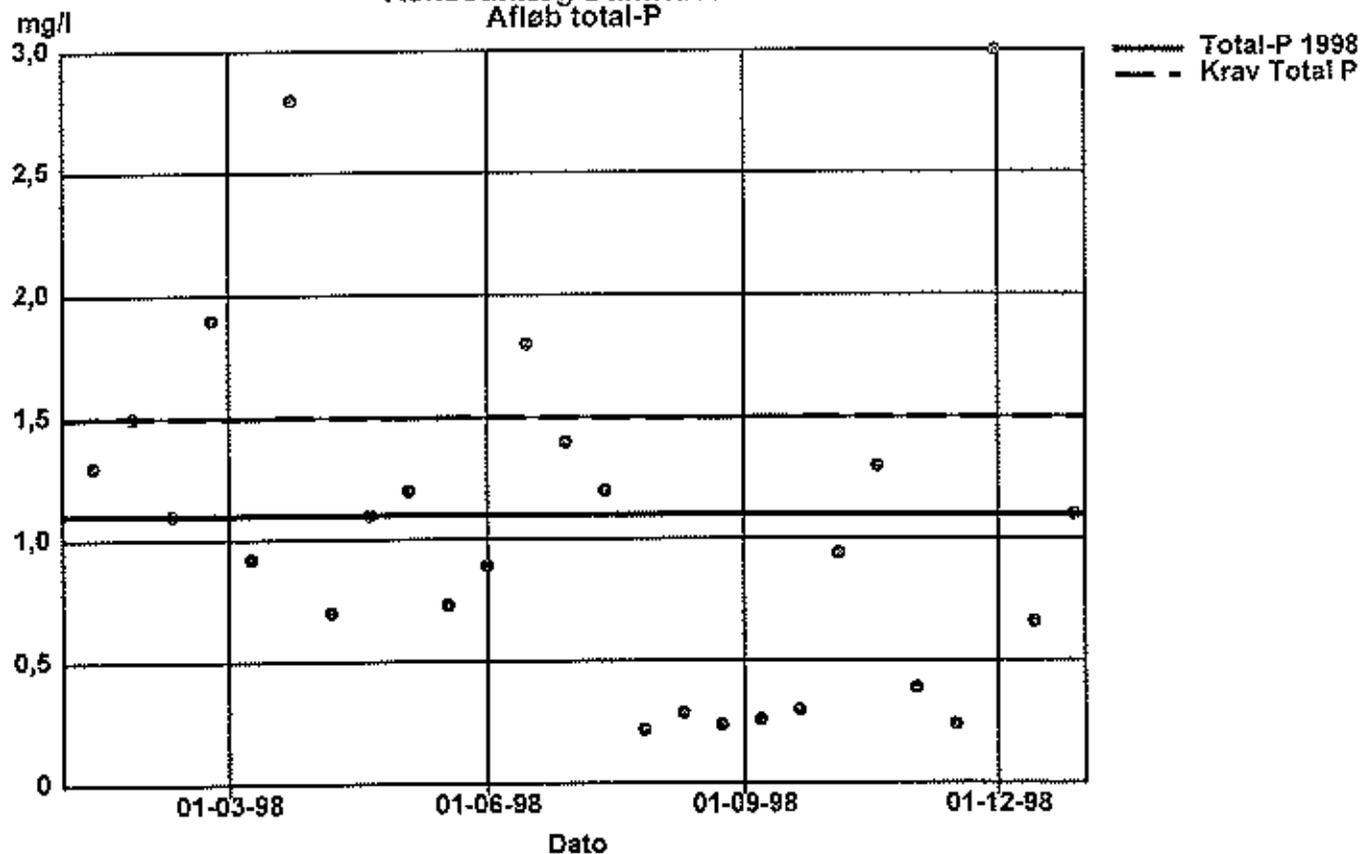


# Lynettefællesskabet I/S

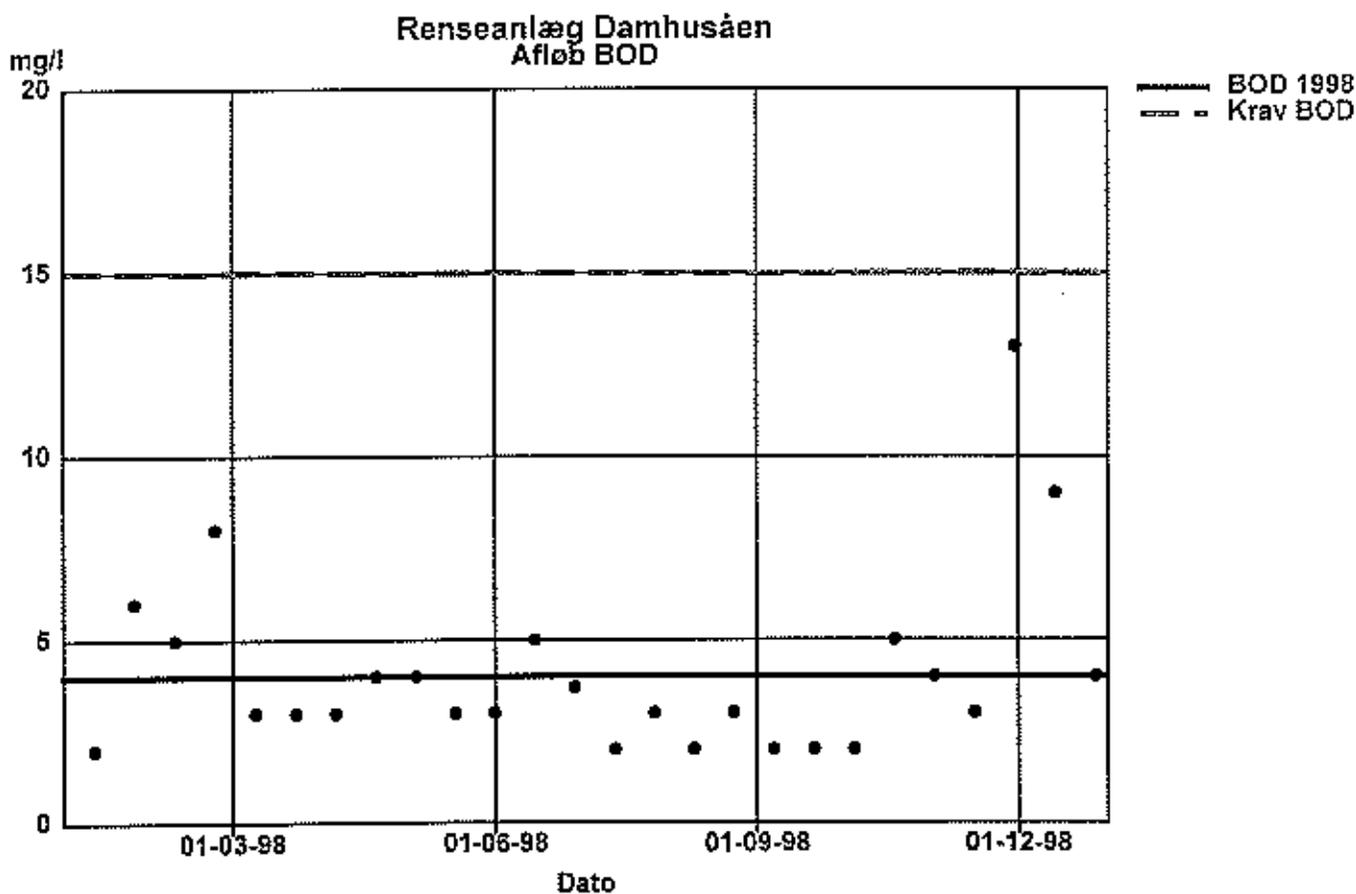
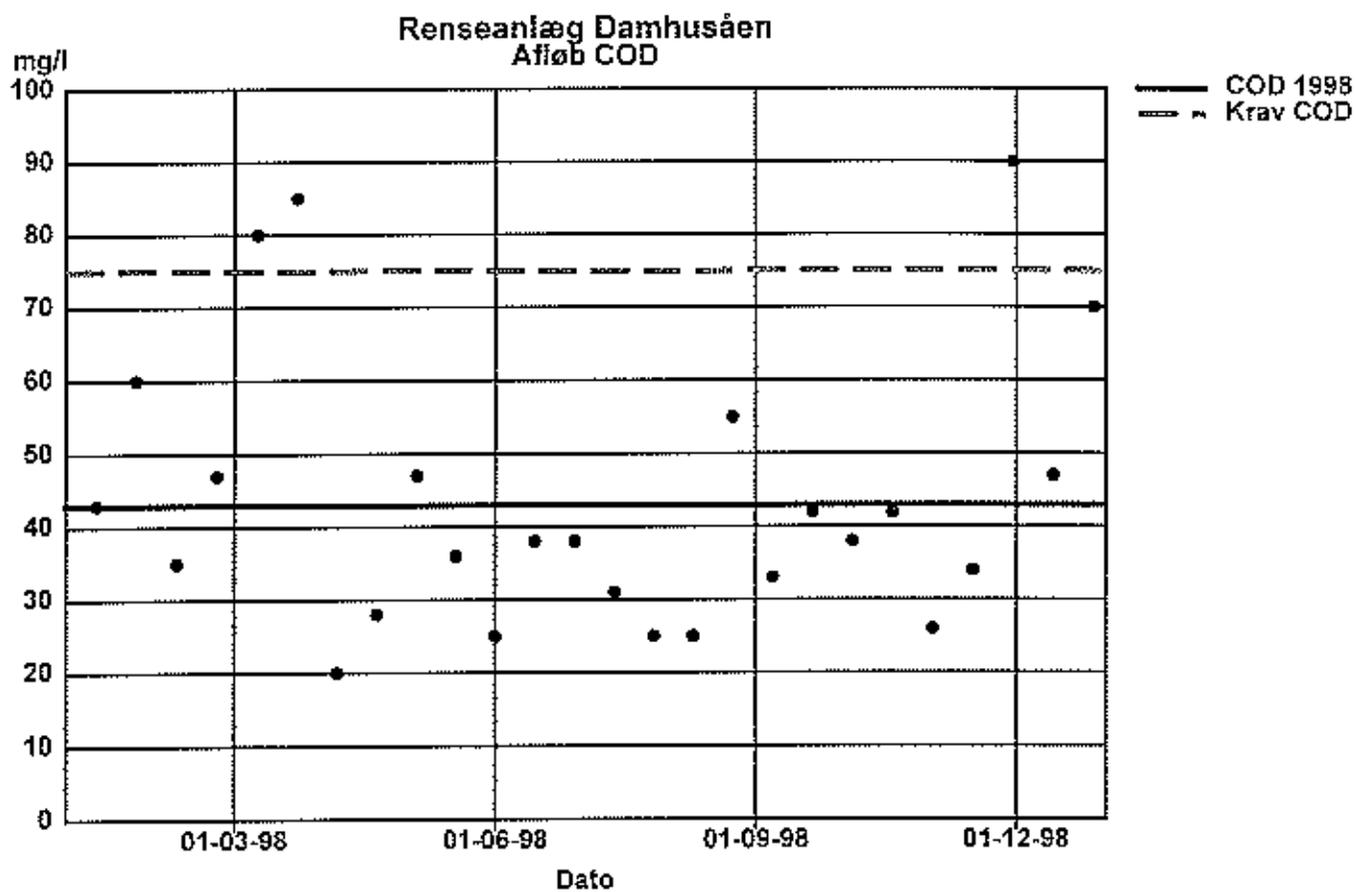
## Renseanlæg Damhusåen Afløb total-N



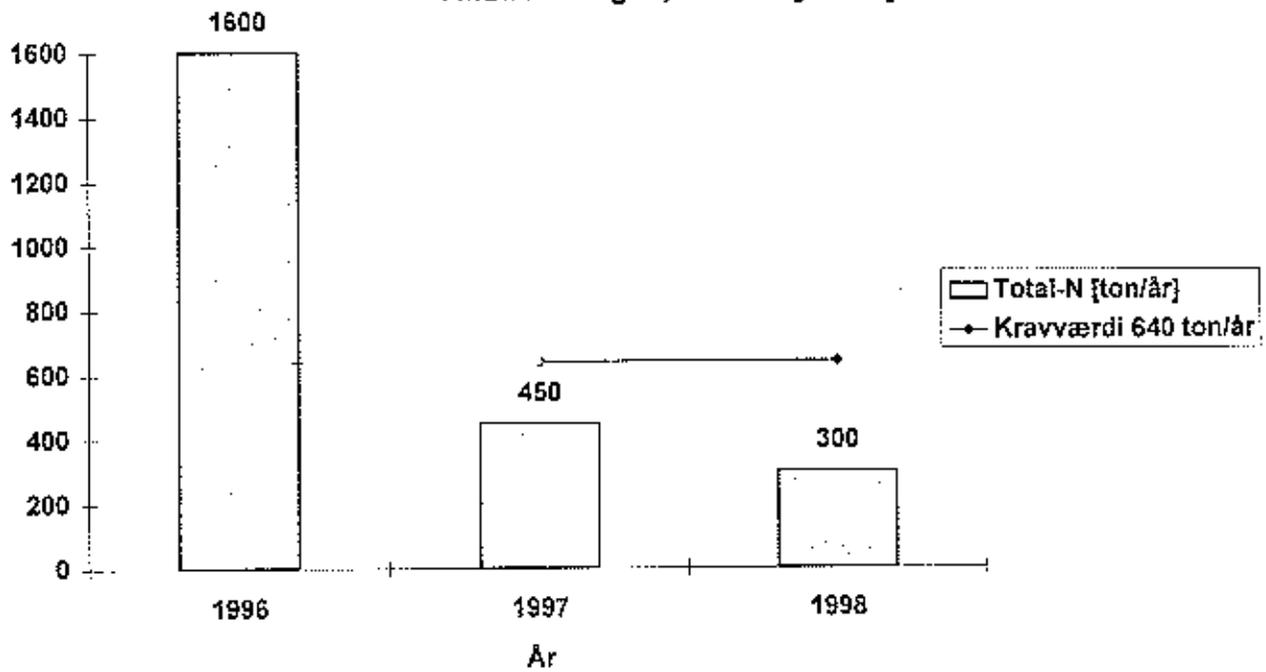
## Renseanlæg Damhusåen Afløb total-P



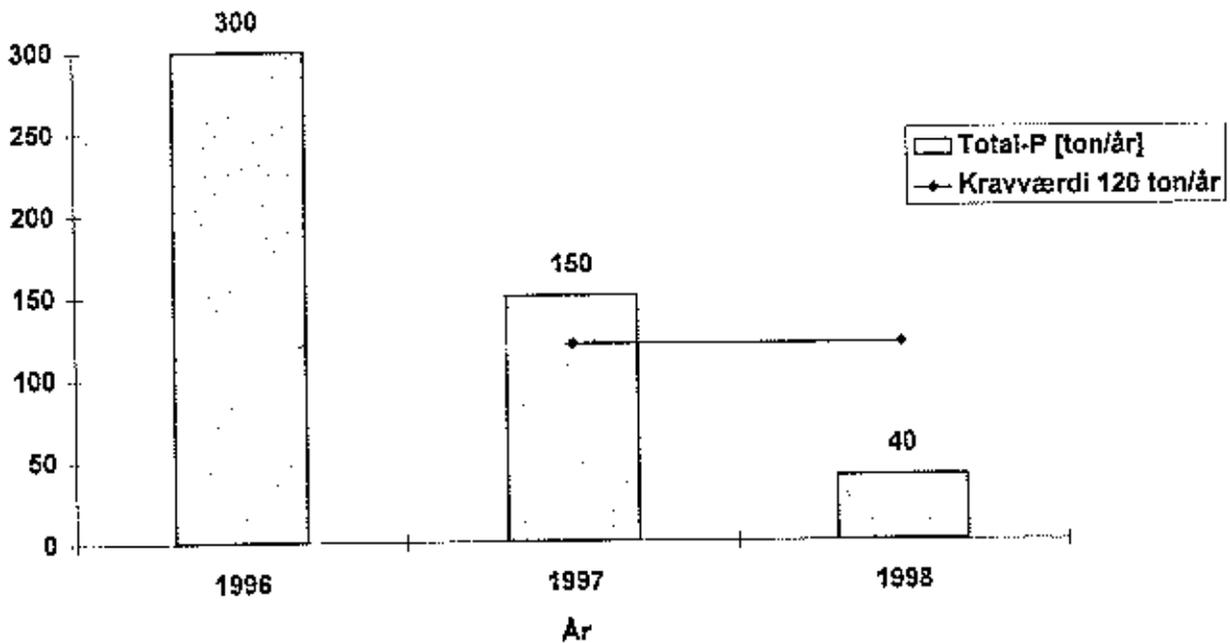
# Lynettefællesskabet I/S



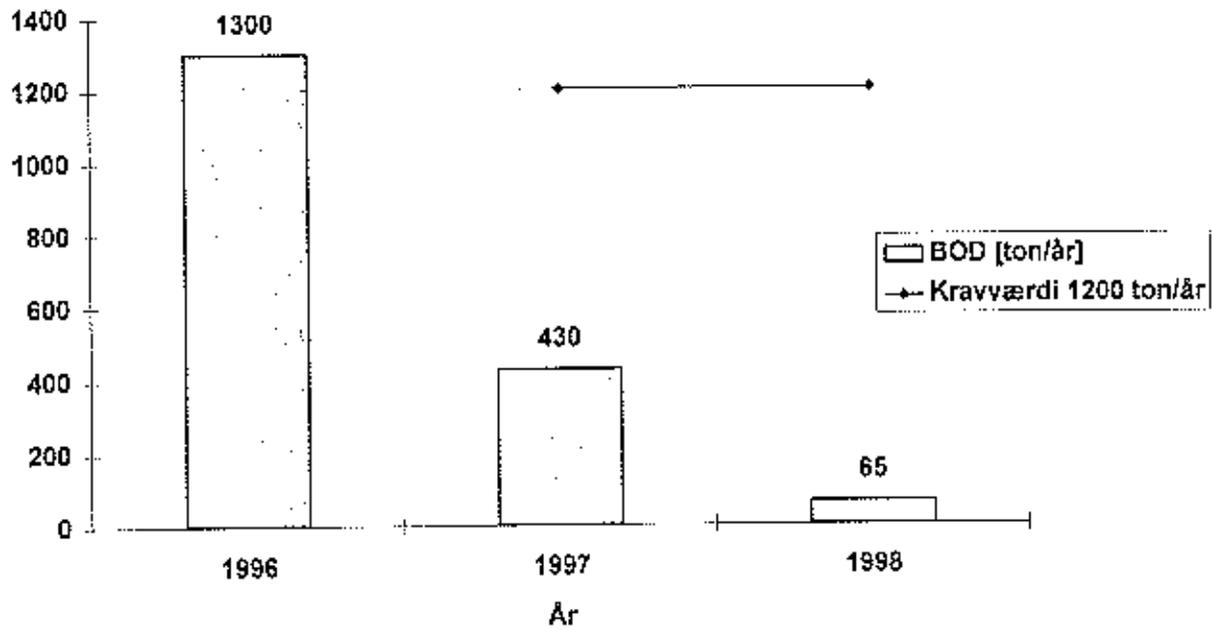
Lynettefællesskabet I/S  
Renseanlæg Lynetten  
Afløbsmængde, Total-N [ton/år]



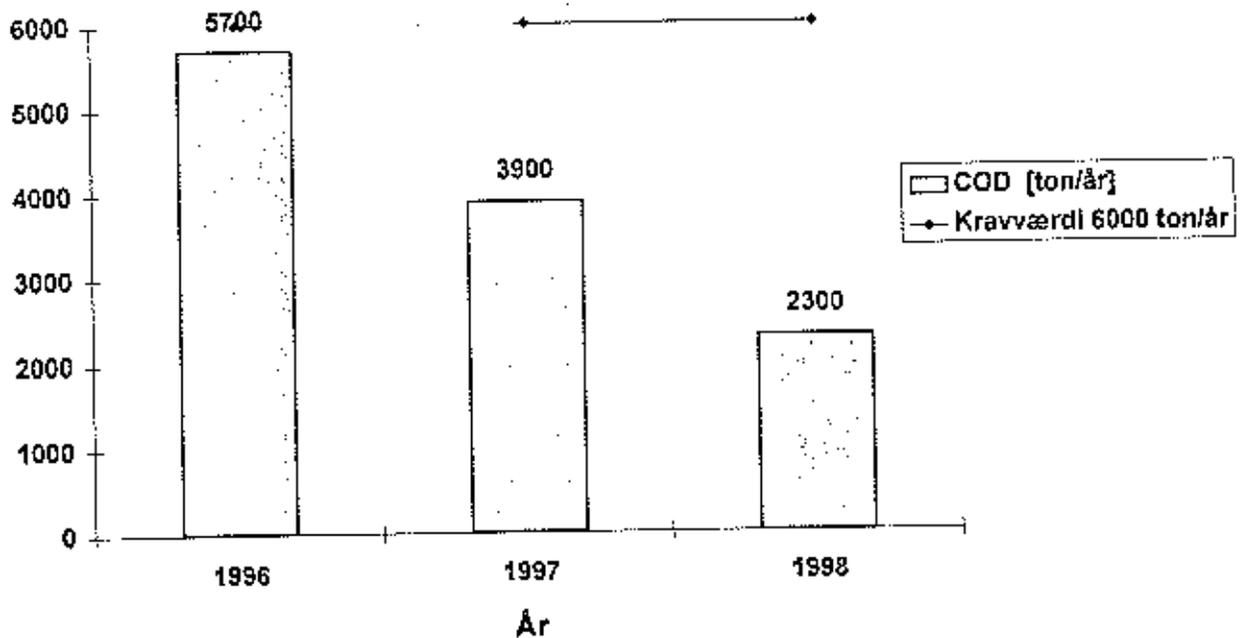
Lynettefællesskabet I/S  
Renseanlæg Lynetten  
Afløbsmængde, Total-P [ton/år]



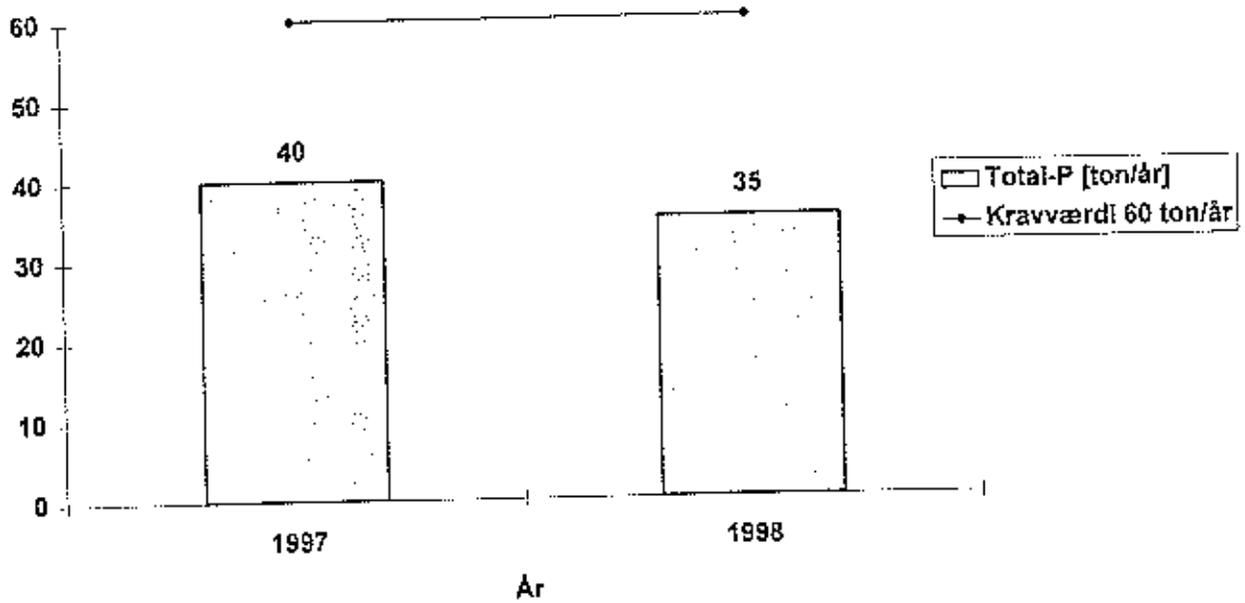
Lynettefællesskabet I/S  
Renseanlæg Lynetten  
Afløbsmængde, BOD [ton/år]



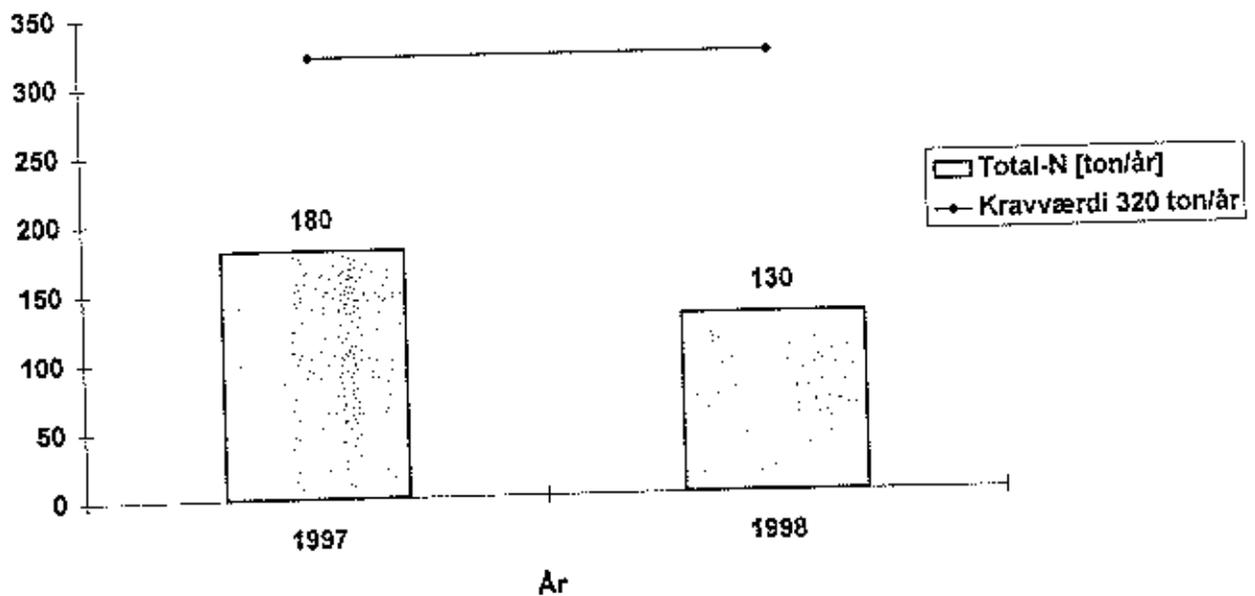
Lynettefællesskabet I/S  
Renseanlæg Lynetten  
Afløbsmængde, COD [ton/år]



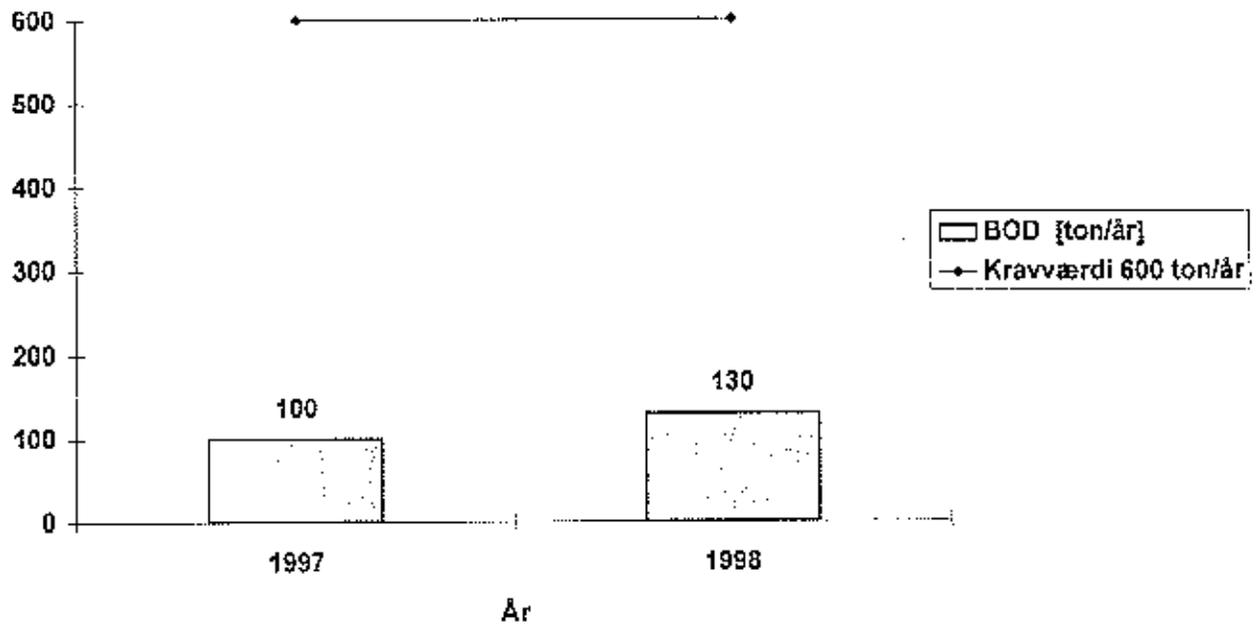
Lynettefællesskabet I/S  
Renseanlæg Damhusåen  
Afløbsmængde, Total-P [ton/år]



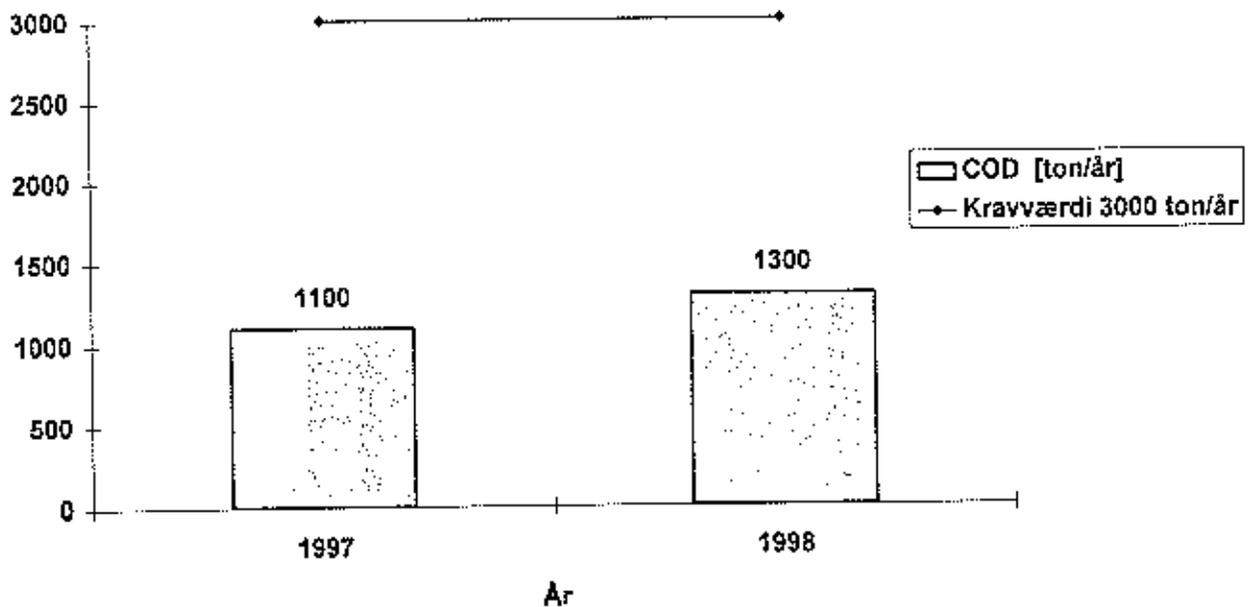
Lynettefællesskabet I/S  
Renseanlæg Damhusåen  
Afløbsmængde, Total-N [ton/år]



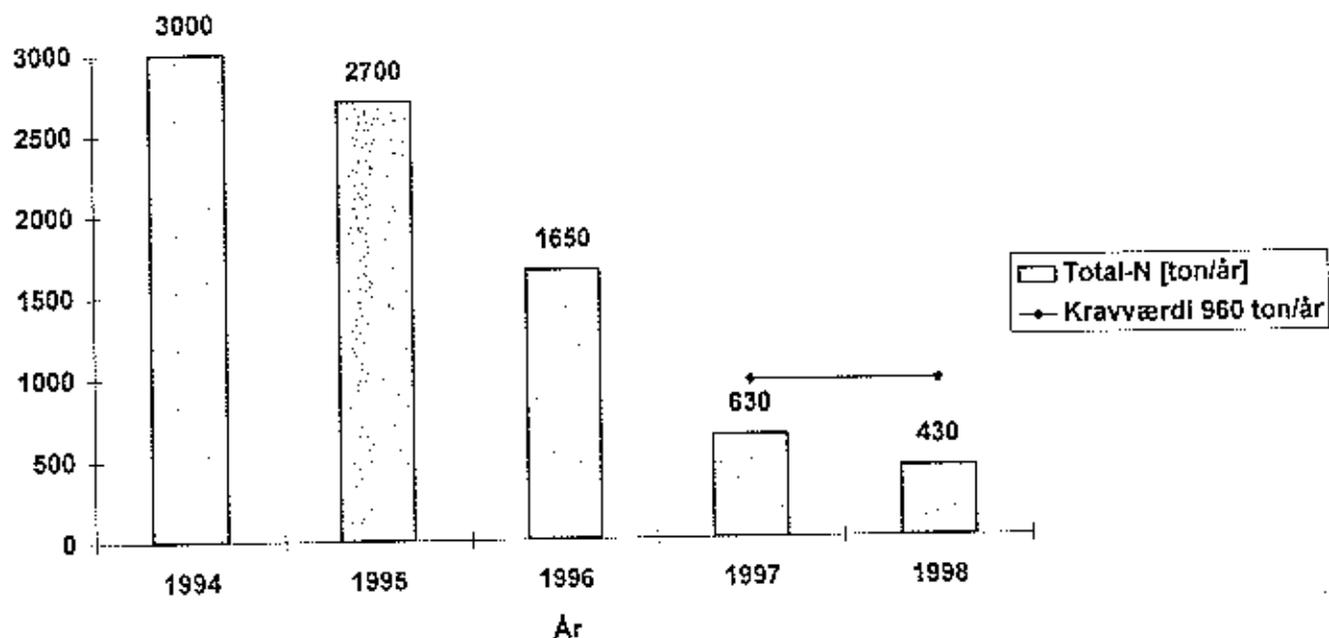
Lynettefællesskabet I/S  
Renseanlæg Damhusåen  
Afløbsmængde, BOD [ton/år]



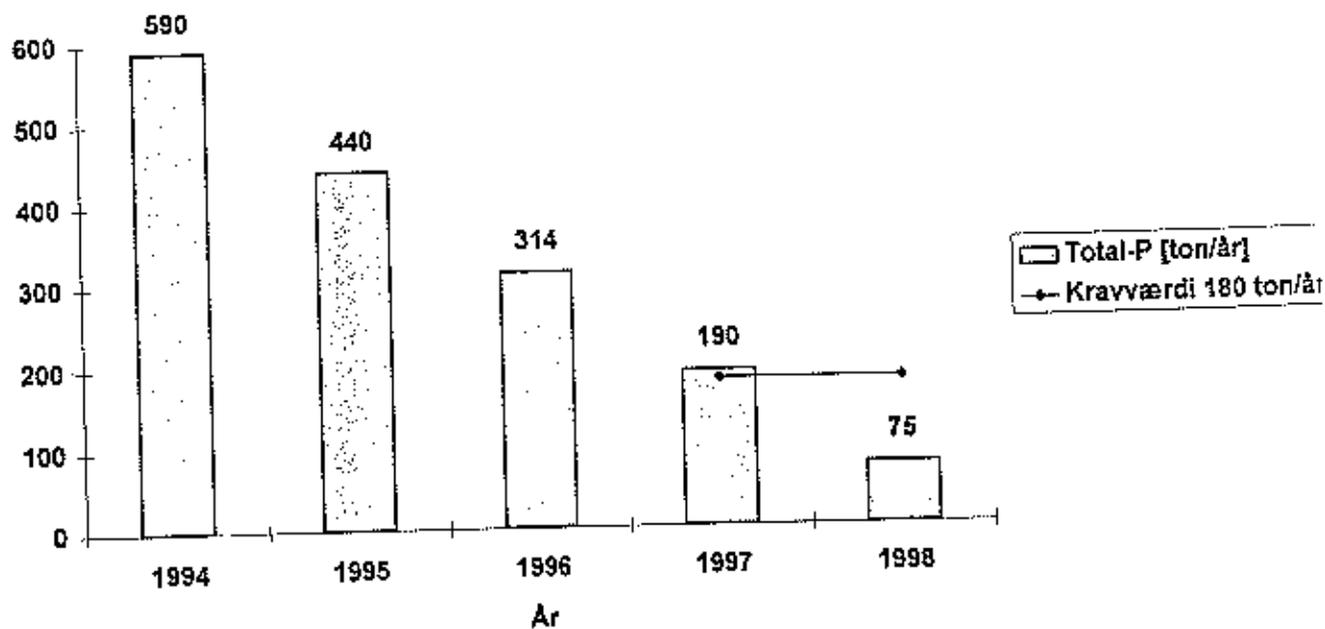
Lynettefællesskabet I/S  
Renseanlæg Damhusåen  
Afløbsmængde, COD [ton/år]



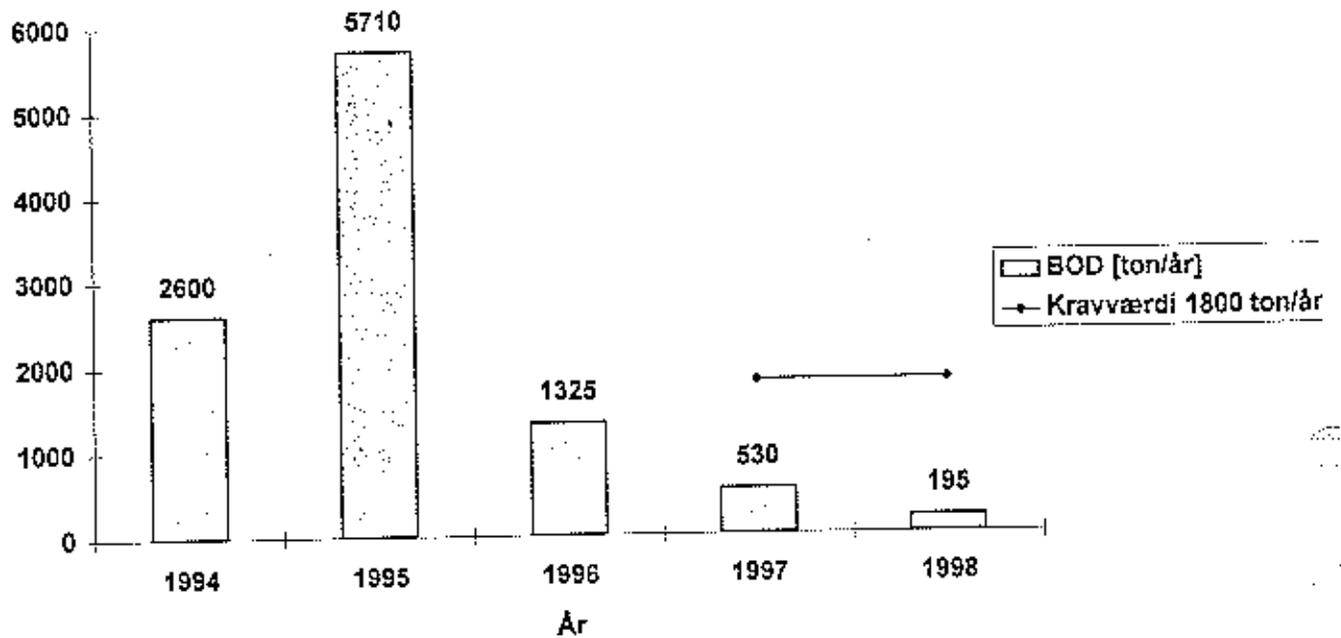
Lynettefællesskabet I/S  
Renseanlæg Lynetten og Damhusåen  
Afløbsmængde, Total-N [ton/år]



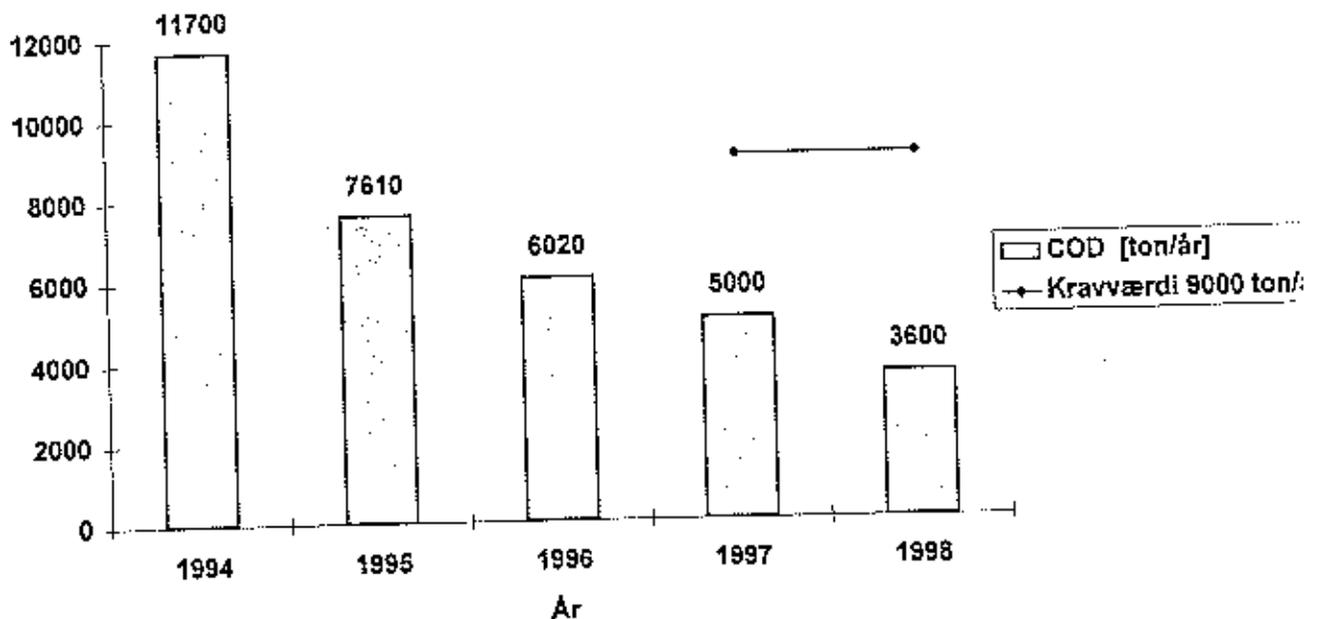
Lynettefællesskabet I/S  
Renseanlæg Lynetten og Damhusåen  
Afløbsmængde, Total-P [ton/år]



Lynettefællesskabet I/S  
Renseanlæg Lynetten og Damhusåen  
Afløbsmængde, BOD [ton/år]



Lynettefællesskabet I/S  
Renseanlæg Lynetten og Damhusåen  
Afløbsmængde, COD [ton/år]



# Biologisk kvävereduktion - tron möter sanningen på 12 meters djup

Maria Rothman<sup>1</sup>, Johan Ståhl<sup>2</sup> och Lars-Gunnar Reinius<sup>3</sup>

<sup>1</sup>Stockholm Vatten, Henriksdals Reningsverk, Värmdövägen 23, S- 131 55  
Stockholm E-mail: maria.rothman@stockholmvatten.se

<sup>2</sup>Stockholm Vatten, Henriksdals Reningsverk, Värmdövägen 23, S- 131 55  
Stockholm E-mail: johan.stahl@stockholmvatten.se

<sup>3</sup>Stockholm Vatten, S-106 36 Stockholm. E-mail: lg.reinius@stockholmvatten.se

## Sammanfattning

Henriksdals reningsverk byggdes om för kvävereduktion under tidsperioden 1994-1997. Dimensionerande data för ombyggnaden togs fram i fullskaleförsök som utfördes under en sexårs period. Den färdig anläggningen har erhållit bättre resultat än förväntat. Anläggningen dimensionerades för att vid full belastning uppnå en utgående kvävehalt på 14 mg/l. Reningsresultatet från anläggningen ligger idag som årsmedelvärde på 7 mg/l. Tillgången på nitrat verkar främst begränsa denitrifikationsgraden. Vid recirkuleringsgrad på över 300 % kan en kvävereduktion på 80 % erhållas. Fullskaleförsöken som utfördes innan utbyggnaden gav ett bra underlag för att dimensionera anläggningen för fullständig nitrifikation. De nitrifikationshastigheter som uppmätts i den färdiga anläggningen överensstämmer med de nivåer som togs fram i underlaget.

## Inledning

I samband med de ökade kraven på kväve- och fosfor rening har reningsverken i Stockholm byggts ut för ett gemensamt villkor för det samlade utloppet. Det samlade utloppet har gett en möjlighet för investeringar där de gör störst nytta. För Henriksdal där biosteket var i behov av en övergripande renovering har störst insatser gjorts. Målet med utbyggnaden på Henriksdal var att erhålla en anläggning som utan tillsats av extern kolkälla kunde erhålla följande värden i det renade avloppsvattnet; BOD<sub>7</sub>: 10 mg/l, Tot-P: 0,3 mg/l och Tot-N: 14 mg/l. Den färdiga anläggningen på Henriksdal togs i drift i juni 1997.

I denna sammanfattning beskrivs underlaget som togs fram inför ut- och ombyggnaden av Henriksdals reningsverks biosteg. De framtagna dimensioneringssiffrorna jämförs i denna rapport med de reningsresultat som erhållits sedan anläggningen tagits i drift. Dessutom presenteras ett antal synpunkter på hur dagens anläggning skulle kunna förbättras ytterligare.

## Bakgrund

För att erhålla nödvändig kunskap inför ombyggnaden av det biologiska reningssteget byggdes 1985 en av de elva luftningsbassängerna om för kväverening. Processen gjordes om från stegbeskickning till pluggflöde och en anoxisk zon för fördenitrifikation infördes. Försöken skulle i ett första steg visa vilken nitrifikationsgrad som kunde erhållas i befintliga volymer. Bassängen byggdes 1989 om med gummimembranluftare samt möjlighet till tre inledande anoxiska zoner. Försök utfördes totalt under sex år. Resultaten från dessa försök redovisas av Hultgren m fl (1991).

Försöken visade att volymerna i den ursprungliga anläggningen kunde drivas med bibehållen nitrifikation till temperaturer ner till 14 °C. Vid försöken erhöles även en nitrifikationskurva som beskriver vilken nitrifikationshastighet som erhålls vid olika temperaturer.

Den möjliga denitrifikation som skulle kunna erhållas i en färdig anläggningen uppskattades också utifrån försöken. Avloppsvatten till Henriksdal innehåller endast små mängder lättnedbrytbart organiskt material. Försöken visade att ca 4 mg N/l kunde reduceras med en denitrifikationshastighet på 2,5-3 g N/kg VSS.h. Därefter börjar denitrifikation ske med partikulärt kol, sk endogen respiration, med en hastighet på 1 g N/kg VSS.h. Försöken visade att denna hastighet kunde erhållas ner till en utgående kvävehalt på 10 mg/l. Ytterligare reningsgrad kunde inte förutses från försöken eftersom det ej gick att driva anläggningen vid längre upphållstider eller högre recirkuleringsflöden.

Försöken visade att en utökad volym var nödvändigt för att erhålla nitrifikation året runt. Eftersom en sprängning ändå var nödvändig beslutades det att samtidigt ta till volymer för denitrifikation så att en extern kolkälla inte skulle behöva tillsättas. Utökade volymer var den billigaste lösningen eftersom kostnaden för denitrifikationen endast bestod av investeringskostnaden för sprängningen.

Utifrån framtida belastnings beräkningar och med de erhållna hastigheterna beständes att en volymökning från 60 000 m<sup>3</sup> till 200 000 m<sup>3</sup> var nödvändig för Henriksdals reningsverk. Den ursprungliga anläggningen bestod av elva parallella bassänger och det fanns bara utrymme i berget att utöka med ytterligare tre bassänger. För att erhålla den nödvändiga volymen behövde de befintliga bassängerna fördjupas från 5 till 12 meter samt ytterligare tre bassänger sprängas ut.

Alkaliniteten i avloppsvattnet är låg och en rädsla fanns för att pH värdet skulle sjunka ytterligare genom en minskad avdrivning av koldioxid i de djupa bassängerna. Denna eventuella sänkning bedömdes inte påverka processen i någon större utsträckning.

## Material och metoder

### Anläggningsdata

I tabell 1 redovisas data från Henriksdals reningsverk biosteg efter ombyggnaden.

Tabell 1. Anläggningsdata från biosteget

Objekt	Enhet	Data
Medelflöde (1998)	m <sup>3</sup> /s	2,8
Max flöde	m <sup>3</sup> /s	8
Antal block	st	7
Luftningsbassäng- volym	m <sup>3</sup>	204 000
Bassängdjup	m	12
Syremätare	st/block	4
SS-mätare	st/block	2

### Processutformning och mätpunkter

Anläggningen har tagits i drift i tre steg under tidsperioden 95-97. Biosteget har drivits så att en fullständig nitrifikation alltid erhålls med så små luftade volymer som möjligt. Detta uppnås genom att utgående ammoniumhalt ej får överskrida 2 mg/l mätt som medelvärde per vecka. Börvärdet för syre ställs in mellan 1-3 mg/l. Slamhalten varierar inom området 2000-3000 mg/l.

Varje block i biosteget är indelat i sex zoner. Mellanvägg finns endast mellan zon 3 och 4. I figur 1 beskrivs vilka processutformningar som testats sedan anläggningen tagits i drift. Recirkulationsflödet ställs in via styrsystemet som ett fast värde.



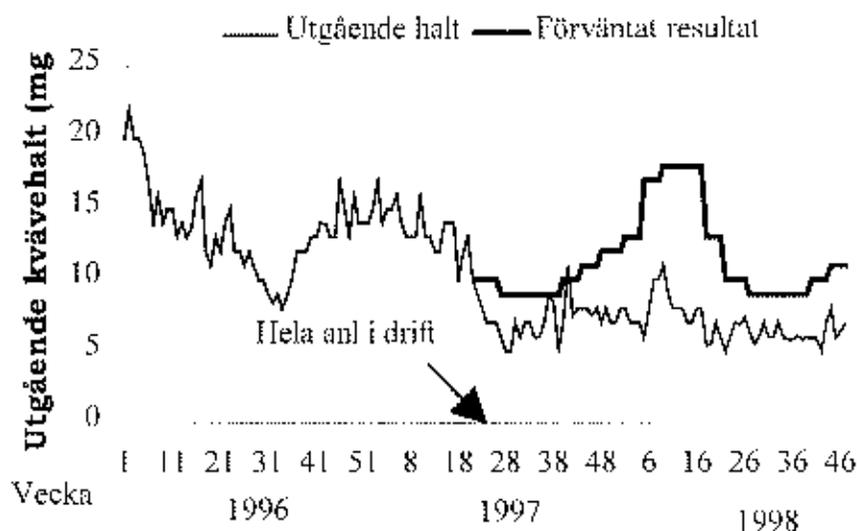
Figur 1. Utformning av biosteget samt olika processmöjligheter för respektive zon (A: Anoxisk zon, O: Luftad zon)

## Diskussion och resultat

### Utgående kvävehalter

I figur 2 redovisas vilken utgående kvävehalt som erhållits sedan de nya anläggningsdelarna tagits i drift. Från juni 1997 har hela den nya anläggningen varit i drift. I figur 2 redovisas även vilka utgående värden som förväntats vid dimensioneringen av anläggningen. Resultaten visar att den färdiga anläggningen

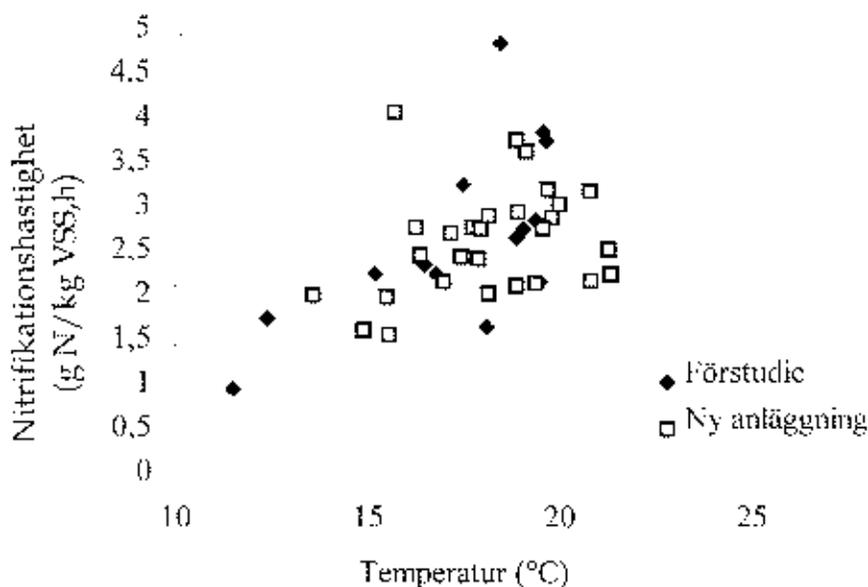
går betydligt bättre än förväntat. Detta kan delvis förklaras med att belastningen är lägre samt temperaturen högre än väntat men beror främst på en betydligt högre denitrifikationsgrad än förväntad.



Figur 2. Utgående kvävehalt från Henriksdals reningsverk 1996-1998 samt förväntat resultat enligt dimensionerande data

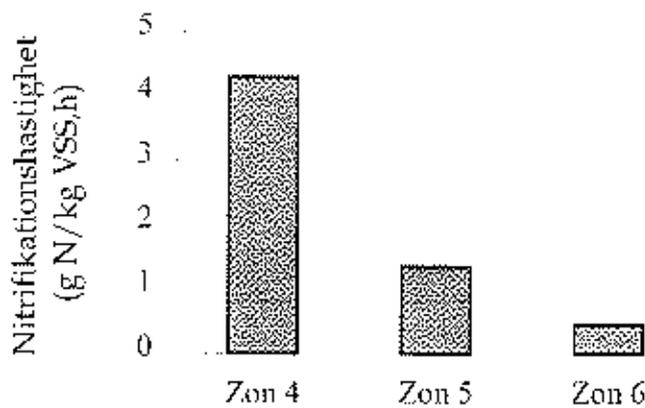
### Nitrifikationshastigheter

Figur 3 redovisar erhållna nitrifikationshastigheter vid olika temperaturer i den nya anläggningen beräknad utifrån inkommande och utgående kvävehalter samt de nitrifikationshastigheter som erhöles vid förstudien. De hastigheter som erhålls i förstudien stämmer väl överens med de hastigheter som erhålls i den nya anläggningen.



Figur 3. Nitrifikationshastighet vid olika temperaturer. dimensionerande data och erhållna.

I figur 4 redovisas nitrifikationshastigheten som erhålls genom mätning i varje zon. Denna mätning har visat att en betydligt högre hastighet erhålls i den första luftade zonen. Orsaken till detta är ännu inte fastställt.



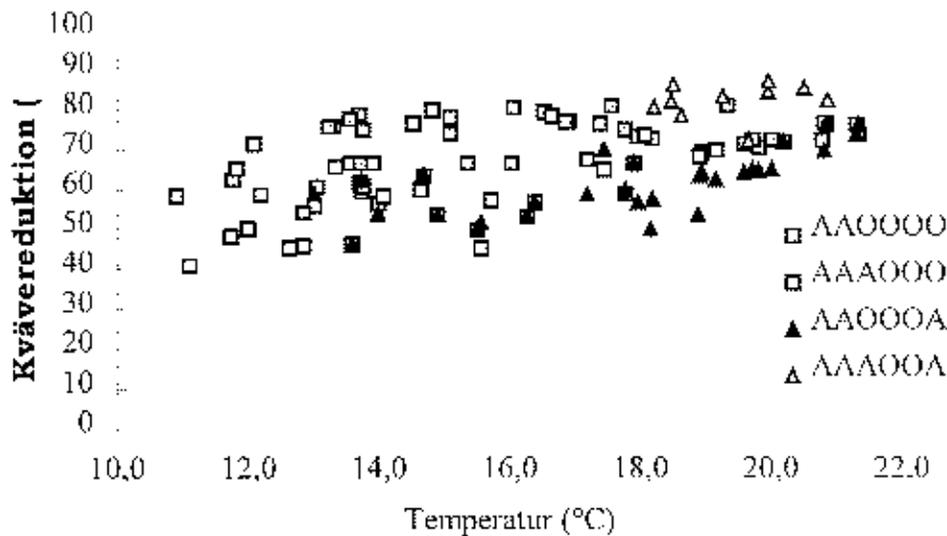
Figur 4. Nitrifikationshastighet i tre zoner

Det fanns en oro för att pH-halten skulle sjunka i de djupa bassängerna vilket skulle medföra en nitrifikationshämning. Denna hämningseffekt har inte kunnat påvisats trots att pH halten varit ca 0.2 enheter lägre än tidigare. I förstudien var pH halten i det utgående vattnet 6.2 medan pH halten i den färdiga anläggningen ligger runt 6.0. Alkaliniteten i det utgående vattnet är ca  $60 \text{ mg HCO}_3^- / \text{l}$  vilket tyder på att alkalinitetsbrist ej föreligger.

### Processutformningar

Sedan anläggningen tagits i drift har en rad olika processutformningar testats. I figur 5 redovisas vilken kvävereduktion som uppnås vid olika driftsätt och temperaturer. Vissa utformningar har enbart kunnat testats vid högre vattentemperaturer. Resultaten visar att den mest optimala processlösningen är att driva anläggningen med tre anoxiska zoner, två luftade och därefter ytterligare en anoxisk zon. Den sista anoxiska zonen är viktig för att minska risken att recirkulera höga syrehalter.

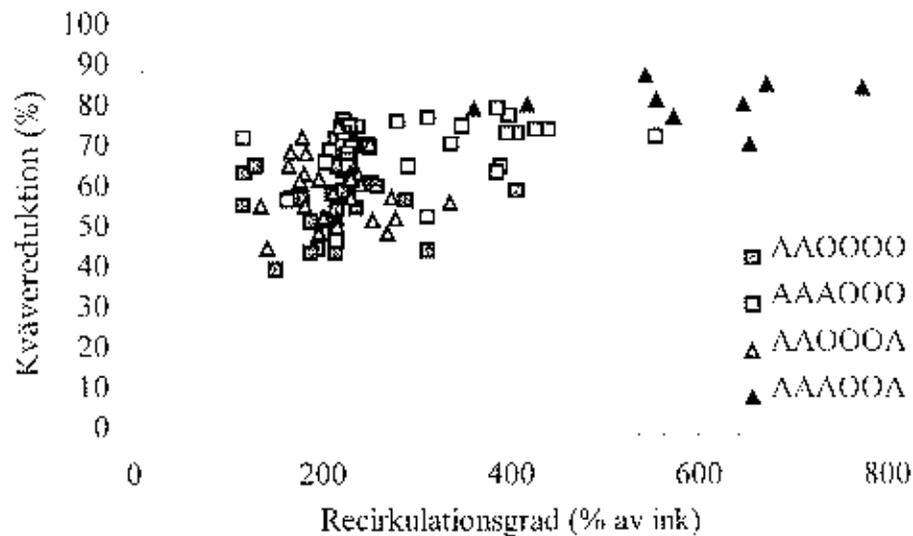
Luftningsbassängerna är indelade i sex zoner. Det finns endast mellanväggar mellan zon 3 och 4. Avsaknaden av mellanväggar medför att syre kan överförs från de luftade zonerna till de anoxiska genom olika strömbildningar. Driftsätt där skiljelinjen mellan anoxisk och luftad zon går mellan zon 2 och 3 har därför givit sämre resultat än förväntat.



Figur 5. Kvävereduktion vid olika temperaturer för olika processutformningar (A: Anoxisk zon, O: Luftad zon)

### Denitrifikation

Den erhållna kväverensningsgraden har varit högre än beräknat. Detta beror främst på att denitrifikationsgraden har varit högre än förväntad. I figur 6 redovisas kvävereduktionen vid olika recirkulationsgrader och driftsätt. För att erhålla en hög kväverensningsgrad krävs en recirkuleringsgrad på över 300 % samt en så lång anoxisk uppehållstid som möjligt. Erfarenheterna från Henriksdal visar att denna anläggning kan drivas så att en kvävereninggrad på 80 % kan erhållas under de största delarna av året.



Figur 6. Kvävereduktion över biostegget vid olika recirkulationsflöden (A: anoxisk zon, O: Luftad zon)

## Energiförbrukning

I det ursprungliga biosteget användes luften främst för att bryta ner organiskt material. I Henriksdals processlösning används den största delen av det organiska materialet i avloppsvattnet som kolkälla för denitrifikationen. Luften som tillförs används främst för nitrifikation. Energiebehovet för biosteget består av omrörare, luftningssystem, recirkulations- och returslampsumpar. Den totala energiförbrukningen för det biologiska reningssteget på Henriksdal uppgår till 30 000 kWh/dygn varav luftningen står för 20 000 kWh/dygn. Beräknat på kvävereningen åtgår 5 kWh/ kg reducerat kväve i biosteget.

## Övriga synpunkter

Biosteget består av sju separata block som ej kan bindas ihop. Det som främst begränsar vilken mängd avloppsvatten som kan behandlas i detta reningssteg är antalet sedimenteringsbassänger i drift. Då en luftningsbassäng tas ur drift måste även sedimenteringsbassängerna som tillhör detta block stängas av. Det vore en fördel för anläggningen att kunna binda samma sedimenteringsbassängerna då någon luftningsbassäng tas ur drift.

Tidvis stiger halten löst fosfor ut från biosteget. Denna stigning har kopplats till hög temperatur och slamålder.

Alla förändringar i processen såsom inställning av recirkulationsflöde, antal zoner i drift, börvärde på syre mm sker idag manuellt. En ytterligare optimering på kvävereduktionen skulle kunna erhållas genom en automatisering där förändringar kan ske efter olika dygnsvariationer.

Slamegenskaperna i biosteget har varierat sedan anläggningen tagits i drift. Perioder med klart förhöjda halter trådformiga bakterier, främst *Microthrix parvicella*, har observerats. Dessa perioder har även sammanfallit med dåliga slamegenskaper. Flytslam har inte påvisats i det biologiska reningssteget till följd av detta. Detta kan bero på att slammet hela tiden har fria passager i bassängerna och att utloppet från luftningsbassängen till eftersedimenteringsbassängen sker med överfall.

## Slutsater

Den färdig anläggningen har erhållit betydligt bättre resultat än förväntat. Anläggningen dimensionerades för att vid full belastning uppnå en utgående kvävehalt på 14 mg/l. Reningsresultatet från anläggningen ligger idag som årsmedelvärde på 7 mg/l.

Tillgången på nitrat verkar främst begränsa denitrifikationsgraden. Vid recirkuleringsgrader på över 300 % kan en kvävereduktion på 80 % erhållas.

Fullskaleförsöken som utfördes innan utbyggnaden gav ett bra underlag för att dimensionera anläggningen för fullständig nitrifikation. De nitrifikationshastigheter som uppmäts i den färdiga anläggningen överensstämmer med de nivåer som togs fram i underlaget.

En pH-sänkning på 0.2 enheter erhålls i de 12 m bassängerna. Denna pH-sänkning har inte haft någon märkbart hämmande effekt på kvävereningen.

## Referenser

Hultgren, J., Möllersten, I. och Reinius, L-G. 1991. Introduction of deep oxie/anoxic tanks at Henriksdals sewage treatment plant to increase the capacity. Wat Sci Tech. 23: 1783-1792.

# PROJEKT KÄPPALA 2001

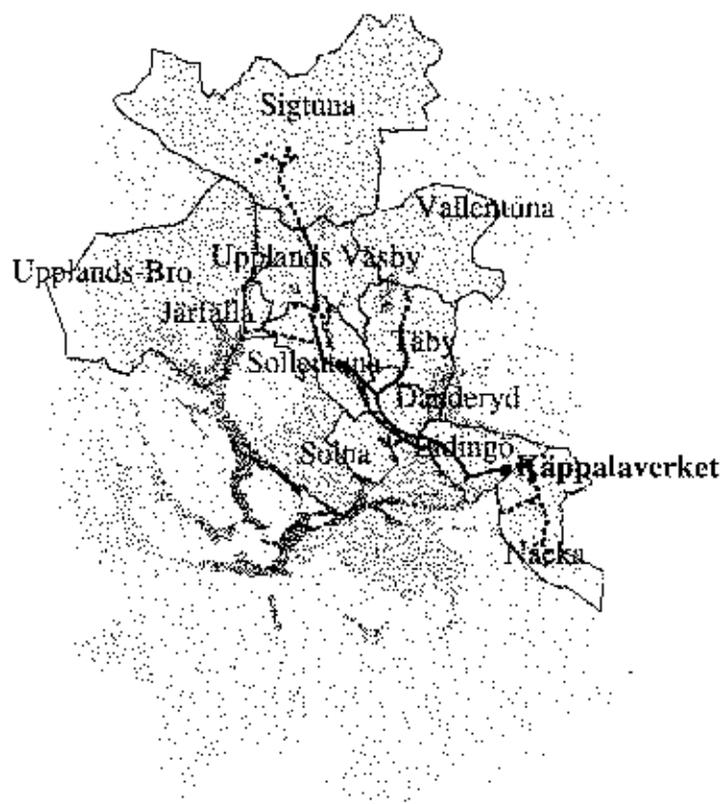
## Det nya Käppalaverket. Projektets genomförande och erfarenheter från 8 månaders drift

Bengt Bengtsson, Torsten Palmgren, Käppalaförbundet, Box 3095, 181 03 Lidingö, Sverige

E-post [tp@kappala.se](mailto:tp@kappala.se)

### Inledning

Käppalaförbundets verksamhet omfattar omhändertagande av avloppsvatten från de nio ägarkommunerna. Detta sker genom ett ca 60 km långt tunnelsystem som leder avloppsvattnet via tre pumpstationer till Käppalaverket i Lidingö nordost om Stockholm. Förutom de nio ägarkommunerna tas avloppsvatten också om hand från ytterligare två kommuner. Upptagningsområdet framgår av figuren nedan.



Det "gamla" Käppalaverket togs i drift 1969. Anläggningen är i sin helhet placerad insprängd i berg. Mot bakgrund av de planer som fanns under 60-talet om

befolkningsutveckling i Stockholmsområdet och en fördubbling av renvattenförbrukningen var de ansvariga för utbyggnaden övertygande om att en fördubbling av Käppalaverket skulle vara nödvändig redan under de första åren av 70-talet. Så blev inte fallet. Renvattenförbrukningen är idag lägre än den var på 60-talet, 180 L/p, dygn. Det har skett en kraftig expansion av antalet anslutna personer, ca 240.000 år 1970 till ca 350.000 1998.

Genom utveckling av reningsprocesserna under 70- och 80-talen har kapaciteten ökat vid verket. 1980 infördes tvåpunktsfällning vilket möjliggjorde en sänkning av tillåten fosforhalt i det renade vattnet från 0,5 mg/L till 0,3 mg/L. Från 1987 användes en av sex linjer för försök med kväverening.

I mitten av 80-talet bestämdes av Sveriges riksdag att kväverening till minst 50% skulle införas vid kustbaserade svenska reningsverk från norska gränsen till och med Stockholms skärgård. Tillsammans med en ökning av antalet anslutna med mellan 2.000 och 4.000 per år innebar detta att kapacitetstaket för verket bedömdes överskridas i slutet av 90-talet. En utbyggnad blev därför nödvändig. Till dessa två skäl fanns också behovet att förbättra arbetsmiljön i den bergförlagda anläggningen och att minska luktspridningen till omgivningen.

## Försöksfas

Som nämnts ovan startade försök med kväverening redan 1987 i det "gamla" verket. Intensiva försök genomfördes under åren 1987 till 1991 i en av de sex linjerna. Verkets flexibla uppbyggnad medgav att försök med fördenitrifikation med varierande utförande kunde genomföras med endast smärre ombyggnader, installation av väggar och omrörare. En av de lärdomar vi drog av dessa försök var att förhållandena vad avser flöde, temperatur och belastning varierar mycket kraftigt mellan olika år. Framförallt snösmältningsperioden kan vara mycket varierande. Lägsta månadsmedelvärde för temperaturen i inkommande vatten under våren kan variera mellan 7 °C och 10 °C. En temperatursänkning på 3 °C ökar volymsbehovet eller nödvändig slamålder med drygt 30%.

Vi såg tidigt att för att med säkerhet klara både kraven på kväverening och en högsta fosforhalt av 0,3 mg/L fordrades ett sista poleringssteg med sandfilter. För att få riktiga dimensioneringsdata för filtersteget genomfördes ett flertal filterförsök under början av 90-talet i pilotskala. En lärdom av dessa försök var att fällning på sandfilter med järnsulfat kraftigt påverkar slamlagringskapaciteten.

För att klara lukstörningarna i omgivningen, det finns bostäder över berganläggningen, gjorde vi den bedömningen att det vore bättre att rena de mest luktande ventilationsflödena i någon typ av reningsanläggning istället för att bygga en hög skorsten. Försök i pilotskala genomfördes i slutet av 80-talet i en skrubberanläggning. Slutsatsen var att en komisk skrubber klarade de krav på luktrening som sannolikt skulle behövas. Andra reningssystem bedömdes ej klara dessa krav.

## Planeringsfas

Sedan beslut om utbyggnad fattats av förbundets politiska ledning 1991 startades planeringen för utbyggnad. Denna kan indelas i tre faser.

### Fas 1 Idéskisser

Vi inbjöd två konsultföretag att förutsättningslöst föreslå lämplig utbyggnad av Käppalaverket för att dels klara kända reningskrav, för BOD7, fosfor och kväve,

samt dels en beräknad belastning år 2020. Utgångspunkten var att förslagen var vår egendom och vi kunde använda dem fritt. Idéskisserna utgjorde grund för val av part till hjälp för den fortsatta planeringen av utbyggnaden. Vidare kunde vi utreda ca 50 processvarianter som föreslagits, välja de som i vårt fall bedömdes som mest intressanta.

Från detta underlag fastställde vi en vision för det utbyggda Käppalaverket som också har legat till grund för det fortsatta arbetet. I denna vision ingick att den framtida anläggningen skulle vara:

- ☆ flexibel
- ☆ robust mot processtörningar
- ☆ låga drift- och underhållskostnader
- ☆ biologiska processer så långt möjligt

Efter den inledande planeringen kom vi också snart fram till ytterligare ett villkor nämligen att hela det tillgängliga bergutrymmet skulle tas i anspråk vid detta tillfälle. Som nämnts finns bostäder över anläggningen. Varje sprängning innebär omfattande störningar för dessa. Vi såg det inte möjligt att planera för att spränga ytterligare en gång på mycket lång tid.

## Fas 2 Principförslag och tillståndsansökan

I samarbete med det valda konsultföretaget påbörjades 1992 arbetet med principförslag och tillståndsansökan. Principförslaget, där processutförningen i princip fastlades, låg till grund för tillståndsansökan till koncessionsnämnden för miljöskydd. Vi erhöll tillstånd till en utbyggnad enligt vad vi förslagit. Tillståndet medgav en anslutning av högst 700.000 pe, en ökning från 500.000 pe. I denna ökning inrymdes såväl expansionen i då anslutna kommuner samt ytterligare 100.000 pe från andra kommuner i anslutning till ägarkommunerna. Inom detta utrymme träffades avtal med Nacka kommun om anslutning av del av kommunen motsvarande ca 45.000 pe.

I tillståndet som erhöles i december 1993 fastställdes villkor under en provotid för BOD7, fosfor och kväve. En redovisning av drifterfarenheter och förslag till slutliga villkor skall lämnas till tillståndsmyndigheten senast före år 2000's utgång. Tillståndet överklagades bl a vad gällde föreslagna åtgärder mot lukt. Omkringboende och Lidingö stad ansåg att endast en mycket hög skorsten skulle klara de luktproblem som funnits sedan verket togs i drift. Efter diskussioner och uppvisningar erbjöd sig förbundet att uppföra en 150 m hög skorsten för ventilationsluften från berganläggningen förutom den skrubber som togs i drift 1995 för de mest luktande ventilationsströmmarna. Detta är sannolikt världens högsta skorsten för ventilationsluft från ett reningsverk.

Principförslaget lade fast att utbyggnaden skulle ske i två etapper, huvuddel 1 och huvuddel 2. Huvuddel 1 omfattade byggande av den nya delen innehållande ombyggnad av inloppsdel där de gamla gallren ersattes med silar, 3 mm spaltbredd. Tre gamla öppna sandfång ersattes med fyra nya helt täckta. Nya delen indelades därefter i fem linjer med försedimentering, biobassänger och eftersedimentering. Därefter som nämnts ett slutsteg i form av ett sandfilter, tvåmedia nedströmsfilter.

Huvuddel 2 omfattar ombyggnad och renovering av den gamla delen samt viss ombyggnad av ovanjordsanläggningarna som slambehandling och slamavvattning.

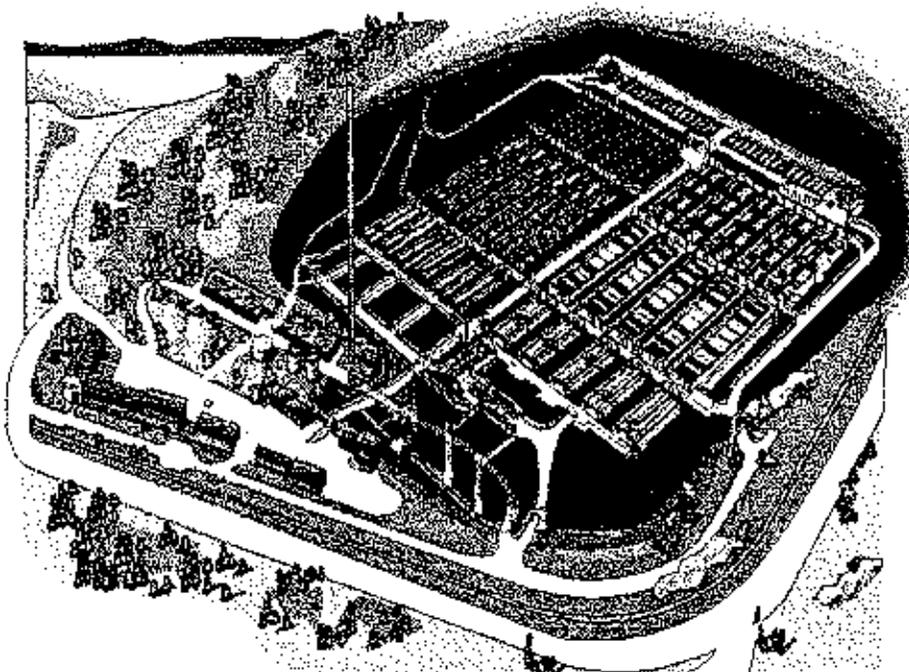
Enligt tidplanen från 1994 skulle den nya delen, huvuddel 1, tas i drift vid halvårsskiftet 1998 och huvuddel 2 vid årsskiftet 1999/2000.

### Fas 3 Förprojekt

Förprojektet bedrevs 1993/1994. I förprojektet genomgicks alla discipliner d v s process, el, instrument, SRÖ (styrning, reglering, övervakning), rör och ventilation. Principer och huvudsaklig layout, tidplan samt en projektbudget fastställdes. Kostnaden för utbyggnaden beräknades i 1994 års penningvärde till ca 1.000 Mkr. Under förprojektet framtoogs också en utförandestandard för el, mek, instrument och rör. I denna fastställdes så långt möjligt enhetliga system för produkter och materialval. Standarden syftade till att anläggningen under drift skall ha låga underhållskostnader samt vara enhetligt uppbyggd. Som bas användes de standarder som framtagits för skogsindustrin i Sverige.

Förbundets egen organisation är optimerad för drift och underhåll har därför ej kapacitet eller kompetens att genomföra ett projekt i denna storleksordning. I stället har ett projektledningsföretag anlåtats som håller i projektet för förbundet. Detta företag har hand om inköp, tidplanering, platskontor, platsledning i alla discipliner samt ekonomisk uppföljning. Den projektförm som valdes var samarbetsentreprenad d v s varje delentreprenad upphandlas och följs för sig. Totalt har ett hundratal entreprenader löpt under projektet hittills. Genom denna entreprenadform har förbundet hela tiden haft full kontroll över alla delar i det nya Käppalaverket. Personalens kunskaper och erfarenheter har till fullo tagits tillvara. Det har blivit vår anläggning och inte något som en total- eller generalentreprenör byggt och som känts främmande.

Figuren nedan visar det utbyggda Käppalaverket.



## Genomförandefas

Genomförandefasen inleddes under våren 1994 med detaljprojektering. Byggstart, utsprängning av den nya delen, inleddes under hösten 1994. Utsprängningen stod klar under våren 1996 då byggentreprenaden inleddes varefter övriga arbeten

startades. Som mest var ca 500 personer sysselsatta i berget. Genom entreprenadformen fordrades ett mycket noggrant tidplanarbete från projektledningens sida. Detta lyckades också mycket väl. Idrifttagningen av huvuddel 1 kunde göras tre månader tidigare än planerat dvs den 1 april 1998. Allt vatten behandlas från detta datum i den nya delen. Den gamla delen är helt avstängd för ombyggnad april 1998 - december 1999.

Kapaciteten i den nya delen är 2/3 av full kapacitet dvs ca 470.000 pe. Med den belastning som nu är på verket, ca 500.000 pe (januari 1999) är verket något överbelastat. I december 1998 började inpumpningen från Nacka vilket innebar en 10 %-ig ökning av den hydrauliska belastningen.

Under hela projektet har stor vikt lagts till kvalitetsstyrning. Av samtliga inblandade konsulter och entreprenörer har krävts att man följer ISO 9001's kvalitetsstandard. I projektledningen har ingått revisioner hos samtliga vad gäller kvalitetsstyrningen. Innan något förskott eller annan betalning utgått har företaget ifrågasatt varit tvunget lämna en kvalitetsplan.

Resultatet av denna styrning av projektet framkom vid driftsättningen. Alla utcheckningar har gått mycket smärtfritt vilket omvittnats av de inblandade parterna.

Redan från början stod det klart för oss att ett projekt i denna storleksordning skapar mängder av dokument av olika slag, ritningar, beskrivningar, underhållsdokument mm. Likaså är det normalt ett stort problem att hålla byggarbetsplatsen med relevanta aktuella ritningar. I projekt Käppala 2001 krävdes av samtliga projektörer och entreprenörer att de skulle rita i samma verktyg och arbeta on-line mot en gemensam projektservr i Stockholm. Vid byggarbetsplatsen upprättades en kopieringscentral där senast godkända version av samtliga ritningar togs fram. Detta innebar en kraftig besparing av kopieringskostnaderna. Papperskopior behövde inte tas fram och skickas till samtliga berörda. Istället kunde de inblandade hämta ritningen från servern och vid behov skriva ut den eller titta på den på skärmen.

För varje standard fastslogs ett beteckningssystem för all ingående utrustning. Samtliga objekt som finns på ritningarna har en koppling till en databas där information om objektet finns. Detta innebär att från styrsystemets processbild kan man genom ett enkelt "klick" på ett objekt på skärmen få fram all information om objektet ifråga. Koppling finns också till det datoriserade underhållssystemet.

## Driftsättning

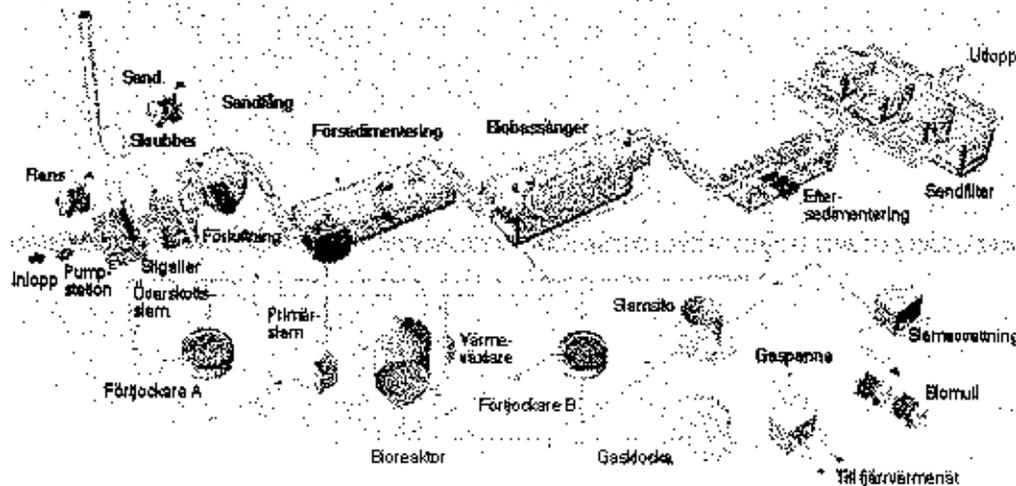
Driftsättningen genomfördes efter en detaljerad tidplan. En anledning till att tidplanen måste göras detaljerad var målsättningen att driftsättningen inte skulle påverka reningsresultatet negativt. Dessutom skulle vår egen organisation "lära" sig att köra det nya verket under driftsättningen. Denna påbörjades i november 1997 och avslutades den 1 april 1998 för huvuddel 1 då vår egen personal tog över ansvaret för driften av den nya delen. Med den inriktning på kvalitet som följt hela projektet följde driftsättningen uppgjord plan utan några större bakslag. Genom att pumpa över aktivt slam från det gamla verket till de nya biobassängerna kunde den biologiska processen hållas igång utan någon allvarligt nedsättning av funktionen.

Första halvårets drift har naturligtvis inte varit helt bekymmersfri. De allvarligaste bristerna fanns i silrenshanteringen. Denna planerades vara uppbyggd med hög säkerhet eftersom denna del är avgörande för att avloppsvattnet skall kunna tas

igenom verket. Således fanns 10 silar med en kapacitet vardera på 1 m<sup>3</sup>/s och där- efter två parallella linjer, skruvar, för att ta rensat till en av fyra containrar. Hy- draulmotorerna till skruvarna var underdimensionerade. Tillsammans med andra mekaniska problem blev detta en flaskhals i ett inledningskedje. Andra problem uppstod med skraporna i såväl för- som eftersedimenteringsbassängerna. Dessa problem ger dock inte samma allvarliga konsekvenser som ett stopp i inloppsde- len.

## Reningsprocess

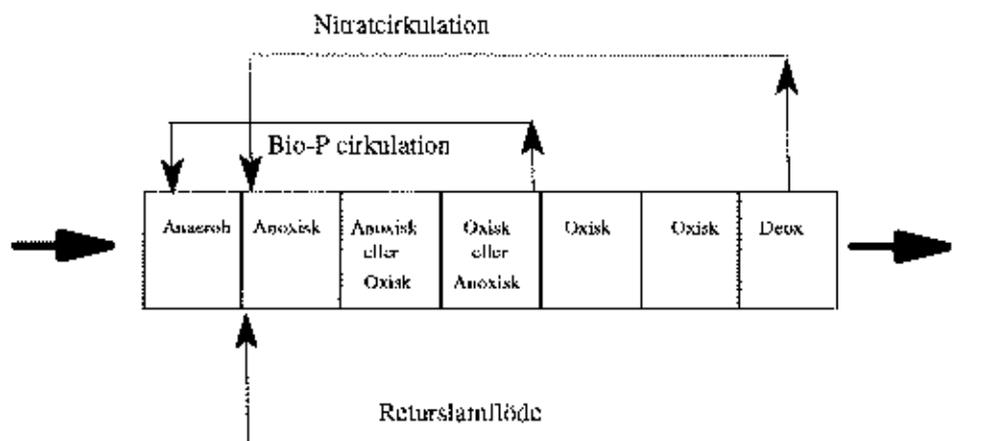
Figuren nedan visar processen i det utbyggda Käppalaverket



Processen är mekanisk, biologisk och kemisk rening. Mekaniska reningen sker ge- nom silning och sedimentering. Den biologiska reningen är uppbyggt för biolo- gisk kväve- fosforrening, d v s biobassängerna är uppdelade i anaeroba, anoxiska, oxiska och deoxiska zoner. Flödena genom biobassängerna kan ses i figuren nedan. Det finns tre recirkulationsflöden.

1. Returslam: Från eftersedimentering till inlopp första anoxiska zonen
2. Nitratcirkulation: Från deoxzonen i slutet av biobassängen till första anoxiska zonen
3. Bio-P cirkulation: Från slutet sista anoxzonen till anaerobzonen

Inkommande försedimenterat vatten blandas med Bio-P cirkulationen i en in- blandningszon i anaerobdelen.



När bio-P processen är fullt utvecklad bedömer vi att fällningskemikalien endast behöver tillföras som slutpolering över filtren. Tills dess doseras kemikalien även som förfällningsdos i förluftningskanalen före sandfången. Som fällningskemikalie används normalt järnsulfat.

Vattnet filtreras efter eftersedimenteringen genom tvåmedia nedströmsfilter. I dessa finns 0,5 m sand, 1,2 - 1,8 mm, och 1,5 m expanderad lera, 2 - 4 mm.

#### Dimensioneringsdata

Verket är dimensionerat för en beräknad belastning år 2020 vilket betyder följande data.

Q <sub>dim</sub>	9.000 m <sup>3</sup> /h
COD	93 ton/dygn
N:	7 ton/dygn
P:	1,4 ton/dygn

Nedan angivna volymer mm avser hela det utbyggda verket d v s med 11 parallella linjer.

Försedimentering:	24.000 m <sup>3</sup> / 7.750 m <sup>2</sup>	
Biobassänger:	Anaerob volym	10.200 m <sup>3</sup>
	Anoxisk volym:	38.000 - 61.000 m <sup>3</sup>
	Oxisk volym	65.000 - 92.000 m <sup>3</sup>

Eftersedimentering: 64.000 m<sup>3</sup> / 12.500 m<sup>2</sup>

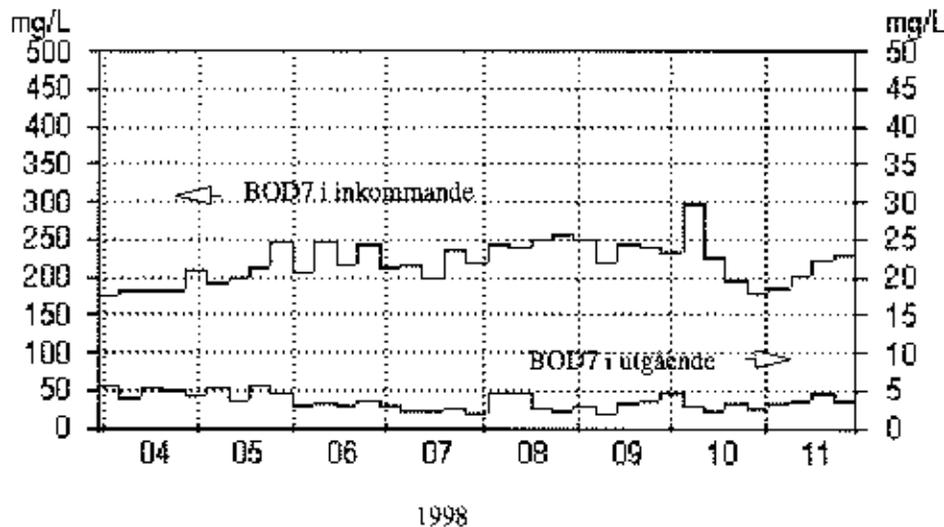
Filter: 30 st á 60 m<sup>2</sup>, Filterhastighet vid Q<sub>dim</sub> 5 m/h

## Reningsresultat

Driftsättning av nybyggda delar påbörjades i november 1997. Den 31 mars 1998 stängdes den sista delen av det "gamla" verket av. All drift var förom detta datum förlagd till nya delen med ny silhall, fyra nya sandfång och därefter fem parallella linjer. Som nämnts tidigare kom de biologiska processerna igång i nya bassängerna utan någon märkbar nedgång i aktiviteten.

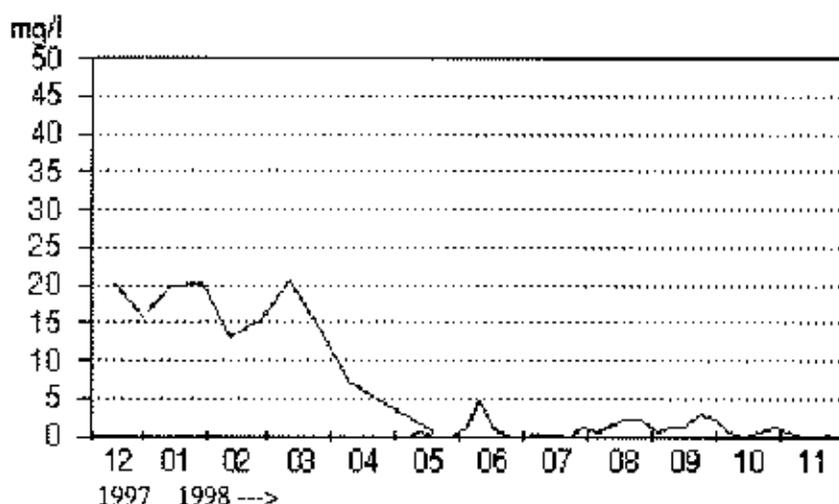
## "BOD" rening

Vid reningen i "gamla" verket uppnådde vi aldrig riktigt låga BOD7-halter i utgående vatten. Genomsnittshalten låg kring 7 mg/L. Med längre uppehållstid i biosteget och filtrering av utgående vatten med mycket låga halter av suspenderad substans är den genomsnittliga BOD7 halten nu ca 3,5 mg/L. Halten suspenderad substans är ca 3 mg/L. Utsläppshalten har under den tid "nya" verket varit i drift varit stabil som framgår av figuren nedan.



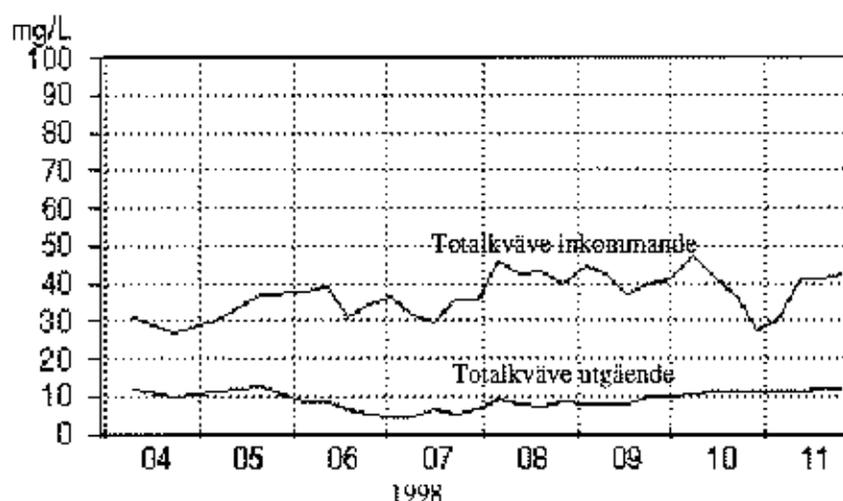
## Kväverening

I diagrammet nedan visas utgående ammoniumkvävehalt. I det gamla verket var det endast i försökslinjen, en av sex linjer, som det fanns en kultur av nitrifierare. Av diagrammet framgår att i det närmaste fullständig nitrifikation kom igång efter ca en månad. Slamhalten i biosteget var under detta skede ca 3.000 g/m<sup>3</sup>. Aerob uppehållstiden i biobassängerna var under största delen av tiden ca 8 timmar.



Ammoniumkväve utgående vatten

Diagrammet nedan visar totalkvävehalten i utgående vatten efter filtren och inkommande totalkvävehalt efter silar. Reningseffekten har varit ca 75 %. Halten i utgående vatten har varit i genomsnitt ca 9 mg/L.

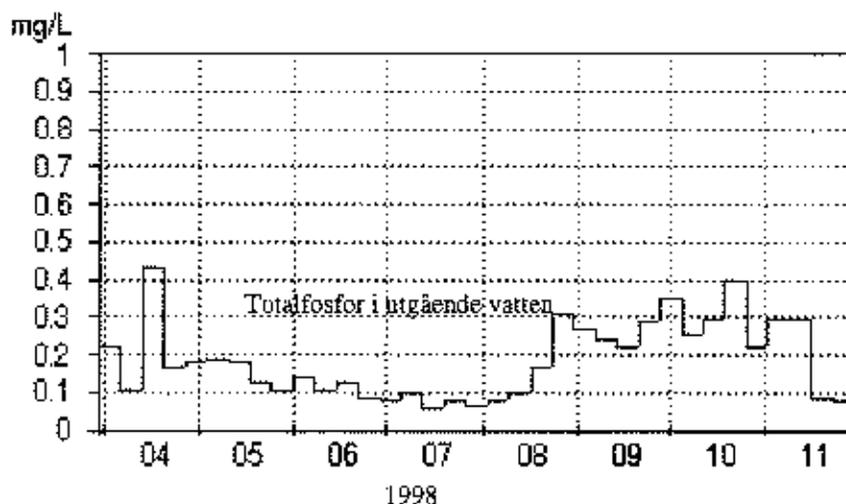


Enligt svenska naturvårdsverket föreskrifter, som är en följd av EU-bestämmelser, skall vi klara en högsta utgående halt av 10 mg/L totalkväve eller en 70%-ig rening. I vårt fall ligger inkommande kvävehalt på ca 40 mg/L vilket med 70%'s rening innebär ett krav på högst 12 mg/L i utgående vatten. Man skall komma ihåg att med endast nya delen i drift är den delen fullbelastad.

### Fosforrening

För att få en fullt utvecklad bio-P process krävs sannolikt att fällningsmedel inte tillsätts före den biologiska reningen. Eftersom doseringen av fällningskemikalien inte förrän under december 1998 kunnat ske med full kontroll på ombyggnaderna har något försök att komma igång med en bio-P process inte utförts. Laboratoriekontroll har visat att det finns bio-P bakterier i processen men inte i tillräcklig omfattning.

Att doseringen inte kunnat ske med full kontroll framgår av diagrammet nedan. Fosforhalten i utgående vatten har varierat från ca 0,05 mg/L till ca 0,4 mg/L i veckosamlingsprov. Halten styrs med dosen fällningsmedel i andra steget dvs före filtren.



En "överdosering av fällningsmedlet, järnsulfat i vårt fall, innebär dock att spol-frekvensen i filtren ökar kraftigt. Filterspolningarna styrs av tryckfallet över filter-bädden. Dock sker spolning efter 100 timmars drift om tryckfallet då inte uppnått gränsen för spolning.

Under några perioder har spolningsfrekvensen varit ca en gång per dygn även vid normal belastning flödesmässigt och med hänsyn till slamflykt från eftersedimen-teringsbassängerna. En noggrann styrning av järndosen före filtren är därför nödvändig. Till vår hjälp har vi en on-line mätare för fosfatfosfor. Någon direkt styrning av järndosen efter fosfatfosforhalten har vi dock inte infört. Justeringen av dosen, flödesstyr, sker manuellt.

## Slutkommentarer

Projekt Käppala 2001 har, hittills, genomförts helt enligt de planer som fastställdes i början av 90-talet. Tidplanen har hållits eller till och med överträffats. Budgeten har också hållits. Prognosen ligger strax under aktuell budget. Programändringar, förbättringar och förändringar som visat sig nödvändiga under projektets gång har uppgått till ca 15% av ursprunglig budget. Totalkostnaden beräknas uppgå till ca 1.300 Mkr. Detta förefaller vara en mycket hög kostnad med utslaget per hushåll blir det ca 9.000 kr.

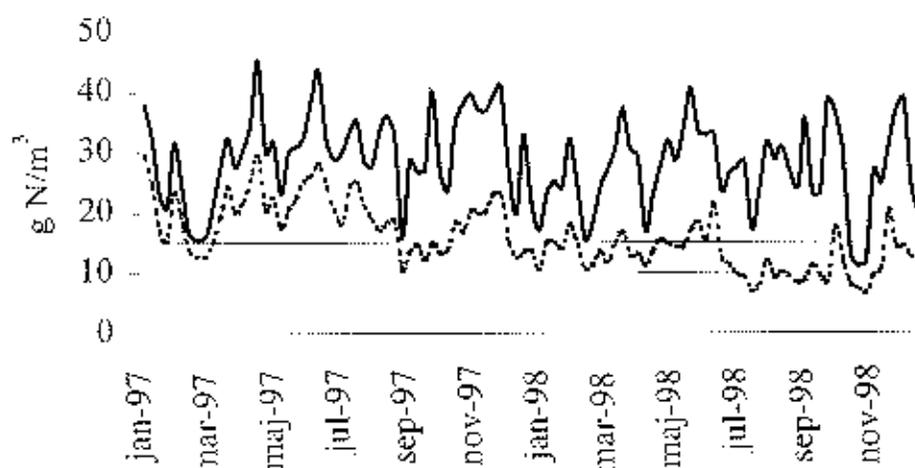
Driftsättningen och reningen i den nya delen har fungerat efter plan utan några allvarligare problem. Reningsresultatet har varit över förväntan. Någon egentlig optimering har det inte funnits tid till under den mycket hektiska tid som vi haft det senaste året.

## Resultat

Anläggningen var i full drift efter ombyggnaderna under slutet av våren 1998. I juni hade biobäddarna varit i drift cirka ett halvår och en god nitrifierande kultur etablerats. Medelvärdet för utgående kvävehalt under juni till december 1998 var 11,6 mg N/l att jämföra med de 15 mg N/l som anläggningen byggdes för. Även fosforhalten uppfyllde med marginal det ställda kravet på 0,5 mg P/l (se Tabell A). Värt att notera är att även om vårens värden, då ombyggnader fortfarande störde processen och den nitrifierande biofilmen i biobäddarna ännu var i en uppbyggnadsfas, räknas in är resultaten för 1998 bra.

Tabell A Kväve och fosforinnehåll i behandlat avloppsvatten

Parameter	1997	1998	juni – december 1998
Kväve	19,4	12,6	11,6
Fosfor	0,65	0,39	0,34



Figur B Kvävehalt för inkommande (heldragen linje) och utgående (streckad) avloppsvatten för Ryaverket.

## Drifterfarenheter

Processkombinationen är relativt ny och mycket lite internationell erfarenhet finns redovisad. Därför sammanfattas några erfarenheter från drift av systemet. En del aspekter har redovisats noggrannare tidigare (Mattsson, 1998).

**Uppbyggnaden av den nitrifierande biofilmen** tog, som väntat, tid. Liksom vid pilotförsöken tog det ca 90 dagar att uppnå full nitrifikationshastighet. Full nitrifikationshastighet är i det här fallet ca  $1 \text{ g N/m}^2 \cdot \text{d}$ . På denna nivå begränsas nitrifikationen av tillförd mängd ammonium.

Under sommaren förekom en del **nitrifikation även i aktivslambassängerna**. Detta trots att slamåldern var låg. Slamåldern var 3-5 dygn, men den acroba slamåldern endast 1-3 dygn. Den nitrifikationen kan visas motsvara den nitrifikation som skulle uppnås om nitrifikationsbakterier kontinuerligt tillfördes aktivslamanläggningen från den nitrifierande biobädden (Mattsson, 1997).

Under slutet av våren 1998 förekom stora mängder **fjädermygglarver** i biobäddarna. I samband med detta sjönk nitrifikationshastigheten kraftigt. Troligen berodde detta på att fjädermygglarverna åt biofilm. Fjädermygglarverna försvann när vi började vattenfyllda biobäddarna regelbundet enligt ett koncept föreslaget av Parker et al. (1989) och därefter återhämtade sig nitrifikationen.

**Ingen hämning av nitrifikationen** pga. oönskade ämnen i avloppsvattnet har hittills noterats. Detta hade av flera skäl heller inte förväntats. För det första har tidigare studier inte visat några höga värden på nitrifikationshämning i inkommande avloppsvatten. För det andra är vattnet till biobädden biologiskt renat i aktivslamsystemet. Till sist bör en tillfällig tillväxthämning inte ha så stor betydelse i ett fastfilmsystem där biofilmen finns kvar när det hämmande ämnet passerat. En eventuell hämning på grund av fosforbrist i samband med överdosering av järnsulfat till aktivslamsystemet utreds.

Systemet är beroende av väl fungerande **sedimentering** eftersom allt kväve som skall denitrifieras måste recirkuleras med sedimenterat vatten till biobädden och sedan till aktivslamsystemet. För att utnyttja sedimenteringkapaciteten på bästa sätt styrs recirkulationsflödet efter inkommande flöde så att sedimenteringsbassängerna inte överbelastas. Vid låg tillrinning kan mycket vatten recirkuleras och vid hög tillrinning sänks recirkulationen för att ge plats åt mer avloppsvatten. På så vis kan den ökade sedimenteringkapaciteten användas både för kvävereningen och för att minimera bräddningen av försedimenterat avloppsvatten. Detta innebär dock att perioder av dåliga sedimenteringsegenskaper hos det aktiva slammet kan slå mot avskiljning av såväl fosfor som kväve.

**Försämrade sedimenteringsegenskaper** har upplevts framförallt vintertid under stora delar av byggtiden. Orsakerna är inte helt klarlagda, men före ombyggnaden förväntades slamvolymindex (på omrört prov) vara i storleksordningen 50 – 60 ml/g SS. Under och efter ombyggnaden är slamvolymindex oftast i intervaller 80 - 120 ml/g SS. Ett omfattande arbete med att komma till rätta med problemet pågår.

**Flytslam** i eftersedimenteringsbassängerna har förekommit periodvis. Teorin om att det skulle bero på denitrifikation i eftersedimenteringsbassängerna kan ifrågasättas då flytslam vid några tillfällen förekommit utan att det aktiva slammet till

sedimenteringsbassängerna innehållit nitrat, frigörelse av gas efter de djupa aktivslambassängerna kan också ha del i flytslambildningen.

## Sammanfattande slutsatser och diskussion

Resultaten från den första tidens drift visar att det ställda kravet på 15 mg N/l kan uppfyllas med betryggande marginal.

Drifterfarenheterna är i stort i enlighet med de förväntade. Hämmande ämnen verkar inte så störande på nitrifikationen i en efternitrifikationsanläggning. Angrepp från högre organismer (i det här fallet fjädermygglarver) verkade kunna bekämpas genom att biobäddarna vattenfylldes. Sedimenteringen är avgörande för processen.

Dock lever vi i en föränderlig värld och det förändrade EU-direktivet, som skulle innebära att Ryaverket måste uppnå 10 mg N/l, medför att förstärkningar av processen måste planeras. Det nuvarande kravet på 15 mg N/l kan uppnås genom att mycket kväve avlägsnas när förutsättningarna är bra vad gäller avloppsvattnets kolkälla och reningsverkets recirkulationskapacitet. På så vis blir årsmedelvärdet under 15 mg N/l även om kolkällan periodvis begränsar denitrifikationen.

Om reningen nu måste förbättras ytterligare kan detta ske genom två åtgärder. Genom att dosera en extern kolkälla (till att börja med etanol) kan kväve avlägsnas också när kolkällan i avloppsvattnet inte räcker till. Genom att ammoniumrikt rejektivatten från slamavvattningen pumpas direkt till biobädden kan denna mängd kväve avlägsnas utan att det belastar eftersedimenteringsbassängerna med så mycket flöde. Med dessa två åtgärder bör EU-kravet, 10 mg N/l, kunna uppnås.

## Referenser

- Mattsson, A. (1997) Denitrifikation in a non-nitrifying activated sludge system employing recirculation from a tertiary nitrification unit. Dissertation no. 13 at the Department of Sanitary Engineering, Chalmers University of Technology.
- Mattsson, A. (1998) Nitrifikation i biobädd och denitrifikation i en högbelastad aktivslamanläggning – drifterfarenheter från Ryaverket. *Vatten*, Vol. 54, Nr. 4, sid. 283-286.
- Parker, D., Lutz, M., Dahl, R. And Berkopf, S. (1989) Enhancing reaction rates in nitrifying trickling filters through biofilm control. *Journal WPCF*, Vol. 61, Nr. 5, sid. 618-631.

# Orientering om VEAS, anlegget og prosessen

Kirsti Grundnes Berg og Paul Sagberg

Vestfjorden Avløpsselskap – VEAS, Bjerkåsholmen 125, N-3470 Sleimestad

## Innledning

Vestfjorden Avløpsselskap – VEAS er et interkommunalt selskap/reuseanlegg som behandler avløpsvann fra om lag 650.000 pe i Oslo og nabokommunene Bærum, Asker og Røyken. Anlegget ble satt i drift i 1982, og var bygd som et forfellingsanlegg for å fjerne fosfor. Årlig behandlet vannmengde er 95-130 mill m<sup>3</sup>, eller gjennomsnittlig 3,0-4,0 m<sup>3</sup>/s. Etter optimaliseringsarbeid på 1980-tallet, fjernet anlegget i 1990 97 % av innkommende fosfor med en oppholdstid på mindre enn 3 timer. Innløpskonsentrasjonen 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 tidligere foredrag [1, 2, 3, 4].

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

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

Optimaliseringsarbeidet innebærer å identifisere de tekniske og prosessmessige flaskehalsene som til enhver tid betyr mest for rensresultatet og økonomien. På grunnlag av data fra 1997 ble det utarbeidet en massebalanse for karbon og nitrogen [5]. Massebalansene er et godt hjelpemiddel til å identifisere mulighetene for optimalisering av prosessene og for å prioritere tiltak.



Den biologiske nitrogenfjerningen skjer i oppstrøms fastfilm reaktorer, BIOFORer, som er fylt med et knust ekspandert leirmateriale. 6 av 8 prosesshaller er bygd om for nitrogenfjerning, og i hver ombygd hall er det et dypt sedimenteringsbasseng, 4 nitrifikasjonsfilter og 4 denitrifikasjonsfilter.

I nitrifikasjonsfiltrene skjer både fjerning av organisk stoff som ikke ble fjernet i den kjemiske forbehandling og oksidasjon av ammonium til nitrat. Det nitrifiserte vannet pumpes gjennom denitrifikasjonsfiltrene. En andel av det rensede vannet benyttes for vask av filtrene. Resten av vannet føres 700 meter ut i fjorden og fordeles i vannmassene på 40-50 meters dyp.

Slammet som separeres fra hovedvannstrømmen i de dype sedimenteringsbassengene, pumpes via slamsiler og trommelsiler til utråningsanlegget. Rejektet fra trommelsilene føres via en utjæmningsstank til anleggets innløp [7]. Slammet gjennomgår først en biologisk hydrolyse ved 37 °C og 2-3 døgns oppholdstid før det fordeles på de 3 øvrige råtnetankene hvor oppholdstiden er om lag 20 dogn.

Biogassen utnyttes til produksjon av elektrisk strøm ved hjelp av en gassmotor, og til varme. Energien utnyttes internt.

Etter utrånning kondisjoneres slammet med lesket kalk og en kationisk polymer og avvannes i kammerfilterpresser. For å innfri myndighetenes krav om hygienisering og redusere volumet slam til disponering, er kammerfilterpressene under ombygging til termiske vakuuntørker. Fordi utstyret fra den første leverandøren ikke holdt mål, er ombyggingen forsinket.

Filtratvannet har høy pH og inneholder ammonium som er frigjort under utrånningen, og som fjernes ved en fysisk/kjemisk prosess i et strippinganlegg [7].

Slammet, om lag 50 000 tonn pr år, disponeres til jordbruksformål. På grunn av varierende transportforhold og etterspørsel, har en stor andel av slammet de to siste årene blitt kjørt via lagerplass.

## Resultater og muligheter

Fordi kostnadene til slamdisponering økte ut over budsjettammene for 1998, ble det satt fokus på generelle kostnadsreduksjoner. Alle ansatte ble involvert i et stort arbeid for å finne fram til og gjennomføre tiltak som var kostnadseffektive i 1998. Tiltakene som ga de største innsparingene, ble gjennomført, bla innenfor styring og regulering av prosesskjemikalier og valg av pumpestrategier på de store vann- og slamstrømmene.

## Tilførsler

Både hydraulisk belastning og stoffbelastning varierer over døgnet og over uken [8]. Den eksterne tilførselen kan reguleres ved å utnytte magasinene i tunnelsystemet. En vidtgående bruk av magasinene, innebærer imidlertid en redusert lagerkapasitet ved økt tilrenning. En økonomisk og prosessmessig tilfredsstillende utjamning over døgnet, ble i 1998 oppnådd ved å kjøre bare hele pumpeenheter, med et redusert antall om natten når stoffbelastningen er høyest. Strategien er vellykket, men kan trolig utvikles videre.

## Returstrømmer

Interne returstrømmer, slik som vaskevann, rejekevann fra trommelsiler og filtratvann føres i dag tilbake til hovedvannstrømmen, se [7].

## Kjemisk forbehandling

Hvilken flatebelastning må de dype sedimenteringsbassengene tåle? For at sedimenteringsbassengene ikke skal være begrensende etter at andre flaskehalser er fjernet, er det VEAS målsetning å oppnå en flatebelastning på 15 m/h. I 1998 er det oppnådd flatebelastninger over 24 timer på 11 m/h uten at etterfølgende sifer har gått tette. Dersom disse sifene tettes av partikler/slam, fett eller ristgods, vil vannet gå utenom det biologiske trinnet og nitrogenfjerning tapes.

Det er i dag forskjell på hva de seks ulikt bygde bassengene tåler. Total belastning bestemmes av de dårligste bassengene. Dersom alle bassengene fungerer like godt som de beste, bør flatebelastningen på sedimenteringsbassengene kunne økes med gjennomsnittlig 1-1,5 m/h og nødvendig dose fellingsmiddel ved normale belastninger vil kunne reduseres. Tiltak for å fordele vannet likt på alle linjene og ombygging av innløpet til de dårligste bassengene gjennomføres i 1999. Det vil senere bli gjort forsøk med seksjonering i et basseng.

Det vil også bli arbeidet mer med plasseringen og utformingen av polymerdoseringen.

Hva slags vannkvalitet ønsker VEAS å oppnå ved det kjemiske rensetrinnet? Vannet bør ha en sammensetning som favoriserer bakteriene i det etterfølgende nitrifikasjonstrinnet, det vil si at vannet må ha tilstrekkelig innhold av alkalitet og fosfor og lavt innhold av partikler og organisk stoff. Valg av driftsstrategi i det kjemiske trinnet påvirkes imidlertid av en rekke faktorer, bla av nødvendig nitrifikasjonskapasitet, totalt energibehov, energipris og slam-disponeringskostnader. I praksis må det gjøres en balansering av ulike hensyn for å oppnå et optimalt resultat.

Massebalansen for karbon viste at 76% av partiklene, hovedsakelig som organisk stoff, separeres fra hovedvannstrømmen gjennom sedimentasjonsbassengene [5].

En driftsstrategi er å fjerne mest mulig organisk stoff gjennom dette trinnet. Dette innebærer at en stor andel karbon kan nyttiggjøres som energi i stedet for å bli oksidert i den nederste delen av nitrifikasjonsfiltrene. En alternativ strategi er bare å fjerne tilstrekkelig partikler til at vannet passerer silene, og at en minimal, men tilstrekkelig kapasitet i filtrene blir igjen til nitrifikasjon. Dette valget kan være gunstig dersom målet er å minimere slammengden 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 forholdstall som varierer fra time til time over døgn og uke. Doseringen overstyrer nå etter definerte grenser for utløpsturbiditet. Ved dette tiltaket og ved samtidig å øke ønsket utløpsturbiditet fra sedimentasjonsbassengene fra 10 til 15 NTU, er forbruket av PAX-XL1 redusert med 5 % i forhold til samme periode året før. Forbruket av PAX er mindre enn 5 g Al/m<sup>3</sup>.

Det tok ti år "å lære" bruken av jernklorid. Det er trolig et potensiale for å redusere dosen av fellingsmiddel ytterligere ved å forbedre innblandingmåten og -utstyret og forbedre forholdene for felling og flokkulering, i tillegg til de tiltakene som er nevnt over.

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 slamavvanningen er fullført og behandlingen av returstrømmene 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 utviklingssamarbeidet 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.

## Nitrifikasjon

I nitrifikasjonsfiltrene skjer både en oksidasjon av organisk stoff ved rasktvoksende heterotrofe bakterier og deretter en oksidasjon av ammonium til nitrat. Driften av filtrene henger nøye sammen med driften av det kjemiske forbehandlingstrinnet, slik det er beskrevet i forrige avsnitt. Ved høy utløpsturbiditet fra det kjemiske rensetrinnet, vil en større andel av filteret gå med til oksidasjon av organisk stoff, og en tilsvarende mindre del til nitrifikasjon, luftbehovet øker og filteret trenger hyppigere vask, noe som reduserer anleggets totale kapasitet.

For å øke nitrifikasjonskapasiteten, må det gjøres tiltak slik at alle filter oppnår like god omsetning som de beste. I de første filtrene ble det valgt filtermateriale før det kunne trekkes konklusjoner fra prosjektet om utvikling av filtermaterialer [9]. Det er i dag tydelig forskjell på omsetningen i ulike filter. Dette skyldes ulikt antall luftere og ulikt filtermateriale. Det er også sett en skjevfordeling av luft i enkelte av de eldste bassengene, noe som indikerer feil på luftersystemet. Det har dels blitt kompensert for den reduserte omsetningskapasiteten ved økt

luftinnblåsing. Supplering av filtermateriale og utbedring av luftersystemet er under planlegging. Tiltakene vil øke den totale nitrifikasjonskapasiteten. Det er imidlertid minst like viktig at den tilgjengelige luftmengden kan utnyttes bedre.

I dag styres luftmengden til nitrifikasjonsfiltrene etter vannmengde, turbiditet og ammonium i vann inn til filteret og etter oksygen og ammonium ut fra filteret. In-line måling av turbiditet er enkelt, men turbiditet ser ikke ut til å være et godt nok uttrykk for innholdet av lett nedbrytbart organisk stoff i vannet. Her er det potensiale for forbedring av styringsgrunnlaget.

Belastningen på det biologiske rensetrinnet kan reduseres ved å fjerne mer nitrogen som ammoniumnitrat. Så lenge strippinganlegget ikke har fjernet det meste av ammonium fra filtratvannet, er det en gevinst ved å utjanne returen av filtratvann til hovedvannstrømmen. Dette gjøres ved tidsstyrt pumping.

## Denitrifikasjon

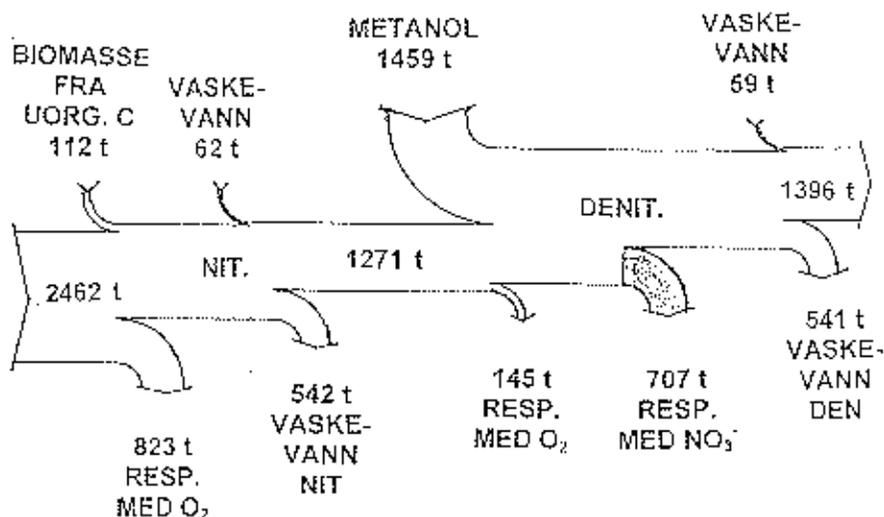
I denitrifikasjonsfiltrene oksideres en karbonkilde, først med løst oksygen, deretter med bundet oksygen fra nitrat,  $\text{NO}_3^-$ . På VEAS benyttes i dag metanol som karbonkilde.

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

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

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

Hva kan gjøres for å redusere metanolforbruket, og hvilke effekter vil tiltakene gi? Reduksjon av oksygenopptaket i de 350 meter med "foss" ved utløpet av nitrifikasjonsfiltrene vil kunne redusere forbruket av metanol-karbon med 25 tonn pr år. Økt nitrogenfjerning i strippinganlegget vil kunne redusere behovet for metanol-karbon med 60 tonn pr år. Bedre regulering av metanoldosen har et potensiale for reduksjon på om lag 200 tonn pr år. Det synes realistisk å redusere



Figur 2. Karbon-balansen i det biologiske trinnet på VEAS i 1997 [5].

metanolforbruket fra 1459 tonn metanol-karbon til om lag 1200 tonn pr år. Karbonet i metanol tilsvarte i 1997 16% av karbonmengden i innløpsvannet.

I dag beregnes metanoldosen ut fra vannmengde og oksygen- og nitratkonsentrasjon inn til filterne og overstyres av nitrat i utløp. For å få en bedre regulering, må metanol holdes som begrensende faktor i størst mulig del av tiden. Det er også vesentlig at in-line analysatorene er i tilfredsstillende funksjon, evt at det er gode automatiske rutiner som tar over dersom analysatorene svikter.

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

### Fortykkning av slam

Det har vært arbeidet med å finne optimalt tørrstoffinnhold i slammet som pumpes fra sedimenteringsbassengene via slamsiler og trommesiler til en utjæmningsstank. Ved å la slammet fortykke i sedimentasjonsbassenget, oppnås slam med høyere tørrstoffinnhold og det blir et mindre volum å håndtere. På den annen side øker faren for slamfukt i bassenget, for at omrørerne stopper og for at pumpene krever økt vedlikehold. I dag er målsetningen å pumpe en jannest mulig mengde slam med et tørrstoffinnhold på 3-4 %, slik at slamsiler og trommesiler får stabil drift.

Det er et betydelig volum som pumpes til råtnetankene [5]. Ved å redusere vannvolumet, dvs øke tørrstoffinnholdet i slammet, blir energiforbruket til oppvarming redusert, oppholdstiden i råtnetanken øker, nedbrytningsgraden og gassproduksjonen øker og mengden slam og filtratvann blir noe redusert.

Ønsket om å øke tørrstoffinnholdet i slam til utråtningsanlegget, har så langt vært større enn evnen. Det planlegges nå modifikasjoner på rørsystemene mellom

utjæmningstanken og utråtningstankene. Deretter kan driften av trommelsilene målrettes mot høyere tørrstoff!

### Utråtning

Siden 1994 har VEAS drevet utråtninganlegget med biologisk hydrolyse av alt slam før den konvensjonelle utråtningen. 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 driftsforstyrrelsene. Å drive denne tanken ved et lavt slammivå, gir også et nyttig buffervolum. Det er imidlertid et spørsmål om driftsformen, som innebærer at surt slam har kontakt med ubehandlet betong, i lengden er bra for betongen... Det kan være interessant utrede 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 strøm eller varmtvann, er avhengig av det totale varmebehovet i anlegget, spesielt i slambehandlingen, og av prisen på kjøpt elektrisk kraft. VEAS står framfor en spennende energioptimalisering når avvanningen av slammet har funnet sin form!

### Avvanning

Mengde slamtørrstoff uten kalk er omkring 12 000 tonn pr år. Med en reduksjon i mengde fellingsmidler, økt utløpsturbiditet fra sedimentasjonsbassengene og økt oppholdstid i utråtningstankene, kan slammengden reduseres med 1000-1500 tonn pr år.

Ved å etablere termisk vakuamtørrking, vil det være mulig å øke tørrstoffinnholdet i avvannet slam fra 35 % til 70 % eller høyere. Selv om det etableres termisk vakuamtørrking, må kondisjoneringen være effektiv, og bruk av kalk og/eller polymer vil fortsatt være nødvendig. Målsetningen er å redusere kalktilsetningen fra 40 % til 25%. Det viktigste tiltaket for å oppnå dette, er å flytte doseringspunktet for polymer og velge en annen innblandingsteknikk.

Økt tørrstoffinnhold 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 må kondisjoneringen optimaliseres. Kondensatvannet fra den termiske vakuumfasen kan ha en annen karakteristikk enn dagens filtratvann. Kan dette utnyttes på en positiv måte? Hva vil energibehovet være med den nye prosessen, og hvordan dekker vi best det totale energibehovet? Må det gjøres tiltak for å øke energiproduksjonen, eller har vi mer enn nok?

## Bio-slam

I dag disponeres alt slam fra VEAS til jordbruksformål. Andelen som går via lager har imidlertid vært høy de siste par årene, både på grunn av transportforhold og etterspørsel. Flere anlegg har begynt å betale ut en kompensasjon til gardbrukerne, bla for lagring på jorden. VEAS arbeider i dag for å finne fram til sikrere disponeringsmåter, som innebærer at de årlige kostnadene kan forutsies med en mer behagelig sikkerhet.

## Konklusjon

De framtidige mulighetene for sluttdisponering av slammet, vil være avgjørende både for valg av slambehandlingsstrategi innenfor VEAS-konseptet og for valg av prosesskjemikalier og driftsstrategi innen vannbehandlingen. Behov for og pris på energi er også nøkkelfaktorer ved prosessmessige veivalg. Kanskje vil utnyting av alt slam til energiproduksjon og byggematerialer være en samfunnsøkonomisk lykkelig løsning?

## Referanser

- [1] Sagberg, P., Sæther, R., Kepp, U. og Tandberg, I.: Erfaringer fra VEAS og veien videre. Nitrogenrensing med biofilmprosesser. Nordiska Vattengruppen, Nordiska Ministerrådet, seminar Oslo 29.-30. januar 1991
- [2] Tandberg, I., Ydstebø, L. og Sagberg P.: VEAS-konseptet – et kompakt nitrogenfjerningsanlegg. Nordisk Konferenc om Kvælstoffjernelse i Kommunale Renseanlegg. København 8.-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-consept, a system for N and P removal at a total retention time of 4 hours. Status by the end of 1996. Nordisk konferens om kvaverening och biologisk fosforering, Hellström, B.G og Finnson, 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, F.Hoffman and H. Ødegaard (Eds) Chemical and Wastewater Treatment. Springer Verlag 1998: p 231-242

- [6] Ryrfors, P., og Eriksen, J.E.: Koagulantinnblanding med två typer av statiska mixerar. *Vann* 30 Nr. 3, 1995: p 411-415
- [7] Ryrfors, P.: Behandling av returströmmar i et anlegg for nitrogenfjerning. Foredrag ved nordisk konferanse om nitrogenfjerning og biologisk fosforfjerning i Oslo 2. - 4. februar 1999
- [8] Sagberg, P., Sæther, R. og Berge, A.B.: Increasing the Surface Load at a Direct-Precipitation Plant, VEAS, Norway. In:Hahn, H.H., Klute, R. (Eds) *Chemical Water and Wastewater treatment*. Springer Verlag 1990: p 271-282
- [9] Wien, A. (1994, 1995): Utpröving av ulike filtermedier for nitrifikasjon i BIOFOR. Del 1-3. VEAS FoU-rapport 2-20 - 2-22

# Behandling av returstrømmer i et anlegg for nitrogenfjerning

Pia Ryrfors

VEAS, Bjerkåsholmen 125, N-3470 Slemmestad.

## Innledning

Interne returstrømmer er ofte kilder til driftsproblemer på renseanleggene. De karakteriseres av at de utgjør en liten vannmengde, men med høye og ofte meget variable konsentrasjoner av f.eks. suspendert materiale, fosfor, nitrogen eller organisk materiale. Dessuten kan det være vanskelig å ta representative prøver for analysering.

Det kan lønne seg å kartlegge de interne returstrømmene og beregne hvor stor tilleggsbelastning disse utgjør. Kanskje vil det være mulig å tilpasse kvaliteten for å forstyrre driften av renseprosessen minst mulig. Kan returstrømmene i omvendt retning være en ressurs? På VEAS er f.eks. fosfor til tider en begrensende faktor i denitrifikasjonstrinnet, og ulike returstrømmer er vurdert som potensielle fosforkilder.

Det er arbeidet mye med de interne returstrømmene de siste årene, og her blir noen av resultatene presentert.

## Returstrømmer

De viktigste returstrømmene på VEAS er:

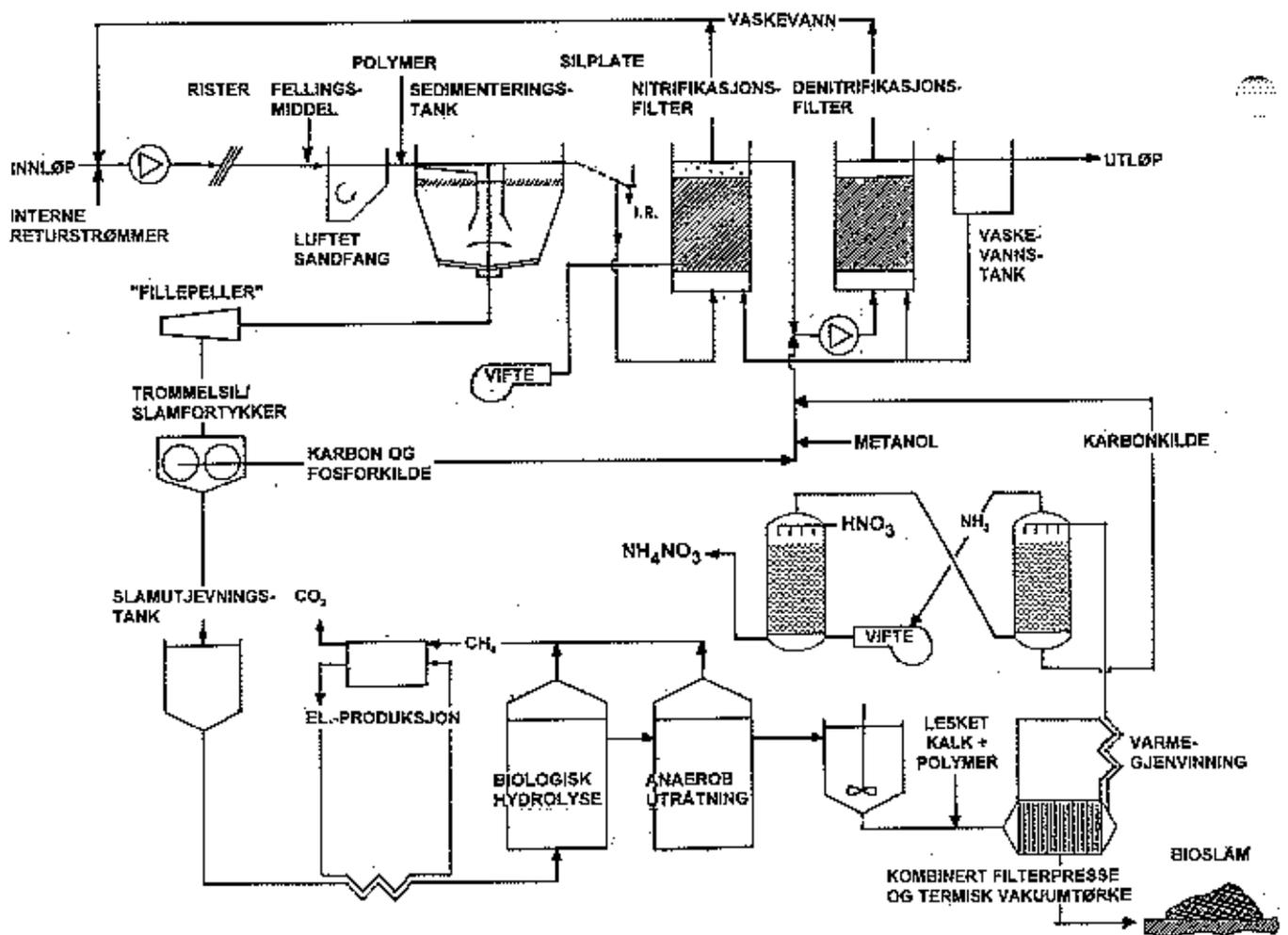
- Vaskevann fra nitrifikasjons- og denitrifikasjonsfilter
- Dekantvann fra slamfortykking vha trommelsiler
- Filtratvann fra pressing av slam vha kammerfilterpresser

Se fig 1.

## Vaskevann fra nitrifikasjons- og denitrifikasjonsfilter

Slam og overskudd av biomasse blir avskilt ved vask av de biologiske filterne. I nitrifikasjonsfilterne blir vask utført ca hver 20 time. Denitrifikasjonsfilterne blir

# VEAS-KONSEPTET



Figur 1. VEAS-konseptet

vasket noe sjeldnere, ca hver 30 time. Vaskevannet blir ført tilbake til innløpet. Se fig 1.

Vaskevannet utgjør 9 - 10 % av innkommende vannmengde. Innholdet av tot-P, tot-N og TOC er respektive ca 15, 14 og 12 % av råkloakken på massebasis, hovedsaklig i form av partikulært materiale [1]. Optimalisering av vask har ikke vært prioritert, men målet er å redusere vaskevannsmengden.

## Dekantvann fra trommelsiler

Slammet som avskilles i sedimenteringsbassengene ble tidligere fortykket i gravitasjonsfortykkere. Ulempen med disse var lang oppholdstid og dårlig partikkclavskilling i dekantvannet som ble tilbakeført til innløpet. Den lange oppholdstiden medførte hydrolyse av partikulært materiale til ammonium og løst organisk materiale. Dette medførte ytterligere belastning på nitrifikasjonstrinnet av ammonium og organisk materiale. Hydrolysen av organisk materiale førte også til tap i biogassproduksjon i råtneanlegget. Dessuten ga tilbakeføringen av dekantvannet driftsproblemer med slamflukt i sedimenteringsbassengene.

Gravitasjonsfortykkere ble erstattet med trommelsiler. Gevinstene ble store; utgående konsentrasjoner av partikulært materiale og organisk materiale ble redusert med mer enn 90 % [2]. I sedimenteringsbassengene minsket slamflukten og driften ble enklere samtidig som doseringen av fellingskjemikaler kunne reduseres.

Nå utgjører dekantvannet fra trommelsilene 0,2 % av innkommende vannmengde. Innholdet er ca 1,5 % tot-P [2], 1 % tot-N og 1 % TOC [1] av innholdet i råkloakken på massebasis. Dekantvannet ble vurdert som en karbon- og fosforkilde til denitrifikasjonsfiltrene, men analyser viste at innholdet av organisk materiale og fosfor ikke ville føre et vesentlig bidrag [2].

Driften av trommelsilene har ikke vært uten problemer.

## Filtratvann

Etter utråtning blir slammet kondisjonert med lesket kalk og polymer og blir deretter avvannet i kammerfilterpresser. Fra kammerfilterpressene kommer to produkter; bioslam og en returstrøm av filtratvann. Filtratvannet har følgende karakteristikk:

- Rikt på nitrogen, utgjør en tilleggsbelastning på anlegget som tilsvarer ca 20 % [1] av innkommende nitrogen på massebasis. Nitrogenet foreligger hovedsakelig som ammonium på grunn av utløsning ved utråtningen. Innholdet av tot-P og TOC er ca 0,5 [2] resp 1% [1] på massebasis av innholdet i råkloakken.

- En relativ liten væskestrøm, ca 0,3 % [1] av innkommende vannmengde.
- Høy pH på grunn av kondisjonering med lesket kalk, ca pH 12.
- Temperatur ca 35 °C.

Filtratvannet ville, dersom det ble ført tilbake urensset til innløpet, medføre en betydelig tilleggsbelastning for nitrogenfjerningen i biotrinnet. Det ble på grunn av dette besluttet å innføre ammoniakkstripping som returstrømsbehandling av filtratvannet. Betingelsene på VEAS for å oppnå vellykket stripping av filtratvannet er meget gode.

To av grunnforutsetningene for stripping er at nitrogenet må foreligge i ammonium, og at pH må være høyt nok til at nitrogenet foreligger som ammoniakk i vannløsning. Det er fordelaktig at væskestrømmen som skal behandles er konsentrert, og at temperaturen er høy.

## Stripping

### Prinsipp for stripping

Ammoniakkstripping er en fysisk/kjemisk nitrogenfjerningsmetode [3] og kan deles inn i tre trinn:

#### Trinn 1: Heving av pH

En forutsetning er at pH må være høy nok [3], fordi nitrogenet må foreligge som ammoniakk i vannløsning. På VEAS blir pH-hevingen utført ved at slammet blir kondisjonert med lesket kalk, ellers er det vanlig å benytte natriumhydroksyd.



Ammonium + Base  $\rightleftharpoons$  Ammoniakk i vannløsning

#### Trinn 2: Stripping (ammoniakkavdriving)

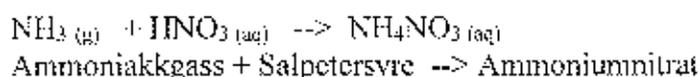
Neste trinn er at ammoniakken drives av som gass ved at luft blåses inn i væsken. Ammoniakk diffunderer fra vannet over i luften til likevekt er etablert. Dersom luften hele tiden skiftes ut, vil prosessen fortsette.



Ammoniakk i vannløsning  $\rightarrow$  Ammoniakkgass

#### Trinn 3: Absorpsjon av ammoniakk

Siden ammoniakkgassen ikke kan bli sluppet ut i luften må et trinn for absorpsjon av ammoniakk til. Ammoniakkgassen blir vasket med en syreløsning, f.eks salpetersyre, og ammoniumnitrat blir produsert.



## Strippingprosessen ved VEAS

I begynnelsen av 1997 ble ammoniakkstripping av filtratvann fra kammerfilterpressene startet opp [4] som vist i prosesskjemaet i fig. 1. Det første året ble svovelsyre benyttet som absorpsjonsmedium av ammoniakk-gassen og ammoniumsulfat ble produsert. I januar 1998 ble svovelsyren erstattet av salpetersyre etter en anbuds-konkurranse.

Prosessen omfatter et strippetårn, hvor stripping av ammoniakk skjer og et absorpsjonstårn, hvor ammoniakk-gass vaskes med salpetersyre. Her blir ammoniumnitrat produsert. Begge tårnene er fylt med plastlegemer som sørger for en stor kontaktflate mellom luft og væske.

Ammoniumrikt filtratvann fra kammerfilterpressene blir ført inn i toppen av strippetårnet via dyser. Filtratvannet møter luft i motstrøm, og ammoniakk-gass blir drevet av fra væsken. Strippet filtratvann tas ut i bunnen av strippetårnet, og avskillingsgraden av nitrogen er ca 70%, slik prosessen blir drevet i dag. Optimering pågår, og målet er å oppnå en avskillingsgrad over 80 %. Strippet filtratvann blir i dag sendt tilbake til innløpet. Denne returstrømmen ble også vurdert som karbon- og fosforkilde til denitrifikasjonsfiltrene, men innholdet av organisk materiale og fosfor ga heller ikke her noe vesentlig bidrag [2]. Strippet filtratvann inneholder alkalitet som tilsvarer alkalitetsbehovet ved å nitrifisere ca 1 mg NH<sub>4</sub>-N/l når det blir tilbakeført til innløpet.

Ammoniakk-gassen blir ført fra strippetårnet til bunnen av absorpsjonstårnet. Her møter gassen en salpetersyreløsning i motstrøm, og sirkuleres tilbake til strippetårnet i et lukket system. Ammoniumnitrat blir produsert i absorpsjonstårnet, og blir lagret i tanker.

Ammoniumnitrat blir solgt til Hydro Chemicals, og går inn i deres fullgjødselproduksjon.

## Gevinster med ammoniakkstripping

I 1997, som var det første året med strippinganlegget i drift, ble det fjernet ca 820 kg N pr driftsdøgn i strippinganlegget. Dette tilsvarer 12 % av innkommende nitrogenmengde på årsbasis. I 1998 blir ca 760 kg fjernet pr døgn i drift i strippinganlegget eller tilsvarende 6 % på årsbasis av innkommende nitrogenmengde. Det har vært en del problemer med tilpassning av utstyret og prosessen til salpetersyre, og optimalisering av prosessen pågår. Det blir bl a utført arbeide med å øke luftmengden til strippetårnet og utforming av dyser i toppen av begge tårnene. Strippinganlegget er dessuten noe underdimensjonert pga praktiske årsaker ved byggingen av anlegget. For 1999 er målet at 900 kg N/d skal fjernes i strippinganlegget.

## Konklusjoner

Kartleggingen og etterfølgende arbeid som er blitt utført med returstrømmene fra slamfortykkningen og slampressingen har gitt resultatmessige forbedringer. Ved å erstatte de opprinnelige gravitasjonsfortykkene med trommelsiler er det oppnådd betydelig forbedret drift av sedimenteringsbassengene, reduksjon i doseringen av fellingskjemikalier og kraftig redusert tilleggsbelastning av organisk materiale og ammonium til biotrinnet.

Ved å benytte ammoniakkstripping som returstrømsbehandling, er belastningen av ammonium i biotrinnet redusert.

## Referenser

- [1] Sagberg, P., Ryrfors, P. and Berg, K. G. 1998: *The massbalance of Nitrogen and Carbon in a Compact Nitrogen and Phosphorus WWTP*. In: H. H. Hahn, E. Hoffmann and H. Ødegaard (Eds) *Chemical and Wastewater Treatment*. Springer Verlag: 231-242
- [2] Ryrfors, P.: *Resultater fra analyse av returstrømmer på VEAS*. Intern VEAS-rapport, 1997
- [3] Ødegaard, H.: *Fjerning av næringsstoffer ved rensing av avløpsvann*. Tapir Forlag, Trondheim, 1992 side 89 - 109
- [4] Johnsen, K. G.: *Oppstart av anlegg for ammoniakkstripping av filtratvann ved VEAS*. 1997

# Erfarenheter av biologisk fosforering integrerad med KREPRO-processen

Peter Magnusson

Helsingborgs stad VA-verket, Gåsebäcksvägen 4, S-252 27 Helsingborg, Sverige  
E-mail: peter.magnusson@helsingborg.se

Lars-Erik Jönsson

Helsingborgs stad VA-verket, Gåsebäcksvägen 4, S-252 27 Helsingborg, Sverige  
E-mail: lars-erik.jonsson@helsingborg.se

Jes la Cour Jansen

Trudeslund 1, DK-3460 Birkerød, Danmark  
E-mail: jlacour@inet.uni2.dk

Bengt Hansen

Kemira Kemi AB, Box 902, S-251 09 Helsingborg, Sweden  
E-mail: bengt.hansen@kemira.com

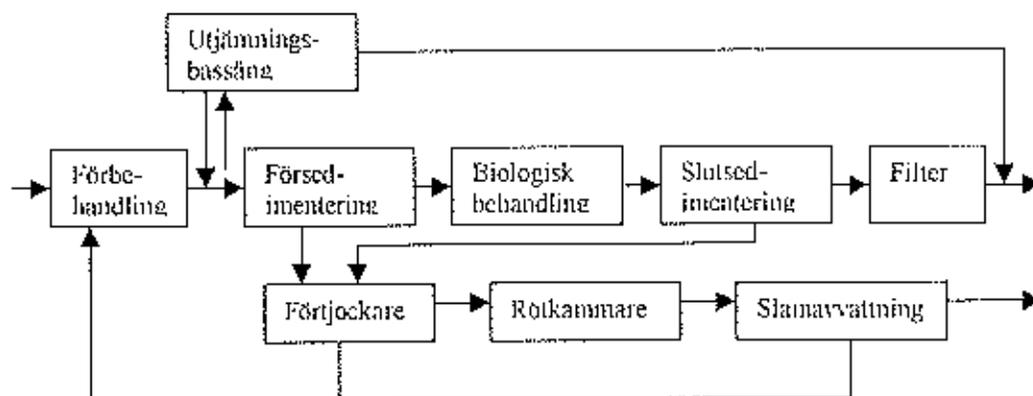
## Introduktion

Öresundsverket, Helsingborgs Stads avloppsreningsverk, byggdes under 1990 -- 1991 ut för kväve- och fosforering. Utsläppsvillkoren framgår av tabell 1.

Tabell 1. Utsläppsvillkor

Parameter	Utsläppshalt (mg/l)
Totalfosfor – kemisk rening	0,3
biologisk rening t.o.m. 2000	0,5
biologisk rening fr.o.m. 2001	0,4
Totalkväve	10
BOD <sub>5</sub>	10

Öresundsverket är en aktivslamanläggning. Flödesschemat för anläggningen med den traditionella slambehandlingen framgår av figur 1. Det som gör Öresundsverket något speciellt är att efter utjämningsbassängen och fram till filterna är verket uppdelat i fyra parallella linjer med separata slamåterföringar. Detta gör det möjligt att samtidigt prova olika reningsprocesser i de olika linjerna.



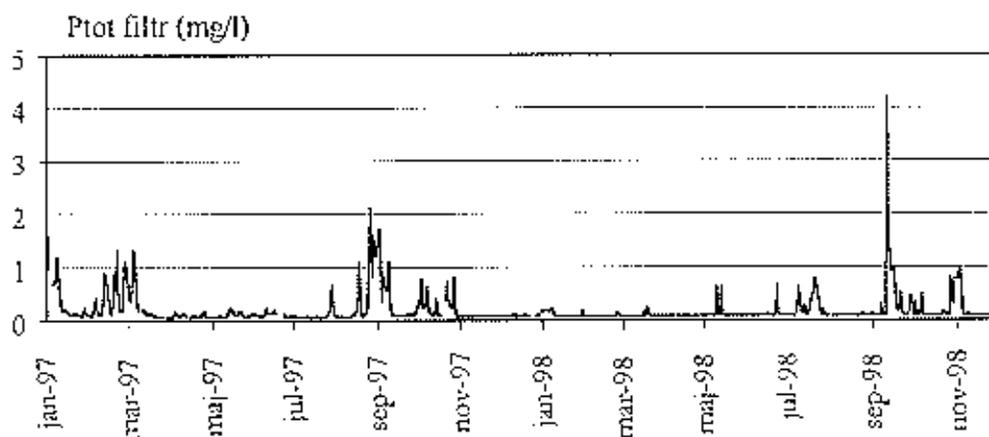
Figur 1. Flödesschema för Öresundsverket.

Öresundsverket har drivits med flera olika processer för fosforavskiljning. De processer som provats är förfällning, simultanfällning, fällning på filter samt biologisk fosforrening.

Under 1995 - 1997 har drivits ett utvecklingsprojekt för KREPRO – en ny slambehandlingsmetod – på Öresundsverket. Projektet, som delvis finansierades av Naturvårdsverket, drevs av Helsingborgs Stad, Kemira Kemi AB och Alfa Laval Separation A/S. Under 1998 startades en andra del av detta projekt (KREPRO II). I samband med detta kom Malmö VA-verk och Lunds Tekniska Högskola med i projektet.

## Biologisk fosforrening på Öresundsverket

Två av Öresundsverkets fyra linjer drivs sedan flera år med biologisk fosforrening i kombination med fördenitrifikation och primärslamhydrolys. I figur 2 visas halten filtrerad totalfosfor i utgående vatten från slutsedimenteringen i bio-P-linjerna under 1997-98.



Figur 2. Utgående filtrerad totalfosfor i bio-P-linjerna

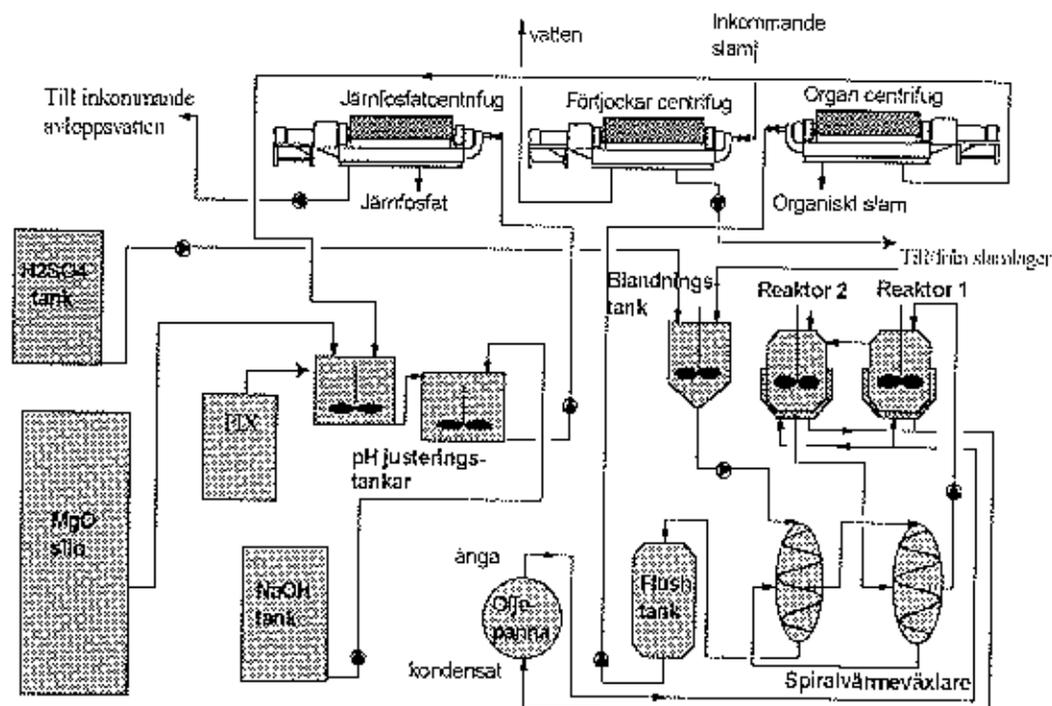
Av figur 2 framgår att bio-P-processen numera kan anses stabil. Under de första åren kunde funktionen tappas mera långvarigt under nederbördsrika perioder samt i anslutning till industrisemestrar. De störningar som illustreras i figuren är i huvudsak en följd av medvetna ingrepp. Under perioden mitten av juli till mitten av augusti 1997 stöddoserades etanol med avsikt att motverka konstaterad kolbrist under industrisemestrar. När etanoldoseringen avbröts ökade utgående fosfor kraftigt. Detta kan tolkas som att bio-P-bakterierna drabbades av abstinens och att det tycks vara viktigt att långsamt trappa ner stöddoseringen. I september 1998 stoppades bio-P-linjerna under 1 vecka för underhåll. Slammet bibehölls i bassängerna. Vid återstarten ökade utgående fosfor kraftigt på grund av att slammet släppt fosfor. Bio-P-funktionen återhämtade sig dock på ett par dagar. Vid planerade längre underhållsstopp bör man överväga att stöddosera fällningskemikalie en tid före stoppet. Ingen orsak till störningen i februari 1997 har kunnat fastställas.

## KREPRO-processen

Syftet med KREPRO är att utvinna produkter ur avloppsslam som har ett värde för samhället och/eller reningsverket. De produkter som går att få ut ur processen är biobränsle, fosfor, kolkälla samt fällningskemikalie. KREPRO ger dessutom en relativt hög reduktion (60-70%) av slamvolymen jämfört med en konventionell avvattning.

På Öresundsverket behandlas rötat slam i KREPRO-anläggningen. Anläggningen är ursprungligen en pilotanläggning som nu har automatiserats för att kunna drivas kontinuerligt och obemannad.

Principen för KREPRO visas i figur 3 nedan.



Figur 3. KREPRO-processen.

Det första steget i KREPRO är att rötat eller orötat slam förtjockas till 5-6%. Detta görs för att spara energi och minska på anläggningens storlek.

I nästa steg blandas syra in i det förtjockade slammet. pH sänks till under 2 och metaller samt en stor del av fosfor går i lösning. Därefter värms slammet upp i värmeväxlare till cirka 110°C innan det går in i reaktorn.

I reaktorn hydrolyseras slammet vid 140°C och trycket 3-4 bar. Genom att pH är lågt går det att uppnå en god hydrolyseringsgrad vid en lägre temperatur än vid neutralt pH. Cirka 40% av det organiska materialet hydrolyseras och går i lösning.

Slammet kyls därefter ned i samma värmeväxlare som värmdes upp slammet och därefter separeras det organiska material som inte hydrolyserades. Detta sker i en centrifug och det avvattnade slammet har en hög TS-halt (50%). I och med att slammet är torrt har det ett energivärde motsvarande det för träflis och är lämpligt att användas som biobränsle.

Hydrolysaten från centrifugen innehåller 90% av fosfor och fällningskemikalien samt löst COD. Till denna lösning tillsätts en järnklorid och magnesiumoxid. Ett järnfosfat faller ut som separeras i den nästkommande centrifugen. Järnfosfaten är mycket ren med avseende på tungmetaller och organiska indikatorämnen, vilket gör den lämplig att användas inom jordbruket. Odlingsförsök har visat att fosfor är tillgänglig trots att den är bunden till järn men att tillväxten för grödorna är ungefär 5% sämre än då NPK används som gödningsmedel. Då ingen fosfor tillsattes var odlingsresultatet betydligt sämre.

Hydrolysaten från KREPRO innehåller nu löst COD, fällningskemikalie (i Helsingborg järn) samt ammonium. COD/N-förhållandet varierar från 8-12 g/g. Detta innebär att det finns tillräckligt med COD i hydrolysaten för att förbättra kväveavskiljningen med 2-3 mg N/l på reningsverket. Den recirkulerade fällningskemikalien kan användas för fosforrening.

Anläggningen i Helsingborg var ursprungligen en fullskalig pilotanläggning. Den har sedan dess byggts om och är nu ämnad för att behandla majoriteten av det slam som produceras i Helsingborg. Anläggningen skall drivas kontinuerligt från måndag morgon till fredag lunch och stå stilla över helgen. När anläggningen är i drift krävs ingen bemanning utan enbart en daglig tillsyn.

Sedan våren 98 har anläggningen drivits under dagtid. Anledningen är att den har optimerats och automatiserats för att kunna gå utan bemanning. Det har varit en del tekniska problem under denna period vilket har gjort att uppstarten för kontinuerlig drift dragit ut på tiden. Separationen av järnfosfaten är ett exempel som nu är löst, ett annat löst problem är beläggningar i rör. Eftersom anläggningen skall gå obemannad är det av största vikt att styrsystem fungerar perfekt vilket också har inneburit en stor arbetsinsats.

Trots ombyggnad och automatisering har anläggningen gått dagtid under en stor del av hösten. Dagligen har det behandlats 2 ton TS i KREPRO vilket motsvarar runt 25% av Öresundsverkets totala slamproduktion. Som längst har anläggningen

gått i 90 timmar utan stopp. Detta visar att KREPRO nu är redo att införlivas i den övriga driften av Öresundsverket.

## Hydrolysatkvalitet från KREPRO-anläggningen

Följande typanalys av hydrolysat producerat från rötat slam i KREPRO-anläggningen gäller:

COD	16000 mg/l
VFA	1100 "
SS	5500 "
Ntot	1900 "
Ptot	250 "
NH <sub>4</sub> -N	800 "
Fe	2400 "
pH	3,0

Hydrolysatet återförs till inkommande vatten till Öresundsverket. I tabell 2 anges hydrolysatanalyserna omräknade till verkets normala torrflöde samt normalanalyser på verkets inkommande vatten.

*Tabell 2. Hydrolysatanalyser omräknade till verkets normala torrflöde samt normalanalyser på verkets inkommande vatten.*

Parameter	Hydrolysat (omräknat)	Inkommande vatten
	mg/l	mg/l
COD	60	390
VFA	4	20
Fe	11	3

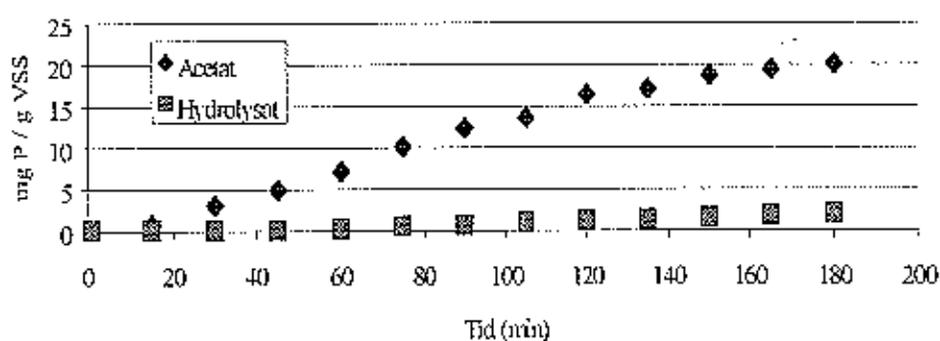
Av tabellen framgår att hydrolysatets innehåll av kol och järn kan förmodas ha en betydande påverkan på bio-P-funktionen. Innehållet av COD och VFA är positivt, eftersom det har påvisats att hydrolysatets COD-innehåll delvis kan omvandlas till VFA. Innehållet av järn minskar mängden tillgänglig fosfor för bio-P-bakterierna. Denna effekt kan vara både positiv och negativ beroende på om bio-P-processen är kolbegränsad eller fosforbegränsad. Normalt är processen fosforbegränsad vid Öresundsverket men för processtabiliteten kan extra järnkälla vara gynnsam.

## Hydrolysatets påverkan på den biologiska fosforeringen på Öresundsverket.

Då hydrolysatet bidrar med både organiska ämnen och fällningskemikalier till belastningen på Öresundsverket och då verket drivs med biologisk fosforering i flera linjer är det viktigt att kunna fastslå hydrolysatets positiva och negativa effekter på bio-P-processen.

Karakteriseringen av hydrolysats användbarhet till biologisk fosforering kan ske med fosforsläppförsök, varvid det konstateras om det organiska innehållet kan utnyttjas av de fosforackumulerande bakterierna. Som standard för karakterisering av ett slams bio-P-egenskaper utnyttjas tillsats av acetat, som direkt kan utnyttjas av bio-P-bakterierna. Det maximala P-släppet (mg P/g VSS) under syrefria förhållanden och hastigheten varmed det sker är ett mått på slammets bio-P-egenskaper. Genom att jämföra P-släppet med acetat och med hydrolysat kan hydrolysats egenskaper som kolkälla till bio-P karakteriseras.

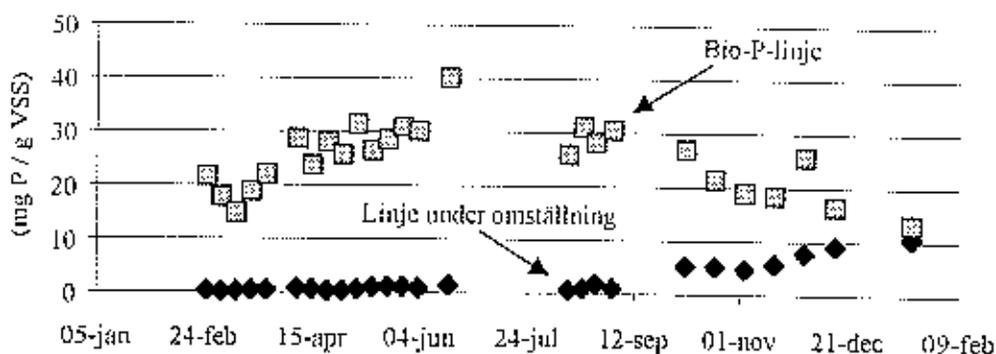
Figur 4 visar P-släpp som funktion av tiden för slam från en av bio-P-linjerna på Öresundsverket. I det ena provet är det tillsatt acetat för att fastställa bio-P-kapaciteten och i det andra provet en ekvivalent mängd hydrolysat (samma mängd COD) för att jämföra de två kolkällorna.



Figur 4. Bio-P-släpp för slam från en bio-P-linje på Öresundsverket med respektive acetat och hydrolysat som kolkälla.

Det framgår av figuren att fosforsläppet med acetat nästan har nått sitt maximala värde på ca 20 mg P/g VSS under försökets varaktighet på 3 timmar, medan fosforsläppet med hydrolysat är mycket långsamt, således att det bara sker ett mycket begränsat fosforsläpp. Detta kan bero på att de fosforackumulerande bakterierna inte omedelbart är i stånd till att utnyttja hydrolysats COD-innehåll som kolkälla i bio-P-processen. Det kan också vara av betydelse att hydrolysatet innehåller stora mängder järn, således att det parallellt med fosforfrigörelsen sker en kemisk fällning.

Det skall också noteras att den långtgående biologiska hydrolys som sker i Öresundsverkets försedimentering ger möjlighet till att det organiska materialet här kan genomgå en ytterligare nedbrytning till organiska fettsyror som är gynnsamma för bio-P-processen innan tillförseln till det biologiska steget sker. Den generella påverkan på bio-P-processen av KREPRO sker genom att rutinmässigt följa fosforsläppet i en av bio-P-linjerna och i en linje med traditionell kemisk fällning. Dessa undersökningar har sedan september kompletterats med undersökningar av omställningen av en av linjerna med simultanfällning med järn till bio-P, dock utan den speciella hydrolysdriften av försedimenteringen. Figur 5 visar fosforsläppet i bio-P-linjen och i linjen som är omställd till bio-P.



Figur 5. Fosforläppet i bio-P-linjen och i linjen som är omställd till bio-P.

Det framgår av figur 5 att fosforläppet varierar något och att det finns en tydlig årstidsvariation med det högsta fosforläppet under den varma årstiden. Linjen, som är under omställning, har haft ett stigande fosforläpp sedan omställningen, men nivån är ännu inte så hög som för linjer med bio-P. Undersökningen visar således att returföringen av fällningskemikalier med hydrolysatet inte förhindrar uppstart av bio-P-processen.

Som komplement till mätningen av P-släppet har metallhalter i slammet följts i en bio-P linje, i en linje med simultanfällning och i linjen under omställning från simultanfällning till bio-P. Tabell 3 visar utvecklingen av metallhalterna i slammet i de tre linjerna. Tabellen visar att för linjen under omställning har järnhalten fallit från en hög nivå till en nivå motsvarande bio-P-linjen. Magnesiuminnehållet varierar något men är alltid högre i bio-P-linjen, därför att magnesium ingår i bio-P-processen och fastläggs i slammet vid en stor bio-P-aktivitet. Tabellen visar också att magnesiumhalten för linjen under omställning närmar sig magnesiumhalten i bio-P-linjen.

Tabell 3. Metallhalter i slam

Magnesium	06-okt	20-okt	03-nov	17-nov	01-dec	15-dec
Simultanfällning (mg Mg / g SS)			11.3	8.3	7.6	6.7
Omställning (mg Mg / g SS)	10.6	11.5	12.3	9.4	10.1	8.5
Bio - P (mg Mg / g SS)	14.9	13.1	15.0	12.7	16.0	9.1

Järn	06-okt	20-okt	03-nov	17-nov	01-dec	15-dec
Simultanfällning (mg Fe / g SS)			107.1	118.0	110.0	77.2
Omställning (mg Fe / g SS)	72.5	52.1	42.6	40.9	35.6	23.2
Bio - P (mg Fe / g SS)	27.2	23.8	26.9	31.1	31.4	17.1

## Sammanfattning av erfarenheterna

Etablering av KREPRO-processen på Öresundsverket förväntas medföra återvinning av upp till 90% av avloppsvattnets fosformängd.

Hydrolysat med hög halt av löst organisk substans och fällningskemikalier (järn och magnesium) återföres till reningsverkets intag. Verket är uppdelat i flera parallella helt separata linjer. Dessa drivs delvis med simultanfällning och delvis enligt bio-P-processen.

Hittills har KREPRO-anläggningen drivits dagtid under vardagar, varför endast ca 25% av verkets slamproduktion har behandlats i anläggningen.

Återföringen av järn motsvarar vid behandling av hela den fallande slammängden 11 g/m<sup>3</sup> järn i inkommande vatten och betyder att järndosen till simultanfällningslinjer kan reduceras i motsvarande grad.

Hydrolysatets organiska material omsätts fullständigt i verket och bidrar inte till ökad COD-halt i utgående renat vatten.

Hydrolysatets organiska material är inte omedelbart anpassat till bio-P-processen, men det är möjligt att fortsatt hydrolysering i Öresundsverkets försedimenteringsbassänger eller i den anaeroba bio-P-zonen kan öka tillgängligheten i bio-P-processen.

Återföringen av järn med hydrolysatet tycks inte påverka bio-P-processen negativt. Processen har fungerat stabilt under hela perioden, och omställning av en linje från simultanfällning till bio-P-processen har skett utan problem.

The experiment was started with nutrient removal from screened wastewater (Fig. 2a) because it was thought that the presettled water would contain too little organic material for both phosphorus removal and denitrification. The  $COD_{Cr}:P_{tot}$  and  $COD_{Cr}:N_{tot}$  ratios turned out to be higher in the screened wastewater at Krasnoselsk than in the presettled wastewater at Suomenoja, so the choice was well justified (Table 1).

Nitrification was well established at Krasnoselsk, and denitrification and biological phosphorus removal too. The activated sludge was extremely well settling concluded from the DSVI measurements.

There was a drawback in using screened water. The screens at the Krasnoselskaya WWTP had 8 cm wide interstices, and let through quite large pieces of solid waste. These caused clogging in pumps, pipes and mixers, also the solid waste accumulated into the activated sludge basin. This problem was so critical that the idea of using screened water was abandoned and decided that presettled water would be used instead.

### **Biological nutrient removal from presettled wastewater at the Krasnoselkaya WWTP**

Biological nutrient removal from presettled wastewater was studied in 1997 (Fig. 2b). The influent flow was raised to 1,5 times the flow in 1996. This means a hydraulic retention time of 6 h, which was the same as at the large WWTPs in St. Petersburg.

The clogging problems were significantly reduced. The influent C:P and C:N ratios were reduced dramatically (Table 1). The wastewater  $COD_{Cr}$  concentration was reduced by 50% in the presettling, as at Suomenoja the reduction was only 30%.

The effluent soluble phosphorus concentrations were only slightly higher than with screened water, which is astonishing in the light of the low C:P ratios. It may be that part of the  $COD_{Cr}$  lost in the presettling was difficultly biodegradable and thus not very useful for biological phosphorus removal. The effluent ammonium concentrations were also slightly higher which may be due to higher influent flow. The effluent total nitrogen concentration was almost the same with screened and presettled water. All reductions by percent were generally very low due to low influent concentrations.

## **Discussion**

To compare all the experiments the percentiles of influent  $COD_{Cr}$ , effluent  $NH_4N$ , Influent  $COD_{Cr}:P_{tot}$  and  $COD_{Cr}:N_{tot}$ ,  $N_{tot}$  reduction, effluent  $N_{tot}$ , Soluble  $P_{tot}$  reduction and effluent soluble  $P_{tot}$  distributions were calculated (Figs. 3-6).

Before the experiments in St. Petersburg one of the open questions was whether the industrial wastewaters in the wastewaters of St. Petersburg, would inhibit nitrification severely. The experiments proved that this problem was not serious (*Fig. 3*).

The loss of influent  $\text{COD}_{\text{Cr}}$  at Krasnoselskaya WWTP in presettled wastewater can be clearly seen in *Figures 3* and *4*. Although all the organic matter lost in presettling may not be useful to biological phosphorus removal and denitrification, it is obvious that the screened water would be a lot better starting point for both of them.

Some ways to raise the concentration of organic compounds would be e.g.:

1. preventing storm waters entering the sewers (tight sewers, separate sewers systems for storm and wastewaters)
2. reducing water consumption
3. hydrolyzing raw sludge and adding the hydrolysate into the anoxic basin (or some other carbon source)
4. reducing the retention time in the presettlers
5. passing the presettlers

Point 1 is an expensive choice. On the other hand, the sewers in St. Petersburg are so old that they need to be renovated sooner or later anyway. Point 2 also lies in the not so distant future of St. Petersburg, because the economy of Vodokanal stipulates that water can not be totally free to the customers very long. Point 3 is a difficult choice because of its complexity. Point 4 is easy to realize. Point 5 requires step screens with 1.3 mm wide interstices. To conclude, reducing the retention time in presettlers would be the most feasible way to raise the concentration of organic compounds concentration of the wastewater.

The best phosphorus removal in these experiments was got at Suomenoja with the biological phosphorus removal process and the worst with presettled water at Krasnoselsk (*Fig 5*). Only 20-30% of the effluent soluble phosphorus concentrations were under  $0.5 \text{ mg l}^{-1}$  in the Krasnoselsk experiments compared to the 50% at the Suomenoja phosphorus and nitrogen removal experiment.

The effluent total nitrogen concentration were slightly lower in both Krasnoselsk experiments than in the Suomenojan experiment (*Fig. 6*). The reductions were lower, the lowest with presettled wastewater were close to those at Suomenoja without nitrogen removal. This shows that the reduction is not a good measure for nitrogen removal from the present wastewaters in St. Petersburg.

The question was risen during the experiments whether it is economically feasible to implement biological phosphorus removal because the large WWTPs already remove quite a lot of the phosphorus. The difference between the present phosphorus concentration in the effluent of the St. Petersburg WWTPs is less than  $1 \text{ mg l}^{-1}$  higher than of the Krasnoselsk experiment. This question is still open.

Power breaks were a problem in Krasnoselsk, especially during weekends. The maintenance of the highly sophisticated equipment used in the experiment was

also a problem. Spare parts could not be purchased in Russia. The broken devices could not be brought to Finland to be repaired, because of the complicated lines of action of the Russian customs. At the moment only the simplest and most robust devices can be recommended to use in the Russian WWTPs.

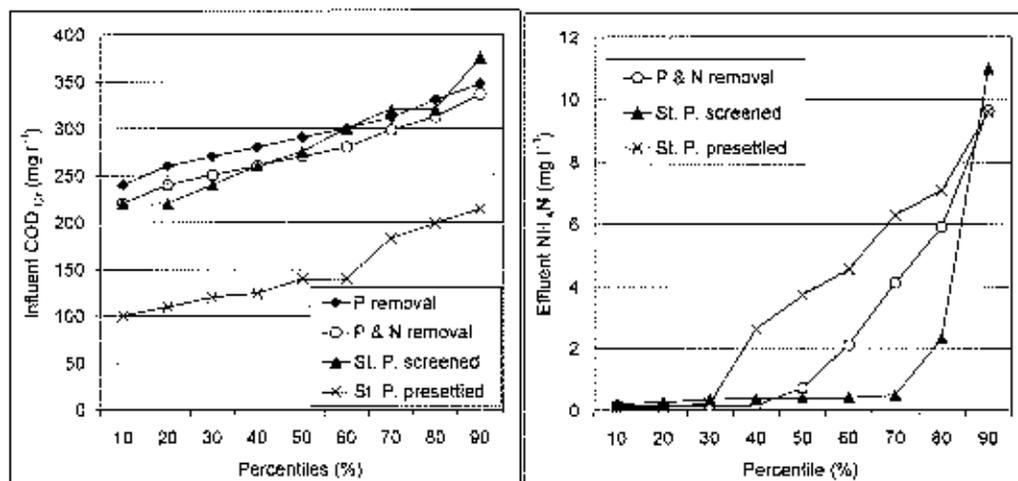


Figure 3. The percentiles of the influent COD<sub>Cr</sub> and effluent NH<sub>4</sub>N concentration distributions. P removal = Phosphorus removal experiment at Suomenoja 1993, P & N removal = Phosphorus and nitrogen removal experiment at Suomenoja 1994, St. P. screened = Phosphorus and nitrogen removal experiment from screened wastewater at Krasnoselsk 1996, St. P. presetled = Phosphorus and nitrogen removal experiment from presetled wastewater at Krasnoselsk 1997.

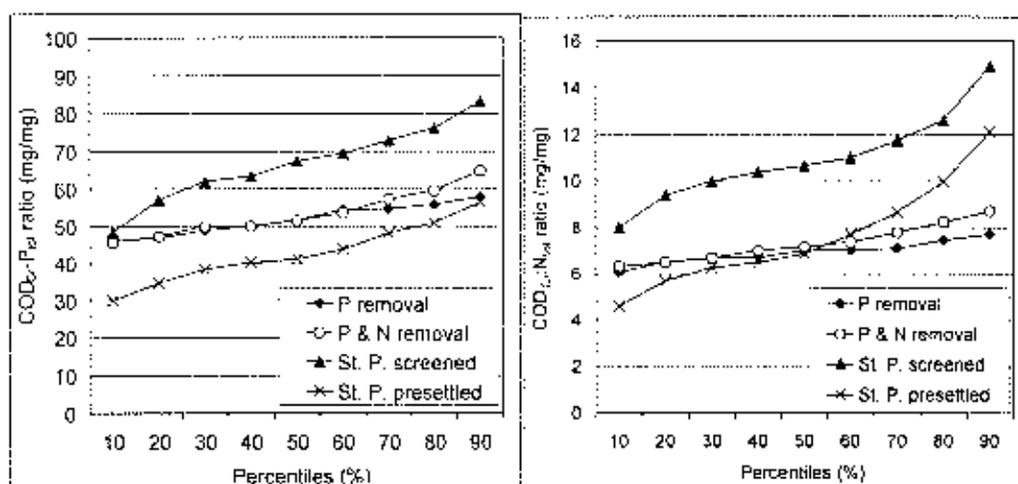


Figure 4. The percentiles of the influent COD<sub>Cr</sub>:P<sub>tot</sub> and COD<sub>Cr</sub>:N<sub>tot</sub> ratio distributions. P removal = Phosphorus removal experiment at Suomenoja 1993, P & N removal = Phosphorus and nitrogen removal experiment at Suomenoja 1994, St. P. screened = Phosphorus and nitrogen removal experiment from screened wastewater at Krasnoselsk 1996, St. P. presetled = Phosphorus and nitrogen removal experiment from presetled wastewater at Krasnoselsk 1997.

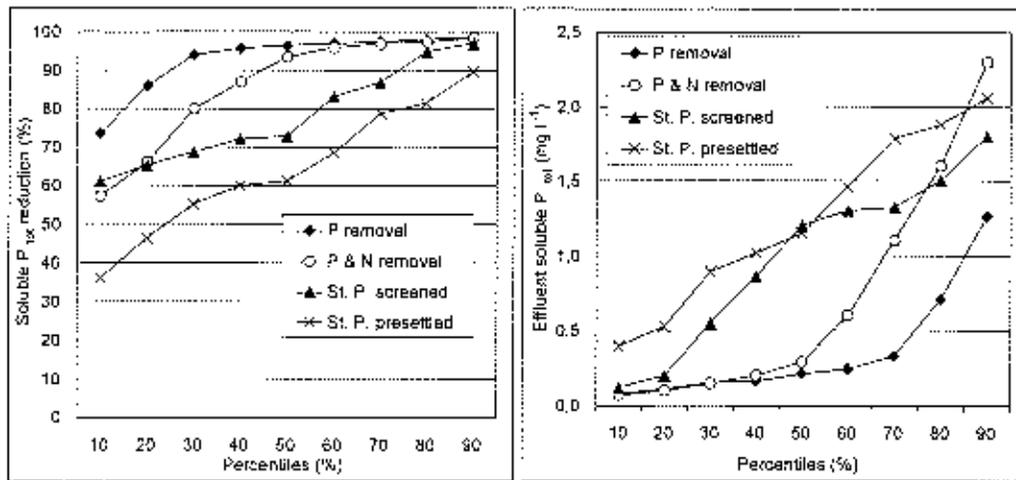


Figure 5. The percentiles of the soluble  $P_{tot}$  reductions and effluent  $P_{tot}$  concentration distributions. *P* removal = Phosphorus removal experiment at Suomenoja 1993, *P* & *N* removal = Phosphorus and nitrogen removal experiment at Suomenoja 1994, *St. P. screened* = Phosphorus and nitrogen removal experiment from screened wastewater at Krasnoselsk 1996, *St. P. presettled* = Phosphorus and nitrogen removal experiment from presettled wastewater at Krasnoselsk 1997.

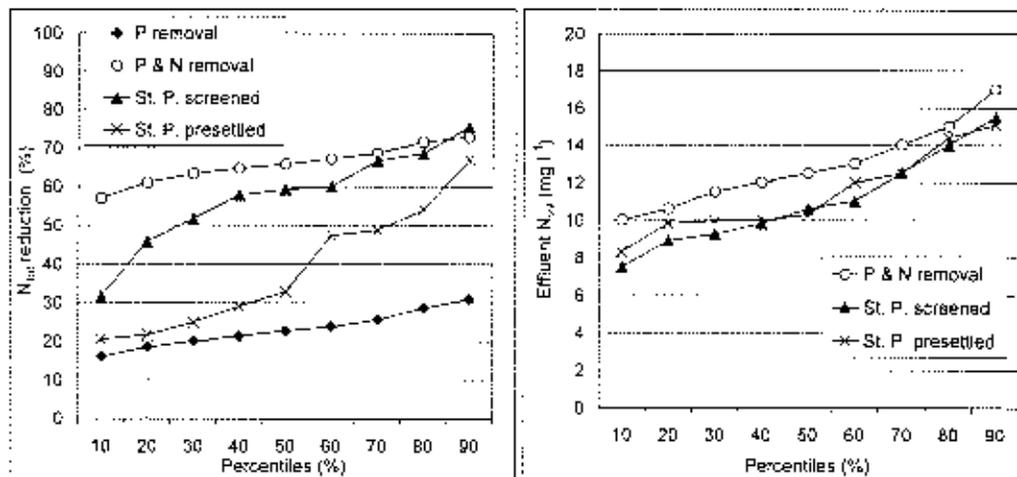


Figure 6. The percentiles of the  $N_{tot}$  reductions and effluent  $N_{tot}$  concentration distributions. *P* removal = Phosphorus removal experiment at Suomenoja 1993, *P* & *N* removal = Phosphorus and nitrogen removal experiment at Suomenoja 1994, *St. P. screened* = Phosphorus and nitrogen removal experiment from screened wastewater at Krasnoselsk 1996, *St. P. presettled* = Phosphorus and nitrogen removal experiment from presettled wastewater at Krasnoselsk 1997.

## Conclusions

- Phosphorus and nitrogen removal can be realized in the conditions of Finland and St. Petersburg
- Biological phosphorus removal alone proved to be a stable and reliable method
- Phosphorus removal was better in the biological phosphorus removal process than in the combined nutrient removal process
- The activated sludge at Krasnoselsk was extremely well settling
- Nitrification was not inhibited by the industrial wastewaters in Krasnoselsk
- The influent C:P and C:N ratios were reduced dramatically in the presettling at Krasnoselsk; the most feasible way to raise the ratio would be reducing the retention time in the presettlers

## Reference

Rantanen, P. 1994. Biological phosphorus removal study at the Suomenoja research station. *Vatten*. 50:321-328.

The biological P-removing process is limited by two elements. One is the amount and quality of organic matter available to the bacteria, and one is the amount of phosphorous build into the bacteria. This paper primarily discuss how to improve the amount and quality of organic matter by hydrolysis of sludge, but a short discussion of the factors influencing the phosphorous amount inside the bacteria is also included.

## Phosphorous as a limiting factor

Phosphorous is build into the bacteria through biological uptake, and the amount taken up is often limited by the concentration of phosphorous in the water. At most danish plants, it is possible to achive a phosphorous concentration of 4-5 % phosphorous in the sludge from biological P-removing plants. Laboratory scale experiments, where organic matter was added in excess, have shown, that the dynamics of the biological P-removing process is largest when the phosphorous concentration in the water is highest. If the phosphorous concentration in the water is low, eg. below 1 mg P/l, the potential for biological P-removal is missing, and the process will not operate even if there are large amounts of organic matter present. In this situation, the phosphorous concentration in the sludge will be the limiting factor.

## Organic matter as a limiting factor

Organic matter comes to the WWTP with the inlet water. The COD can be considered as a resource for the denitrification and the biological P-removal processes. Both processes need organic matter to run, and several investigations have shown, that both processes operates most effective, when the waste water contains the highest amount of easily degradably organic matter. In general, the denitrification operates most optimal with a COD/N ratio around 8, and the biological P-removal process operates most effective with a COD/P ratio of 60-70.

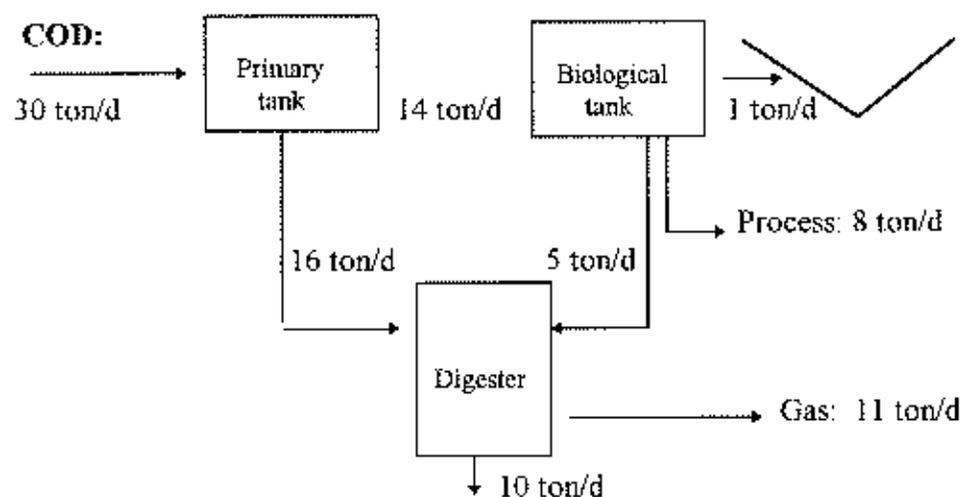


Figure 2. Mass balance for COD at a WWTP.

Because of the high demand for organic matter, it is very important to handle the organic matter coming with the inlet with great care, not to waste COD unnecessary. For this, a mass balance for the flow of COD through the plant is important. An example is given in figure 2.

The operation strategy at the plant is, that the biological processes has the highest priority for organic matter. This means, that the primary sludge outtake is regulated according to the need for organic matter in the biological step.

From the mass balance it is seen, that around 16 ton COD is taken out with the primary sludge per day, and that around 5 ton COD is taken out with the biological sludge per day. For the biological processes 9 ton COD has been used, resulting in an effluent quality of Total-N and Total-P in 1998 of 5 mg N/l and 0.6 mg P/l. The produced gas from the digesters are used for electricity production. The own production of energy at this plant is 110%, which means, that it is possible to sell energy. The rest COD in the sludge after digestion is around 10 ton per day at this plant.

In this example, there is no lack of COD coming to the plant, and the example shows, that significant amounts of COD is bound in the sludge. The following shows, how to use this COD for the biological nutrient removal processes.

## **Hydrolysis of primary sludge**

Viby WWTP has a capacity of 100.000 PE. The plant is a Bio-Denitro plant operated with a primary step and a biological step. But due to less activity at large food industries, it is only loaded with 47.000 PE. The consequence is, that the amount of organic matter has decreased more than the amount of nitrogen and phosphorous at the inlet. Since the close down of the industries, the average COD/N ratio at the inlet of the biological part of the plant has been 6 to 8.

Several activities has been taken into action to improve the amount of organic matter at the inlet to the biological tanks. In 1994 the amount and quality of organic matter was improved by introducing hydrolysis of the primary sludge. The hydrolysis was operated by pumping all the primary sludge into a digester operated with 17 °C and a hydraulic retention time of 5 days. Hydrolysate was separated from the sludge through a mechanical dewatering unit, and pumped to the inlet of the biological tanks. The sludge was pumped to the mesophilic digesters.

The average hydrolysis yield is shown in table 1 together with the inlet values. The values are presented as soluble COD in kg/day and in % of the total COD amount in the inlet. It is seen, that it was possible to produce a soluble COD amount corresponding to around 8 % of the total COD at the inlet. However separation of hydrolysate from the sludge was problematic, as the separation unit had to be cleaned very often to operate satisfactory.

Table 1. Average hydrolysis yield.

Parameter	Inlet	Hydrolysate	% of inlet
COD			
soluble	4.000	330	8
kg/d			

Before hydrolysis were established at Viby WWTP, the nitrogen removal was satisfactory with a total nitrogen in the effluent as a yearly mean of 4-6 mg N/l. No positive effect on the nitrogen removal were seen whether hydrolysate was added or not.

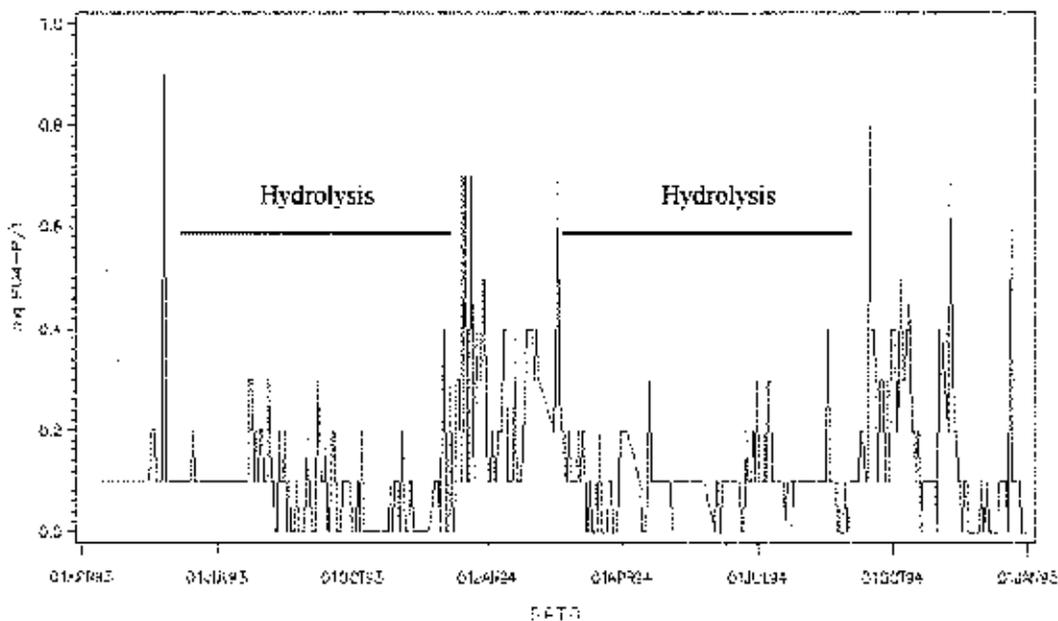


Figure 3. Effect of hydrolysate on the effluent concentration of phosphorous.

Before hydrolysis were established, it was necessary to support the biological P-removal with simultaneous precipitation with  $\text{FeSO}_4$ . After hydrolysate was added, the phosphorous concentration decreased in the effluent as seen in figure 3. During the same time, it was possible to run the phosphorous removal without addition of precipitation chemicals (figure 4) and still fulfill the effluent standard of 0.4 mg P/l. Results from the experiments are further described by Andreasen et al (1996). Because of the technical problems with the separation of hydrolysate and sludge, the experiments were ended after one and a half year.

## Hydrolysis of biological surplus sludge

In 1996, the operation strategy at Viby WWTP was changed to improve the amount and quality of organic matter at the inlet to the biological tanks.

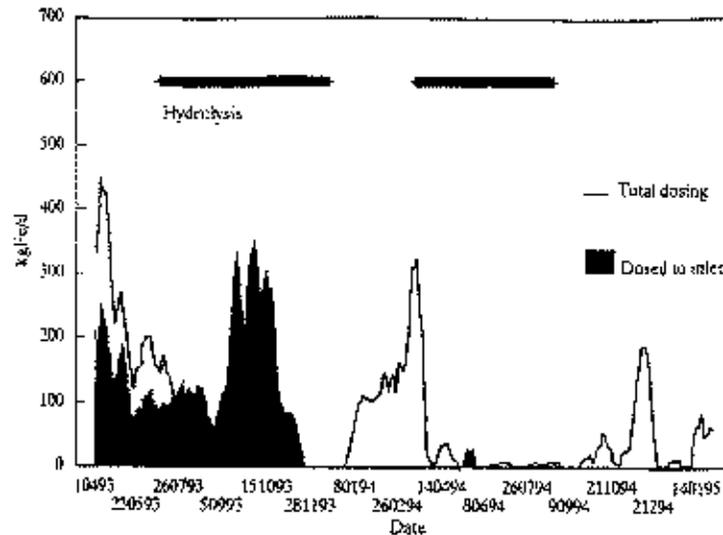
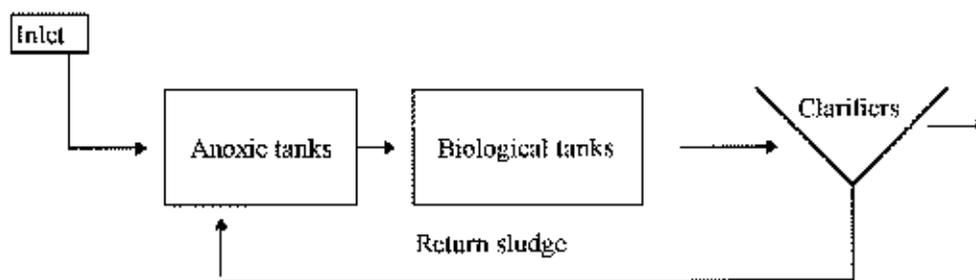


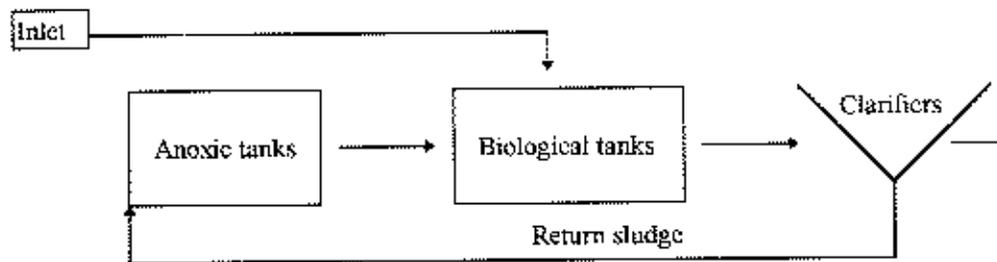
Figure 4. Reduction in chemical addition as a consequence of hydrolysis

The inlet flow and the return sludge flow was let into the anoxic tanks as seen on figure 5a. The average inlet flow inclusive the return sludge flow is around 15.000 m<sup>3</sup>/day, giving a retention time in the anoxic tanks of around 3 hours. Experiments have shown, that the maximum P-release was seen after one hour, probably because of a limitation of organic matter.

The flow into the anoxic tanks were changed in august 1996 in such a way, that only the return sludge flow was led into the anoxic tanks. The inlet flow was led directly to the biological tanks (figure 5b). This means, that the organic matter from the inlet is used directly in the biological tanks for nitrogen removal. The return sludge concentration from the secondary clarifiers is around 10 kg MLSS/m<sup>3</sup>. In the anoxic tanks, the return sludge concentrated further to around 12-14 kg MLSS/m<sup>3</sup>. The hydraulic retention time of the return sludge in the anoxic tanks is dependent of the return sludge flow, which automatically was adjusted as a percentage of the inlet flow. The variations in retention time are shown in figure 6, where it is seen, that the retention time is between 2 and 14 hours. Most days, the retention time is between 10 and 14 hours.



5a. Set up before hydrolysis



5b. Set up with hydrolysis

Figure 5. Operational changes to obtain hydrolysis.

From figure 6 it is seen, that the retention time has influence on the soluble COD concentration and the phosphorous concentration at the outlet of the anoxic tank. It is seen that if the retention time is more than 10 hours, a maximum concentration of soluble COD and phosphorous is seen. The concentrations of soluble COD and phosphorous increases through the anoxic tank. The phosphorous concentration increases from 3 mg P/l up to 15 mgP/l, indicating that phosphorous has been released to the water, probably as a result of hydrolysis and biological P-release. The COD amount increases from 30 mg COD/l up to 80 mg P/l as a result of a hydrolysis. The COD release is underestimated, as an simultaneous uptake of organic matter must be expected due to the P-release.

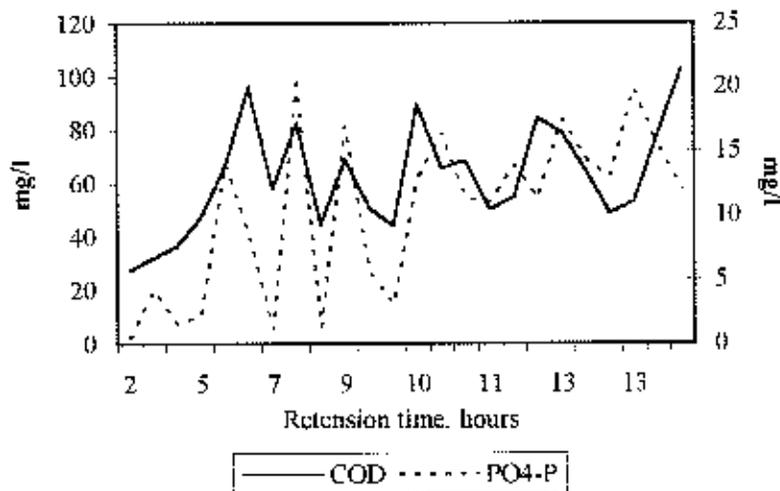


Figure 6. Influence of the retention time on the efficiency of the hydrolysis.

Hydrolysis of biological surplus sludge has shown more efficient than hydrolysis of primary sludge (table 2), as the hydrolysis yield of biological surplus sludge is at least 10% of total COD in the inlet. Simultaneously a full P-release from the biological P-removing bacteria is obtained.

Table 2. Comparison of hydrolysis of primary sludge and biological sludge.

Parameter		Viby WWTP Primary sludge	Viby WWTP biological sludge	Egå WWTP biological sludge
Hydraulic retention time		5 days	10 - 14 hours	10 days
Soluble COD:	kg/d	330	510	285
	% of inlet	8	> 10	4
PO <sub>4</sub> -P released	kg/d	-	56	68

Egå WWTP is a plant dimensioned for 93.000 PE. It is operated according to the NO<sub>x</sub> recirculation principle and has selectors and anoxic tanks in front of the biological tanks. At Egå WWTP, experiments have shown, that the maximum P-release was found in the selectors. Nearly no P-release was found in the anoxic tanks, probably because of a limitation of organic matter. In September 1996 it was therefore decided to use the anoxic tanks as hydrolysis tanks. Return sludge was pumped into the tanks, and because of an overflow gate, the hydraulic retention time is determined by this pump. The average retention time is around 10 days.

At Egå WWTP, the hydrolysis of biological surplus sludge increased from 20 mg COD/l up to 700 mg COD/l and simultaneously the phosphorous amount increased from 2 mg P/l up to 110 mg P/l. The yield with respect to COD is less than at Viby WWTP (table 2). The reason is probably, that only about 1/10 of the return sludge is hydrolysed at Egå, while 100% of the return sludge is hydrolysed at Viby. However, the P and COD concentration in the anoxic tank at Egå WWTP is larger than at Viby WWTP. The reason is probably the longer retention time together with no limitation of organic matter in the anoxic tank at Egå WWTP.

## Effect of the hydrolysed sludge on the effluent

Both at Egå and Viby the hydrolysate had no positive effect on the nitrogen removal (figure 7), probably because the effluent concentrations of NO<sub>3</sub> already was low, 3-5 mg NO<sub>3</sub>-N/l. During periods with a high degree of hydrolysis, expressed as high concentrations of COD in the AN tanks, a significant reduced phosphorous amount was observed in the effluent at Egå WWTP as shown in figure 8 at Egå WWTP. It took around 2 weeks to build up a high degree of hydrolysis, and after that period, a reduction in phosphorous amounts

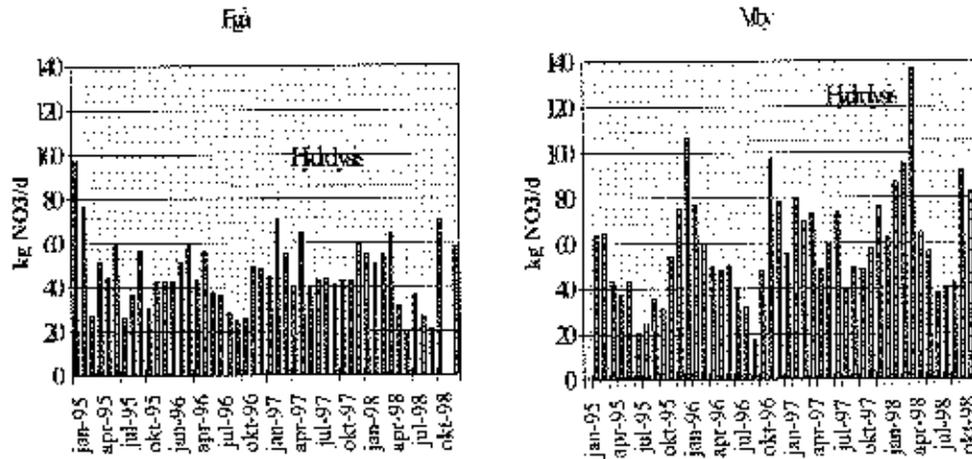


Figure 7. Effect of hydrolysate on the denitrification.

in the effluent was observed. In the period June to August 1997, the phosphorous amount increased in the effluent. During that period, the degree of hydrolysis had decreased (figure 8). The reason was, that a gasproduction started, probably because of a combination of high temperature in the water and too long retention time in the tank. After August, the gas production decreased, and the hydrolysis obtained a higher efficiency resulting in reduced amounts of phosphorous in the effluent.

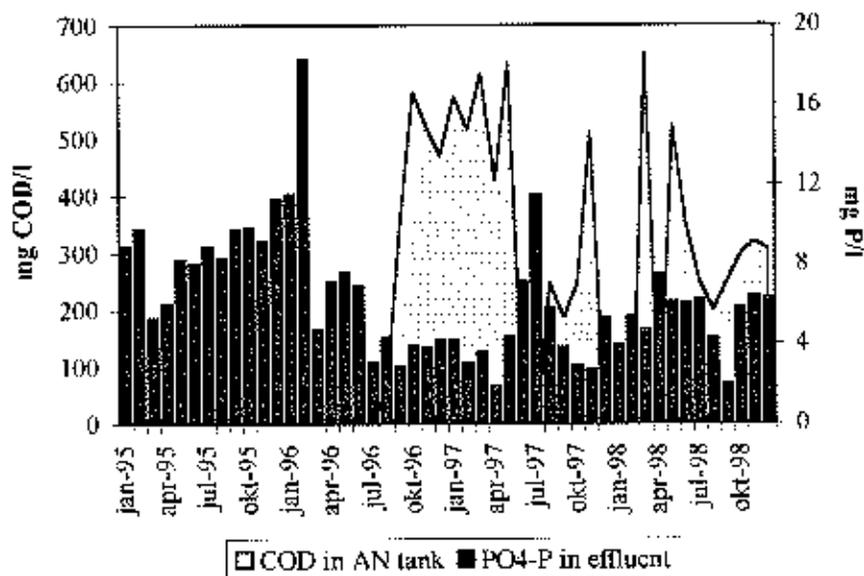


Figure 8. Effect of hydrolysis on biological P-removal, Egå WWTP.

Similar effect has been seen at Viby WWTP. The phosphorous amount in the effluent did not change significantly after addition of hydrolysate. One of the reasons are probably, that the effluent concentration as a yearly average already was 0.3 mg P/l due to addition of chemicals on the sandfilter. The effluent standard

is 0.4 mg P/l. The effect of the hydrolysate was seen on the need for chemicals (figure 9), as the chemical dosing decreased significantly after addition of hydrolysate. Since September 1996, the addition of hydrolysate has stabilised the biological P-removal so that only small amounts of chemicals are needed to keep a phosphorous concentration below 0.4 mg P/l in the effluent. The molar ratio is calculated to around 0.3 during the period September 1996 until June 1999.

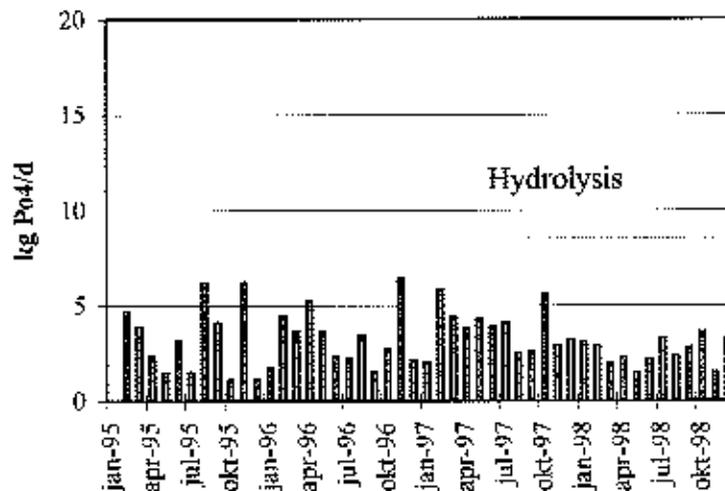


Figure 9. Effect of hydrolysis in biological P-removal, Viby WWTP.

## Summary

It is seen, that it is possible to generate significant amounts of organic matter at a Waste Water Treatment Plant. It has shown possible to establish hydrolysis based on primary sludge as well as on biological sludge. A soluble production of up to 10% of the inlet COD amounts is found.

The denitrification process is not influenced by an addition of hydrolysate, maybe because of already low effluent concentrations of nitrate, but significant effect is seen on the biological P-removal, as lower effluent concentrations is observed on one plant, and a reduced chemical addition is seen on another.

Hydrolysis on biological surplus sludge give a higher yield than hydrolysis on primary sludge. Additional, the handling of the biological surplus sludge hydrolysis is much more easy than with primary sludge.

## References

- Andreasen, K., Petersen, G., Thomsen, h., Strube, R. (1996). Reduction of nutrient by sludge hydrolysis. Paper presented at specialized IAWQ conference at AQUATECH, Amsterdam, september 1996.

# 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 DSVI 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 loading 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 gTS/gTOC<sub>REMOVED</sub>.

## 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.

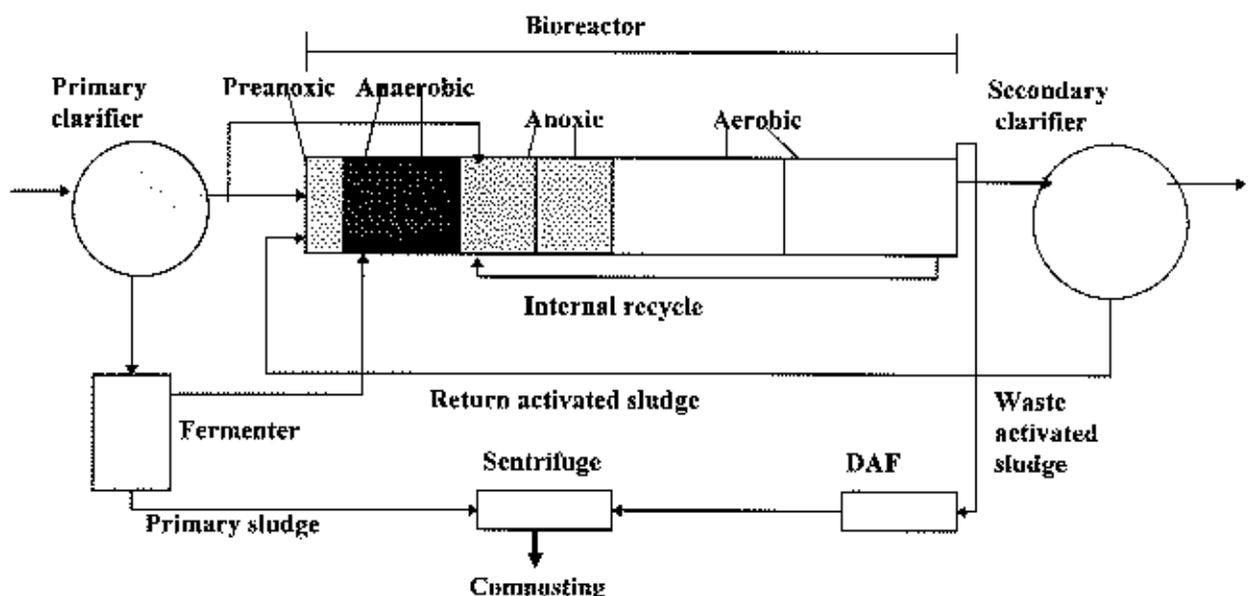


Figure 1. Schematics of Groos Wastewater Treatment Plant

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	-	8.0 (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 1996-98	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	11393	Dim 6500 Max 13000
P load kg/d	24.5	26.1	23.4	23.8	7.1	56.5	27
N load kg/d	129	131	127	130	66.4	303	192
Org. load kgTOC/d	400	454	396	344	141	1208	
Org. load kgCOD/d	2474	2595	2379	2456	400	7455	2100
MLSS mg/l	5024	4920	5404	4756	1081	9120	2400 - 3600
SRT d	18.0	18.7	18.5	16.7			12 - 20
DSVI ml/g	82	86	73	82	27	152	

1. 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.

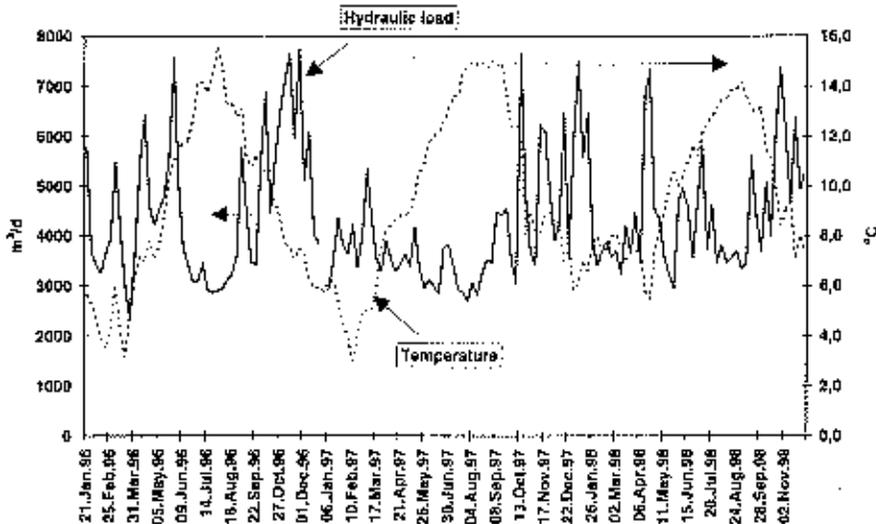


Figure 2. Temperature and hydraulic load Groos WWTP 1996-1998

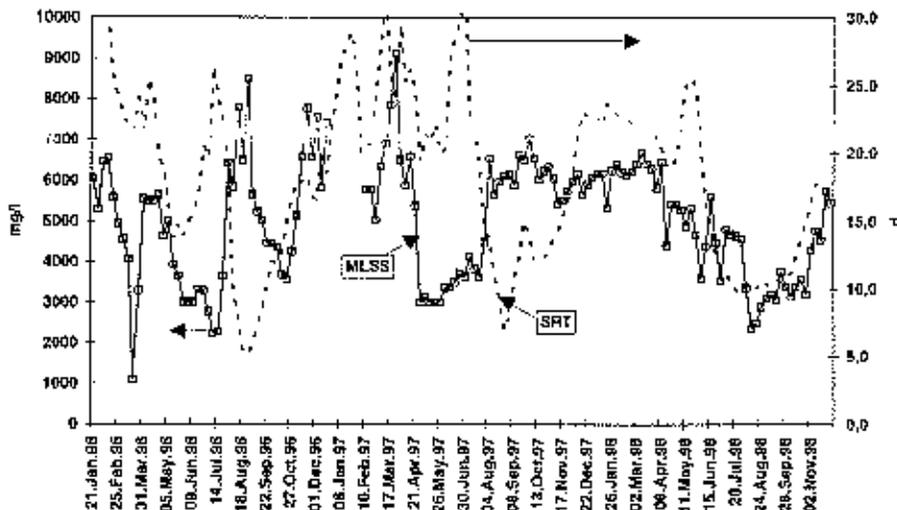


Figure 3. MLSS and SRT at Groos WWTP 1996-1998

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

foaming. 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.

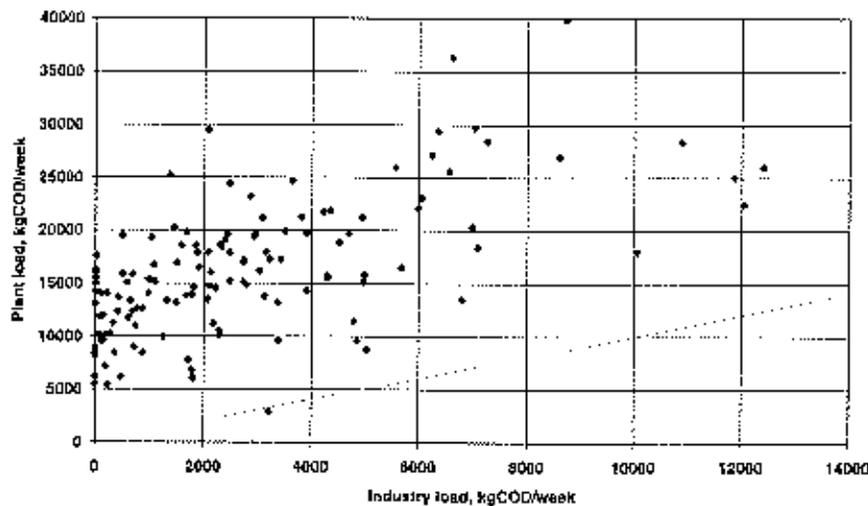


Figure 4. Effect of industry on plant loading

### 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	Influent	Effluent	Influent	Effluent
Total	6.0	0.63	31.7	9.4 <sup>1</sup>	97	13.2	584	50	342	17.0
1996	6.0	0.80	30.8	8.4 <sup>1</sup>	99	16.9	572	65	325	23.5
1997	6.2	0.69	33.7	11.3	106	12.0	611	49	364	13.7
1998 <sup>2</sup>	5.9	0.35	30.8	8.0	84	10.1	566	35	341	10.2

1. January-june 1996 not included due to BPR-operation only 2: 1998: jan-nov

Table 4. Treatment efficiencies (%)

	P	N	TOC	COD	SS
Total	89.5	70 <sup>1</sup>	86	91	95
1996	86.7	73 <sup>1</sup>	79	89	93
1997	88.9	65	87	92	96
1998 <sup>2</sup>	94.1	74	88	94	97

1. January-june 1996 not included due to BPR-operation only 2: 1998: jan-nov.

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.

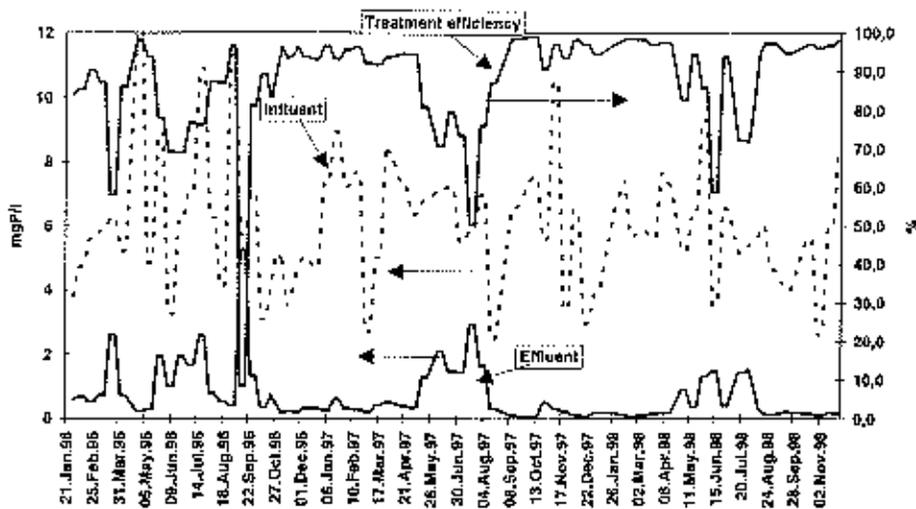


Figure 5. Treatment efficiency for phosphorus

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

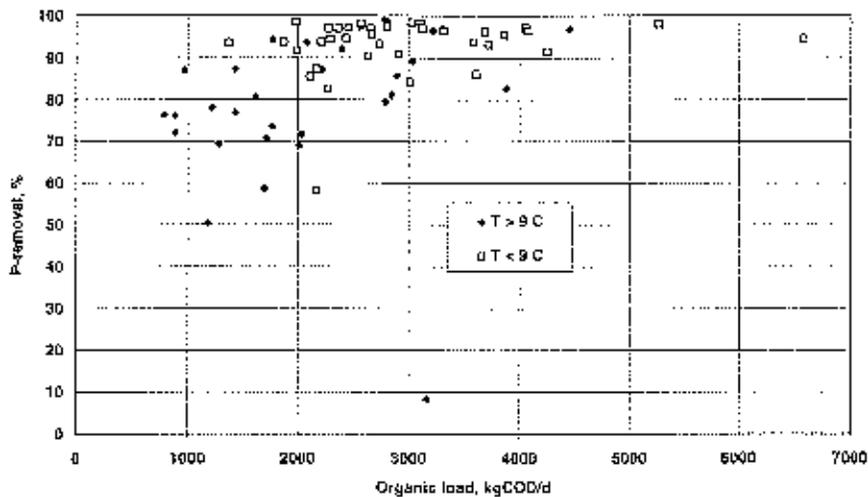


Figure 6. Treatment efficiency for phosphorus as a function of organic loading

Nitrogen removal requires organic substrate for denitrification. Too high organic loading, however, may limit nitrification. The results from Groos 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.

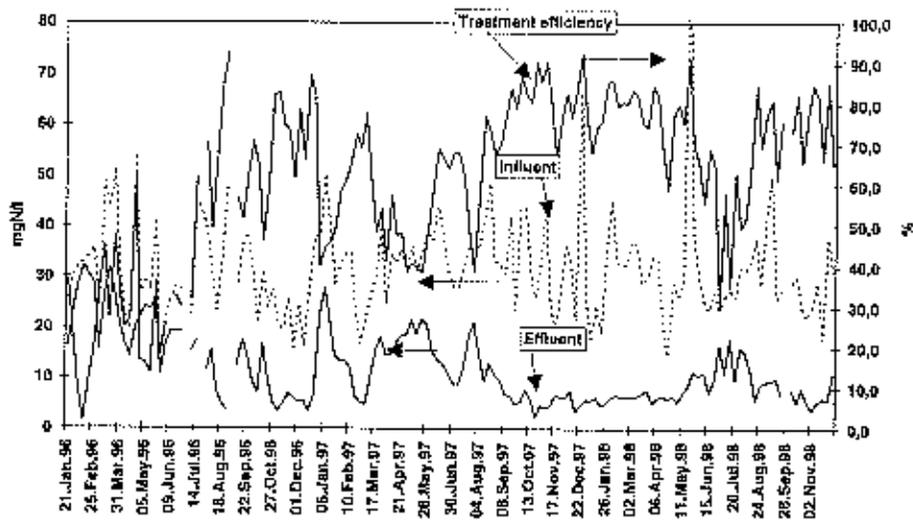


Figure 7. Treatment efficiency for nitrogen

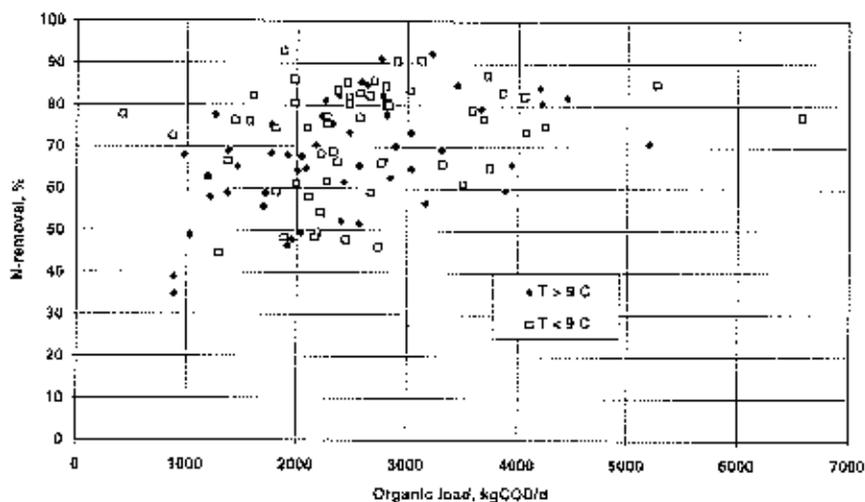


Figure 8. Nitrogen removal efficiency as a function of organic loading

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.

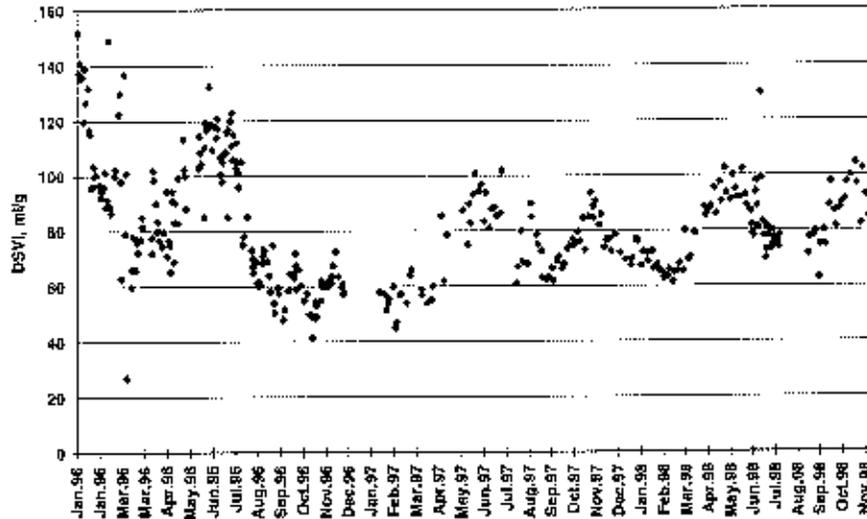


Figure 9. DSVI at Groos WWTP 1996-1998

### 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 (Henze 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-monitoring 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 Groos and total organics removed and presented as yield factors in Table 7.

Table 5. Yield factors

	gTS/gCOD <sub>REMOVED</sub>	gTS/gTOC <sub>REMOVED</sub>
1996	0.358	2.309
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 canning 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			
	< 0.1	0.1-0.2	0.2-0.3	> 0.3
Total-P, mg/l	0.5-1.5	0.5	< 0.5	< 0.5
Total-N, mg/l	5 - 20	5 - 20	5 - 15	< 5

The conditions experienced in Grinstad BPR was not affected by low temperatures due to sufficient SRT (> 15 d) at temperatures down to 5 °C (Ydstebø 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 Randall 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 summertime 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.

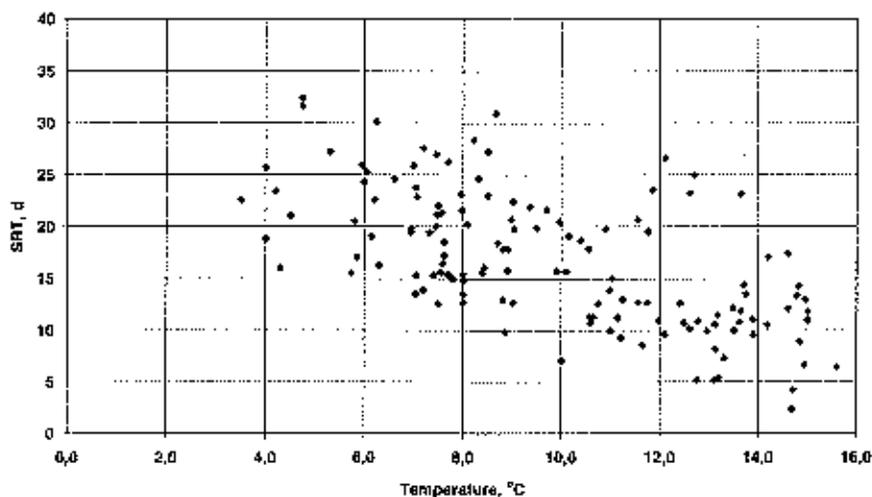


Figure 10. SRT as a function of temperature

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.

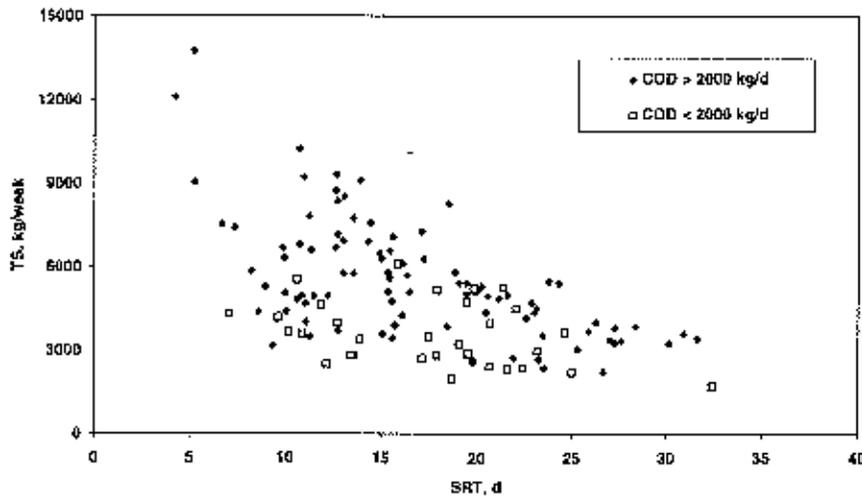


Figure 11. Secondary sludge production as a function of SRT and COD-load

Sludge yields have been about 65 % compared to chemical plants (Ydtsebø 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 gTS/gTOC<sub>REMOVED</sub> 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.

## References

1. 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.
2. Ydstebø L. and Bilstad T (1997). «Experience with Bio-P and BNR at low temperature» Proceedings at the 70th Annual Conference & Exposition Water Environment Federation, Chicago, Illinois, USA, October 19.-23. 1997
3. Henze, M., Harremoës, P., Jansen, Jes la Cour. and Arvin, E (1992) «Spildevannrensning, biologisk og kemisk.» Polyteknisk forlag, 2800 Lyngby, Denmark.
4. Berg, A. R, Andrew, G., Larsen, K. og Peddie, C (1996). «Biologisk fosforfjerning ved Groos Renseanlegg.» Hovedprosjekt, Høgskolen i Agder, avdeling for miljø og naturforvaltning, Grimstad (unpublished student project in Norwegian).
5. Randall, C.W., Brannan, K.P., McClintock, S.A. and Pattarkine, 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
6. SFT (1983) Dimensjoneringskriterier for avløpsrenseanlegg.



## Sludge Handling and Sludge Treatment at WWTP's using Biological Phosphorus Removal

Gert Petersen

KRÜGER, Copenhagen, DK

+ 45 39 69 02 22 hgp@kruger.dk

- **ABSTRACT**
- This presentation includes the following topics:
- Practical application of BIO-P processes in Denmark
- Theoretical speculations on the fate of the available carbon source in WWTP
- Aspects on sludge handling strategies in BIO-P plants
- Anaerobic digestion of BIO-P sludge including explanations on the fate of the Poly-P fraction in the digestion process
- Examples from Denmark using anaerobic digestion and anaerobic hydrolysis to minimise the excess sludge production from BIO-P plants

Nordisk Konf. Om N og BIO-P Fjerning, Oslo 1999

Gert Petersen Krüger DK

Februar 1999



## Slamhåndtering og slamreduktion i BIO-P anlæg

- **CONTENTS:**
- Practical BIO-P applications
- COD mass balances for WWTP
- Sludge treatment, BIO-P plants
- Examples Anaerobic Digestion
- Examples Anaerobic Hydrolysis

Nordisk Konf. Om N og BIO-P Fjerning, Oslo 1999

Gert Petersen Krüger DK

Februar 1999



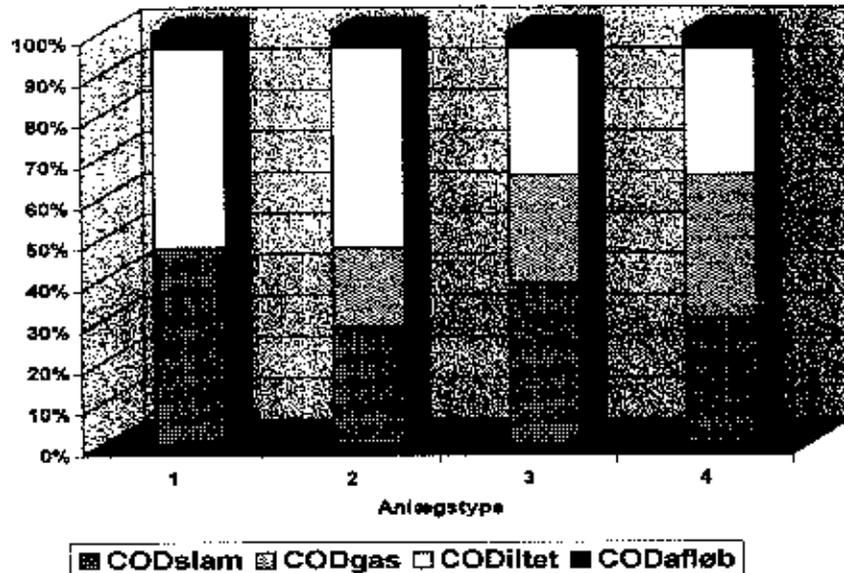


# Slamhåndtering og slamreduktion i BIO-P anlæg

COD balancer for renselanlæg 1- og 2-trins +/- rådnetank

## ANLÆGSTYPE

- 1: 1 Trins uden rådnetank
- 2: 1 Trins med rådnetank
- 3: 2 Trins m/primærslam på rådnetank
- 4: 2 Trins alt slam på rådnetank



Nordisk Konf. Om N og BIO-P Fjerning, Oslo 1999

Gert Petersen Krüger DK

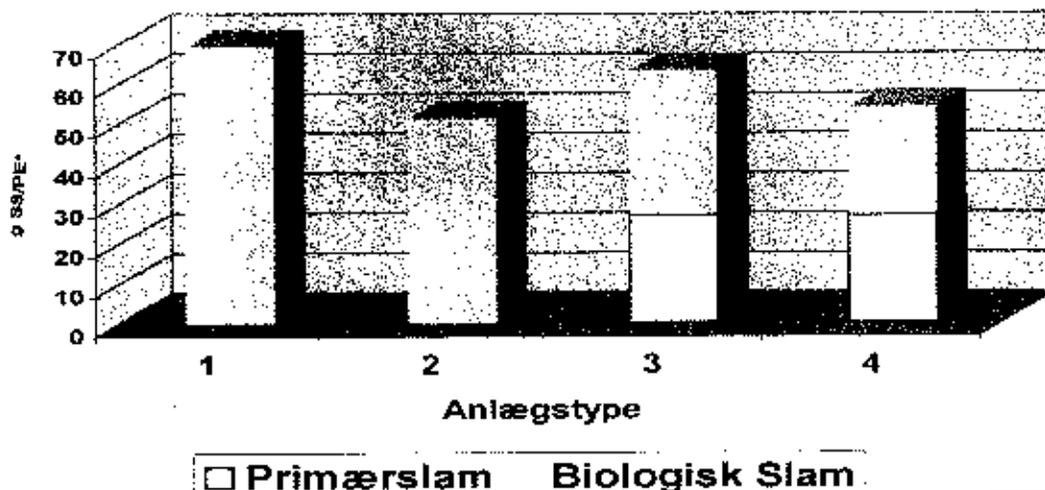
Februar 1999



# Slamhåndtering og slamreduktion i BIO-P anlæg

Slamproduktion som funktion af anlægstype

- 1: 1Trins uden RT
- 2: 1Trins med RT
- 3: 2Trins w/Bio-SS på RT
- 4: 2Trins m/BIO-SS på RT



Nordisk Konf. Om N og BIO-P Fjerning, Oslo 1999

Gert Petersen Krüger DK

Februar 1999



# Slamhåndtering og slamreduktion i BIO-P anlæg

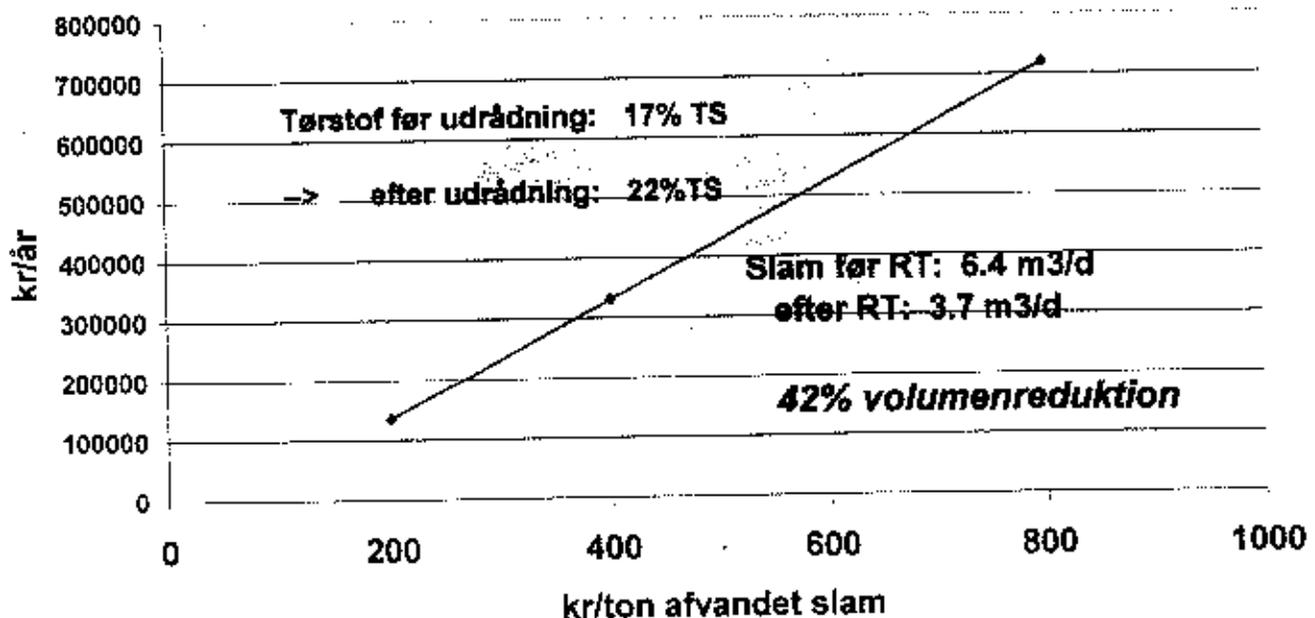
- Anaerobic Digestion,
- Primary Sludge 42% SS and 60% COD reduction
- Biological Sludge 30% SS and 40% COD reduction
- Final Dew.Biol.SS: + 5% DS

Nordisk Konf. Om N og BIO-P Fjerning, Oslo 1999

Gert Petersen Krüger DK

Februar 1999

## Driftsbesparelser ved udrådning af Bioslam 15000 PE anlæg (1080 kg SS/dag før RT)





## Slamhåndtering og slamreduktion i BIO-P anlæg

- Anaerobic Digestion,
- Gas Production at 12 days (55°C)  
or 20 days (35°C)
- Primary SS: 270 litres CH<sub>4</sub>/kg SS
- Biological SS: 160 litres CH<sub>4</sub>/kg TS
- Hygienisation (Thermophilic)

Nordisk Konf. Om N og BIO-P Fjerning, Oslo 1999

Gert Petersen Krüger DK

Februar 1999



## Slamhåndtering og slamreduktion i BIO-P anlæg

- Anaerobic Digestion, high pH:
- 
- BIO-P is released as
- Ca<sup>2+</sup>, Mg<sup>2+</sup>, K<sup>+</sup> and HPO<sub>4</sub><sup>2-</sup>/H<sub>2</sub>PO<sub>4</sub><sup>-</sup>  
and precipitated as CaPO<sub>4</sub>,  
MgPO<sub>4</sub>, MgNH<sub>4</sub>PO<sub>4</sub> and some  
free phosphates

Nordisk Konf. Om N og BIO-P Fjerning, Oslo 1999

Gert Petersen Krüger DK

Februar 1999



## Slamhåndtering og slamreduktion i BIO-P anlæg

- **Excess Sludge Dewatering**
- Quick Processing
- Sludge aeration in storage tanks
- After Digestion: CO<sub>2</sub> stripping->  
P-precipitation

Nordisk Konf. Om N og BIO-P Fjerning, Oslo 1999

Gert Petersen Krüger DK

Februar 1999



## Slamhåndtering og slamreduktion i BIO-P anlæg

- **Sludge Hydrolysis (VFA-generation)**
- Low/No Oxygen in Process Tanks
- Anaerobic Conditions
- Anaerobic Sludge Age gives VFA  
for the BIO-P Process!!!

Nordisk Konf. Om N og BIO-P Fjerning, Oslo 1999

Gert Petersen Krüger DK

Februar 1999



# Termofil Udrådning , DK

## BIO-P anlæg: \*\*

ANLÆG	MERE KAP.	TSRED.	ENERGI	HYG.	Årstal
HOLBÆK	X	X	X		1995
HUNSEBY STRAND	X	X	X		1997**
HORSENS				X	1998
STEGHOLT	X	X	X		1998**
HILLERØD	X			X	1998
AALBORG Vest	X	X	X		1998**
ÅBY		X	X		1998**
JUELSMINDE		X	X		1998**
AALBORG Øst		X	X		1999 **
HERNING	X				1999
SKAGEN		X	X		1999 **

Nordisk Konf. Om N og BIO-P Fjerning, Oslo 1999

Gert Petersen Krüger DK

Februar 1999



## Slamhåndtering og slamreduktion i BIO-P anlæg

- CONCLUSIONS
- Optimizing the use of hydrolysis of COD, it is possible to minimise energy consumption, maximise the anaerobic methane production in the digester and still perform extensive biological P removal.

Nordisk Konf. Om N og BIO-P Fjerning, Oslo 1999

Gert Petersen Krüger DK

Februar 1999

# Microbes in biological phosphate removal - new developments

Hannes Melasniemi

Helsinki University of Technology  
Laboratory of Environmental Engineering  
E-mail: hannes.melasniemi@hut.fi

## Summary

In a microbiological study of a biological phosphate removal (BPR) process purifying municipal waste water, acinetobacters were not found in significant numbers. There were no more acinetobacters in the BPR process than in a non-BPR process purifying the same waste water. Bacteria were isolated from both processes and named on the basis of their whole cell fatty acid composition. Bacteria belonging to the genera *Micrococcus* and *Acidovorax* were isolated with high frequency as well from the BPR as the non-BPR process. The biggest difference between the bacterial flora of the processes was the occurrence of actinomycete related Gram-positives in the BPR process and their absence among the non-BPR isolates. *Moraxella*, *Stenotrophomonas*, *Clavibacter* and *Micrococcus* isolates accumulated phosphorus well in laboratory tests. The spearhead of phosphate accumulating isolates did not denitrify, although 43 % of the tested (phosphate accumulating) isolates did.

As judged on the basis of polyphosphate (polyP) staining followed by microscopy, the ability to form polyP was common among the isolated bacteria. Acinetobacters accumulated polyP during active growth, but were unable to retain the accumulated polyP in the following exhaustion stage, actually prevalent in activated sludge. Acinetobacters were not the only bacteria to release phosphate, when facing starvation. As a matter of fact, there was a trend among the bacteria studied to release accumulated phosphate in the stationary phase of their growth.

The bulk of the BPR sludge polyP was in microbial cells that occurred in big, homogenous clusters. Similar polyP cells have been formerly considered as acinetobacters. By combining the use of an acinetobacter specific fluorescent oligonucleotide probe to fluorescence staining of polyP in the same sludge sample, it was microscopically shown, that the polyP cells were not acinetobacters, and that acinetobacters did not accumulate significant amounts of polyP under BPR process conditions. By considering circumstances prevalent in BPR sludge we conclude, that the clustered polyP cells most probably are able to form polyP under stationary growth conditions.

## Introduction

Activated sludge bacterial communities have been studied by cultivation, by using chemical biomarkers (e.g. respiratory quinones and polyamines, more or less specific for different bacterial groups), by cloning and sequencing ribosomal DNA, and by using fluorescent oligonucleotide probes. The use of fluorescent probes makes possible to microscopically identify different types of bacteria straight in the native sludge sample without prior cultivation.

According to the prevalent opinion, BPR in activated sludge is based on bacteria accumulating phosphate in excess in their cells as polyP. On many occasions it has been found that the most important micro-organism involved in BPR has big, coccoid cells, which occur in big, homogenous, grape-like clusters. This kind of an unknown polyP organism occurs in significant amounts in BPR processes with initial anaerobic or anoxic zones.

Bacteria belonging to the genus *Acinetobacter* are the most studied and most widely known polyP accumulating bacteria from activated sludge. For about two decades the most important, cluster forming polyP accumulating organism in BPR processes was considered as *Acinetobacter*. During the last years the central role of *Acinetobacter* in BPR, in real waste water purification processes, has been put into question. Several other bacteria capable of polyP accumulation have been isolated from activated sludge. The basic microbiological foundations of BPR are, however, still insufficiently known, including the involvement, roles and possible importance of various bacteria.

As a part of the co-project "Biological nutrient removal from municipal waste water" (Finnish Environment Institute, Helsinki University of Technology and University of Helsinki) activated sludge microbial communities were investigated. The technical scale nutrient (P and N) removing free activated sludge process studied locates next to Espoo municipal waste water treatment plant and receives the same waste water as the full-scale plant. (For a closer description of the process, see Rantanen, "Biological nutrient removal with a hybrid process and free sludge activated sludge process", elsewhere in this same file.) The microbial community of the UCT-type BPR process was compared to that of a biologically only N removing full-scale DN-process line with chemical simultaneous phosphate precipitation. Bacteria were isolated from the sludge by aerobic cultivation using non-specific media, and the isolated strains were named according to their whole cell fatty acid compositions. The isolates were then tested for their ability to take up phosphate. Those strains that took up phosphate well were further tested for their ability to denitrify. In addition, the capacity of some BPR isolates to retain their accumulated phosphate was studied. The sludge of the two processes were further characterised by using their ubiquinone compositions as biomarkers. *Acinetobacter* numbers in BPR and non-BPR sludge were estimated by three independent methods, and polyP accumulation in *acinetobacter* cells was studied as well in the laboratory as under process conditions.

## Acinetobacters

Acinetobacters, traditionally thought to be important in BPR, did not dominate in numbers in the sludge of the Suomenoja technical scale UCT-process. The number of acinetobacters relative to the total number of bacteria was 4 %, as estimated by cultivation, and 3 % or less as estimated by fluorescent oligonucleotide probing. The amount of ubiquinone Q9 (the principal *Acinetobacter* ubiquinone) in the sludge, relative to the total amount of ubiquinones, set the maximum proportion of acinetobacters to less than 10 % of all Gram-negative (i.e. ubiquinone containing) bacteria. Considering the proportion (1/3) of Gram-negatives among the isolated bacteria, the amount of ubiquinone Q9 leads also to an *Acinetobacter* estimate of about 3 % of all bacteria. No significant differences in the relative numbers of acinetobacters could be detected between the sludge of the Suomenoja technical scale BPR process and the full scale non-BPR process by any of the estimation methods used. The BPR process did thus not enrich acinetobacters, as would be expected if they were important polyP organisms in the process.

The rather low relative amount of acinetobacters confirms the observations reported during the last years. Estimating relative numbers of a specific bacterium does not, however, answer the crucial question, of how important is this bacterium as a polyP accumulating organism in the process, i.e. how much polyP is there in the process in this kind of bacteria. This was studied microscopically by combining in the same native BPR sludge samples the use of an acinetobacter specific fluorescent oligonucleotide probe to fluorescence staining of polyP. Results showed, that (a) almost all of the stainable polyP was in big microbial cells, occurring in big homogenous clusters, (b) these polyP cells were not acinetobacters, (c) the acinetobacters did not occur in big clusters, and (d) the acinetobacter cells did not contain significant amounts of polyP (Fig. 1). On these grounds it is evident, that the role of *Acinetobacter* in BPR at the Suomenoja technical scale process was not central.

## Other activated sludge bacteria isolated

Bacteria were isolated from the sludge by aerobic cultivation using non-specific media and picking up all colonies obtained from a proper sample dilution. The isolates were characterised by running GLC chromatograms of their whole cell fatty acids. After this, a grounded suggestion for identification was obtained by computerised comparison to fatty acid chromatograms of known reference strains in a commercial fatty acid library. Strains named as *Micrococcus*, *Staphylococcus* and *Acidovorax* were isolated most frequently from the Suomenoja BPR sludge. After anaerobic pre-incubation of the sludge most frequent isolates were *Aeromonas* and *Cellulomonas* strains capable of fermentation. In all, the isolates belonged to more than thirty bacterial genera and to more than forty species.

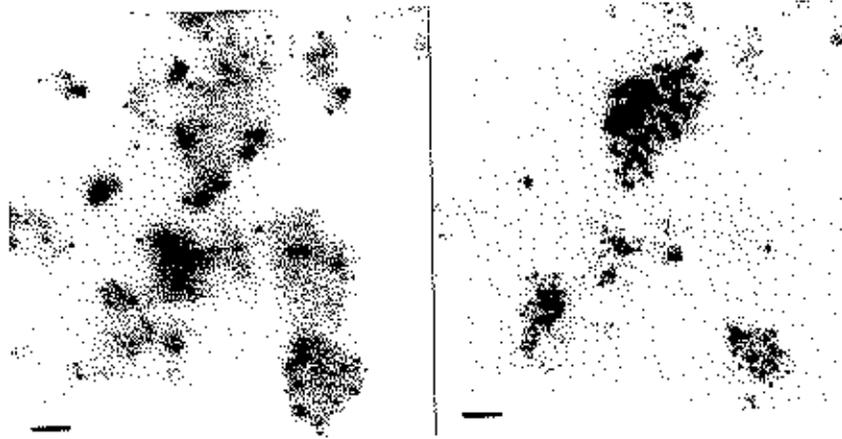


Fig. 1. Different localisation of acinetobacters and polyP in a microscopic sample of free activated sludge from the Suomenoja technical scale BPR process. Acinetobacters (left) were visualised by a fluorescent oligonucleotide probe, specific for *Acinetobacter*. PolyP (right) was visualised by fluorescence staining with DAPI. The microscopic field is the same in both cases. The negative images show the points of interest as the darkest spots. The length of the bar is 10  $\mu\text{m}$ .

On the basis of the bacteria isolated (Table 1), there was overall similarity between the bacterial communities of the processes studied. This may, however, not be so unexpected, considering the facts, that (a) both process incorporated aerobic as well as anoxic (denitrification) stages, and (b) that an anaerobic stage, as in the BPR process, differs from an anoxic stage only in not containing nitrate. The overall similarity found suggests, that waste water (shared in this case) affects the activated sludge bacterial community more than small differences in process configurations (in this case, the addition of an anaerobic basin in front of the anoxic basin). The isolates obtained in this study showed, however, one major difference between the bacterial communities of the BPR and the non-BPR processes: The occurrence of several actinomycete related genera (*Cellulomonas*, *Corynebacterium*, *Nocardia*, *Rhodococcus*, *Streptovorticillium* and unidentified actinomycetes) among the BPR isolates, and their absence among the non-BPR isolates suggests, that actinomycete related bacteria might play a role in BPR - although not necessarily as polyP accumulating organisms.

Also, only from the BPR sludge were isolated strains of *Moraxella* and *Stenotrophomonas*. These were later found to accumulate polyP well in laboratory tests. Conclusions based on the bacteria isolated must, however, be made with caution, since the total number of isolates remained lower than was desired. This was mostly due to the following points: Many sludge bacteria had the annoying property of growing better as mixed cultures than as pure cultures on the usual laboratory media used, and many bacteria grew only as long as their pool of endogenous growth factors lasted. The spores of bacteria belonging to the genus *Bacillus* were also a source of trouble. The tightly adhering spores reviving into life first later during the purification process, often led to take over by bacilli of the whole culture. The aforementioned stresses the fact that cultivation can even at the best give only a partial insight into a microbial community.

Table 1. Bacteria isolated from the non-BPR and BPR activated sludge.

Genus	Number of isolates		Average match (1000-0)
	non-BPR	BPR	
<i>Acidovorax</i>	2	13	430
<i>Acinetobacter</i>	1	4	520
<i>Aeromonas</i>	1	3	660
<i>Aureobacterium</i>		1	660
<i>Bacillus</i> <sup>a</sup>	1	5	610
<i>Cellulomonas</i>		1	600
<i>Clavibacter</i>	1	3	490
<i>Comamonas</i>	1	1	360
<i>Corynebacterium</i>		1	210
<i>Flavobacterium</i>	1		300
<i>Hydrogenophaga</i>		1	370
<i>Janthinobacterium</i>		1	410
<i>Listeria</i>		1	430
<i>Micrococcus</i>	4	24	660
<i>Moraxella</i>		2	640
<i>Neisseria</i>	1	3	630
<i>Noocardia</i>		3	330
<i>Paenibacillus</i>		1	160
<i>Pseudomonas</i>		1	760
<i>Rhodococcus</i>		2	360
<i>Staphylococcus</i>	1	14	480
<i>Stenotrophomonas</i>		2	490
<i>Streptovorticillium</i>		1	330
actinomycete		7	
NI <sup>b</sup>	3	5	
total	17	100	

<sup>a</sup> Excluding *B. cereus* and *B. thuringiensis*.

<sup>b</sup> NI, not identified.

## Phosphate uptake capacity of the bacteria isolated

The isolates (260) were tested for their ability to take up phosphate by cultivating them on nutrient medium in the presence of radioactive <sup>33</sup>P-phosphate. After three days growth the label accumulated in the cells was measured by liquid scintillation counting, and the biomass ( $A_{620}$ ) formed was measured also. The bacterial strains were then compared to each other by using the ratio  $^{33}\text{P}/A_{620}$  as a measure of the relative phosphate uptake capacity. Table 2 shows some of the best isolates from the BNR process. The strain (*Moraxella*) with the highest  $^{33}\text{P}/A_{620}$  ratio was given the index 100. Tested in this way, the best acinetobacter strain got an index of 22, whereas the mean of all tested acinetobacters was 16. Based on microscopic observations the capacity to form polyP more or less, was common among the isolated bacteria - better a rule than an exception.

Table 2. Relative phosphate uptake capacity of some BPR sludge isolates.

Bacterium	Relative P uptake ( $^{33}\text{P}/\text{A}_{420}$ )
<i>Moraxella osloensis</i>	100
<i>Stenotrophomonas maltophilia</i>	63
<i>Clavibacter michiganense</i>	49
<i>Listeria ivanovi</i>	44
NI	40
<i>Micrococcus luteus</i>	36
<i>Micrococcus lylae</i>	31
NI	25
<i>Xanthomonas oryzae</i>	24
<i>Micrococcus nishinomiensis</i>	24
<i>Acinetobacter baumannii</i>	22

According to the prevalent theory of BPR, phosphate is removed from the waste water mainly as polyP accumulated in aerobic micro-organisms in the aerobic phase of a BPR process. Release of phosphate from the same micro-organisms in the anaerobic phase of the process, on the other hand, is thought to be a prerequisite for its subsequent aerobic accumulation in excess. Under aerobic conditions phosphate should not be released from the micro-organisms. We found, that it was a common feature of BPR sludge bacteria, including *Acinetobacter*, to release under aerobic conditions phosphorus accumulated during active growth, when the cultures were held for a prolonged time under stationary phase conditions. There were considerable differences between the bacteria in this respect, however. Table 3 shows the aerobic release of phosphorus in five additional days from some sludge bacteria as percentage of the amount accumulated by the same individual strains during a preceding four days cultivation period. Whereas the *Neisseria* isolates studied released on the average 97 % of the previously accumulated phosphorus, the *Nocardia* and *Rhodococcus* isolates released  $\leq 5$  %. The other isolates studied were intermediate between these extremes.

*Acinetobacter*s also released phosphorus under aerobic conditions after cessation of their active growth. Sixteen *A. calcoaceticus*, *A. lwoffii*, *A. johnsonii* and *A. radioresistens* isolates from the BPR process were cultured and studied microscopically for the presence of polyP after different lengths of growth. After 3 d polyP was detected in 11 cultures, after 5 d only in one culture, and after 7 d in none of the cultures. These results show, that polyP accumulation in *Acinetobacter* is a characteristic of young, actively growing cells, and that *Acinetobacter* cells in advanced stationary phase contain less polyP than cells in early stationary phase.

Table 3. Aerobic release of accumulated phosphorus in advanced stationary phase from bacteria isolated from BPR sludge.

Bacterium	Phosphorus released in 5 d (% from accumulated)	Match (1000-0)
<i>Neisseria flavescens</i>	100	690
<i>Neisseria subflava</i>	94	560
<i>Bacillus pumilus</i>	72	840
<i>Streptovorticillium reticulum</i>	65	330
<i>Clavibacter michiganense</i>	47	860
<i>Listeria ivanovi</i>	39	430
<i>Acidovorax avenae</i>	29	510
<i>Micrococcus luteus</i>	27	820
<i>Acidovorax avenae</i>	16	410
<i>Staphylococcus warneri</i>	14	800
NI	9	
<i>Nocardia asteroides</i>	5	440
<i>Rhodococcus rhodnii</i>	2	390

## Denitrification capacity of the bacteria isolated

Strains having a high relative phosphate uptake capacity were tested by gas chromatography for their ability to denitrify. At least some capacity to denitrify was found among 43 % of the tested bacteria. In this sample of strains, especially good phosphate uptake seemed not to be related to the capacity to denitrify. Thus, among the nine isolates (eight genera) with the highest relative phosphate uptake capacity ( $^{32}\text{P}/\text{A}_{620}$ ) there were no denitrifiers, the first denitrifier occupying only the tenth position on the ranking list. So it seems, that the very best polyP accumulating bacteria do not denitrify. This is in line with the observation, that there was usually no net phosphate accumulation in the anoxic phase of the BPR process. Well denitrifying strains were found among isolates named as *Micrococcus*, *Acidovorax* and *Bacillus*. All three genera were common among the isolated bacteria. About one third of the genera isolated in the study have been reported in the literature to denitrify. These include *Bacillus*, *Moraxella*, *Neisseria*, *Flavobacterium*, *Janthinobacterium*, *Pseudomonas*, *Alcaligenes*, *Paracoccus*, *Gluconobacter*, *Corynebacterium* and *Listeria*.

## Ubiquinones as sludge biomarkers

The bacterial communities in the BPR and non-BPR sludge were monitored over time using ubiquinones as chemical biomarkers. Fig. 2 shows the time profile of the mole % distribution of ubiquinones and temperature in the BPR-process.

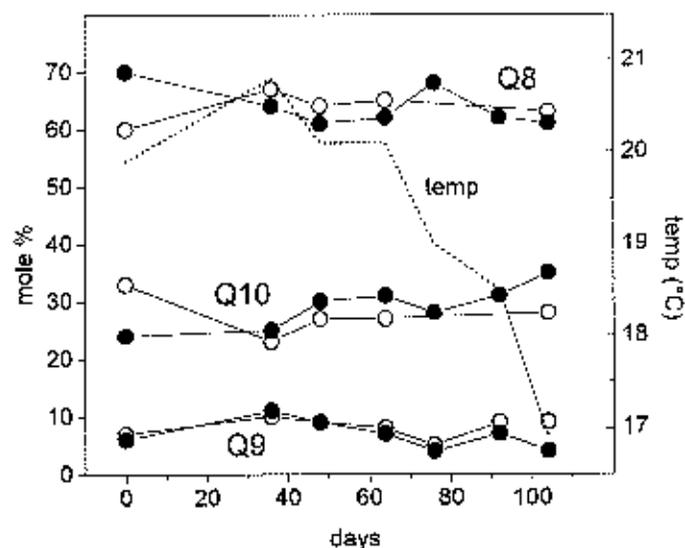


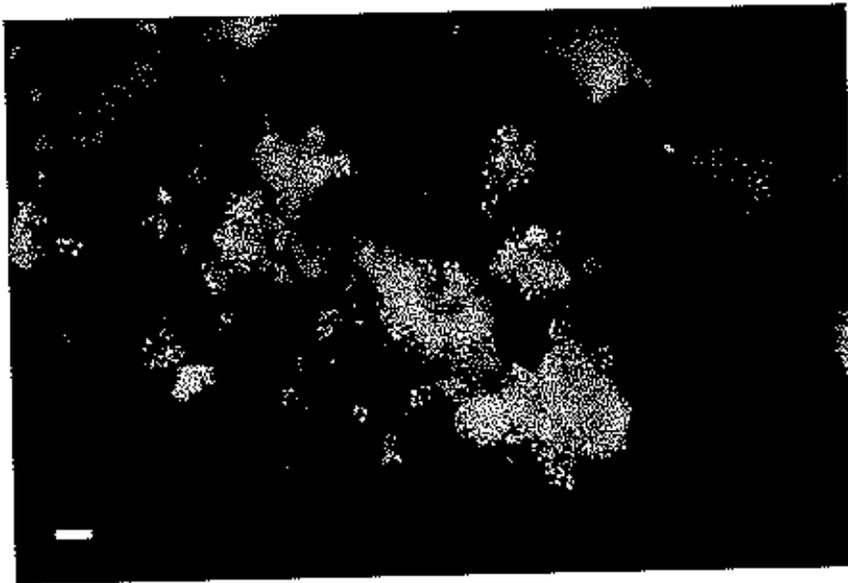
Fig. 2. Time dependent changes in the ubiquinone composition of different stages of the BPR process. Q8-Q10, ubiquinones; closed symbols, anaerobic stage; open symbols, aerobic stage. Temperature was measured from the aerobic compartment. The experiment was carried out 25.7. - 6.11.

The ubiquinone composition showed little change over the more than 100 d of observation, indicating no major changes in the Gram-negative proportion of the microbial community. During the observation period from July to November, the temperature of the process declined steadily from above 20 °C to below 17 °C. Fig. 2 also shows, that the ubiquinone composition of the BPR sludge was similar in the anaerobic and the aerobic stages of the process. This indicates that sludge recycling through the consecutive anaerobic, anoxic and aerobic phases of the process (hydraulic retention times 1.3, 2.7 and 3.6 h, respectively) brought no detectable change in the biomass diversity of Gram-negative bacteria.

The percentage ubiquinone composition in the anaerobic stage of the BPR process was (temporal mean  $\pm$   $\sigma$ ): Q8 64 $\pm$ 3; Q10 29 $\pm$ 3 and Q9 7 $\pm$ 3, whereas the percentage composition in the denitrification stage of the non-BPR process sampled at the same times was Q8 56 $\pm$ 34; Q10 37 $\pm$ 32 and Q9 7 $\pm$ 8. Taken roughly, the average Q8:Q10:Q9 ratios in the processes were rather similar, 9:4:1 in the BPR sludge and 8:5:1 in the non-BPR sludge. The roughly similar ubiquinone compositions found are in line with the idea of a rather high overall similarity between the bacterial communities of the processes (based on the isolation of mostly the same bacterial genera). Similar ubiquinone compositions as observed here have been earlier reported in full and laboratory scale activated sludge processes with or without BPR. The drawback of ubiquinones as chemical biomarkers is, that they only reflect the Gram-negative proportion of the bacterial community.

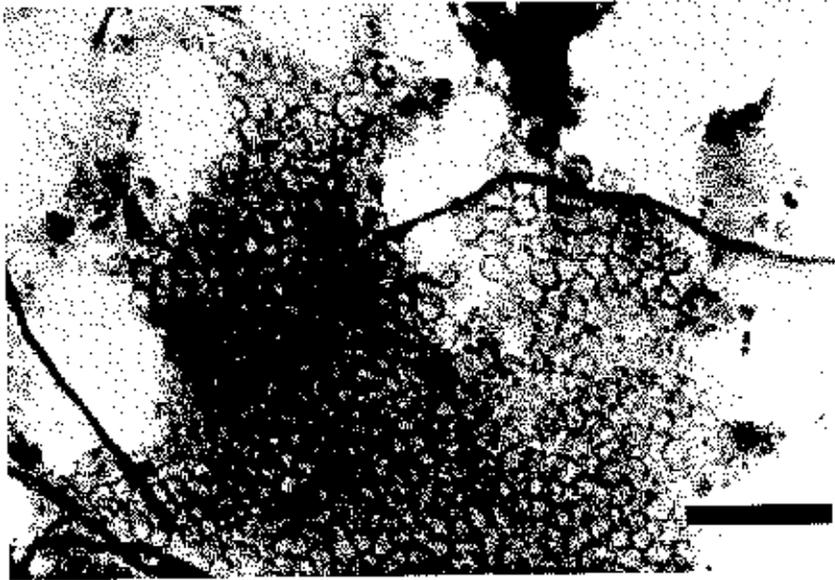
## The principal polyP accumulating organism

Two polyP stains were used to microscopically observe polyP in the sludge microbes: DAPI (4',6-diamidino-2-phenylindole) for fluorescence microscopy and Toluidine Blue for bright field microscopy. When added to a microbial sample at a very low concentration DAPI binds to DNA. The resulting complex gives under UV illumination away blue fluorescent light. This phenomenon is widely used for fluorescence microscopic determination of total bacteria. At higher concentrations, DAPI also binds to polyP, giving away in UV bright yellow fluorescence light. Toluidine Blue, on the other hand, is one of the classical metachromatic stains for polyP, and takes reddish shades, when binding to polyP. By both staining methods the bulk of the polyP in the BPR process was found inside cells of just one morphotype. These polyP cells could be differentiated from other cells in the sludge because of the following characteristics: They were the biggest cells commonly observed in the sludge, they had a coccoid shape, and they always occurred in big, homogenous clusters (Fig. 3). This kind of clusters could not be detected in non-BPR sludge of the full-scale process, neither in the sludge of a biologically N removing line nor in the sludge of a conventional, just carbon oxidising line. The same kind of big polyP containing cells, growing in grape-like clusters, have earlier been found in significant amounts in BPR processes with initial anoxic or anaerobic zones, and they have been thought of as acinetobacters.



*Fig. 3. Clustered cells of the principal polyP accumulating organism in the BPR sludge, stained for polyP with the fluorescent dye DAPI. The bulk of sludge polyP in the BPR process was in this kind of cells. Bar 10  $\mu\text{m}$ .*

The idea, that just *Acinetobacter* is forming the grape-like, polyP containing clusters, seems to originate from publications, where clustered polyP cells in BPR sludge were described, as well as the isolation of polyP accumulating *Acinetobacter* cultures from the same sludge. However, it was neither shown in these, nor in any later publications, that the grape-like clusters forming polyP organism indeed is *Acinetobacter*. In the present study it was shown, that this is not the case. According to reports, the presence of this kind of polyP cells becomes more prominent as the BNR-process matures during time. This happened also in the sludge of the Suomenoja technical scale plant, and finally practically all microscopically detectable polyP was inside these cells.



*Fig. 4. A Gram-stained cluster of the principal polyP organism in the BPR sludge. The homogeneity of the cluster and the big size of its constituent cells is readily seen, as is the close contact between the individual cells.*

In order to obtain good waste water purification with a short hydraulic retention time, the concentration of biomass in an activated sludge process is kept high by pumping most of the settled sludge back to the process. The mean residence time of sludge microbes in nutrient removing processes is often of the order of weeks (in this study  $\geq 2$  weeks). This means, that sludge microbes divide and double their biomass on the average only once in a couple of weeks. In addition, oxygen is available for the aerobic micro-organisms only part of the time, in rather short pulses (in this study  $\leq 50$  % of the time, in pulses of 3.6 h). As a result of these conditions, activated sludge microbes, including the polyP accumulating organisms are most of the time far from active, exponential growth, but instead in or near stationary phase. This must be especially true for organisms, that occur in big clusters, diffusion limited for oxygen, nutrients and metabolic end products of the cells. As this kind of an organism (Figs 3 and 4) nevertheless contains the bulk of

the polyP in the process, we conclude, that the organism in the grape-like clusters likely has the capacity of polyP formation under stationary phase conditions.

The true identity of the principal polyP organism in BPR has so far not been reported in the literature. We have put the organism under thorough microscopic scrutiny, and we believe that the question will soon resolve.

This study was conducted during the years 1995-98 as part of the joint research project "Biological nutrient removal from municipal waste waters (Finnish Environment Institute, Helsinki University of Technology and University of Helsinki) for the most part at the Department of Applied Chemistry and Microbiology, UH. Participants: Hannes Mclasnimi, Anne Hernesmaa, Anneli Pauli, Kirsten Jørgensen, Mirja Salkinoja-Salonen.

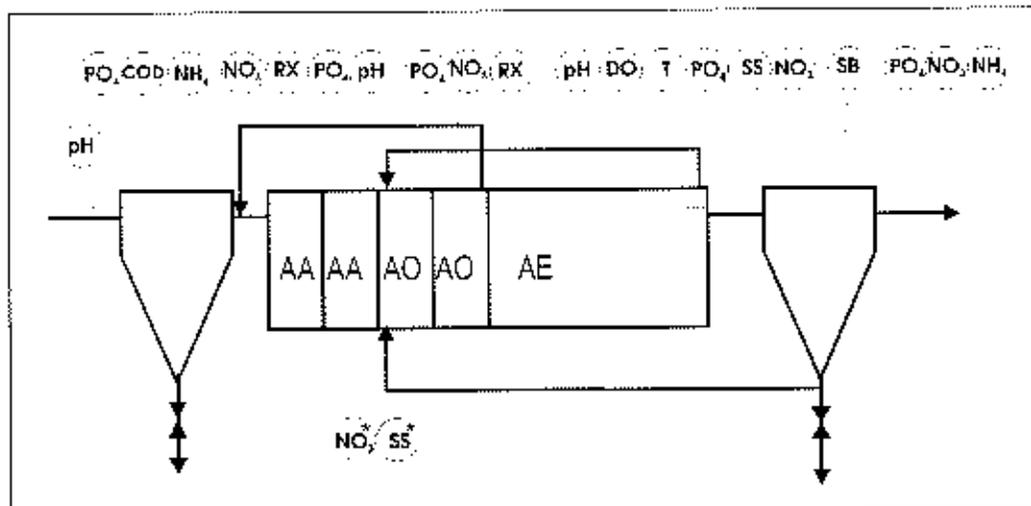


Figure 1. The Suomenoja technical scale research lines. The on-line analyses are also.



Figure 2. The KMT free-swimming carrier. Average size: diameter 11 mm, height 7 mm.

## The sludges

The total sludge concentrations in the hybrid line were  $10.5 \text{ -- } 12 \text{ g m}^{-3}$  (MLSS + MLFS), which was typically 3 times the MLSS of the free-sludge line. The aerobic sludge age in the hybrid line was typically 2 times of the sludge age in free-sludge line. The concentration of the bound sludge (MLFS) reached its final level in 3 months.

According to the ATP analyses from the sludges the amount of living biomass was 80% higher in the aerobic basin of the hybrid line than in the aerobic basin of the free-sludge line. In the aerobic basin of the hybrid line about 70% of the living biomass was in bound sludge. Also the total amount of living biomass was 20% higher in the hybrid line than in the free-sludge line. Thus the total amount of living biomass could also be increased by the carriers.

## The nitrification rates

Potential nitrification rates were determined in batch tests for free and bound sludges. The highest potential specific nitrification rate was in the bound sludge and the lowest in the free sludge of the hybrid line (Table 1). Thus the nitrifiers were most abundant in the bound sludge as was hypothesized before the study.

Table 1. Potential nitrification rates in 12°C (mean error +/-10%).

	mg l <sup>-1</sup> h <sup>-1</sup> (NO <sub>3</sub> -N/MLSS)	mg g <sup>-1</sup> h <sup>-1</sup> (NO <sub>3</sub> -N/MLSS)
Free-sludge line	2.7	1.1
Free sludge from hybrid line	1.4	0.6
Bound sludge in carriers	3.9	1.5

The potential volumetric nitrification rates correlated statistically significantly with the apparent nitrification rates in both lines (Fig. 3). The whole nitrification capacity of the hybrid line was obviously not in use as the apparent nitrification rates were typically 70% of the potential rates. The apparent nitrification rates were calculated from the ammonium concentrations in the presettled and purified water, so they include assimilation by bacteria.

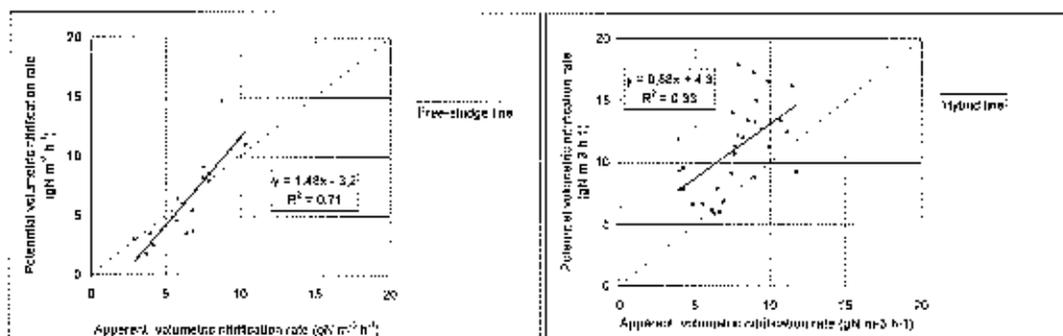


Figure 3. Potential vs. apparent nitrification rates in the hybrid and free-sludge lines.

## Nutrient removal

The operation parameters and removal results together with some describing parameters from two periods on both lines are presented in Fig. 4. The periods are the warm period, temperature 18 °C (10.9.-30.10.1996), and the cold period, temperature 10 °C (25.2.-16.3.1997). The dimensioning (later in this article) was based on these periods.

Some observations from the functioning of the lines:

- The carbon:phosphorus ratios were low in the presettled water during all of the periods.

**Hybrid line, warm period (Fig. 4a):**

- phosphorus release rate in the anoxic basin was higher than in the anaerobic basin
- nitrification was good
- phosphorus removal was varying; 50% of the effluent PO<sub>4</sub>-P concentrations were under 0,5 mg l<sup>-1</sup>

**Hybrid line, cold period (Fig. 4b):**

- the phosphorus release rate in the anaerobic basin was very low
- in the anoxic basin phosphorus mostly accumulated, though the rate was very low
- nitrification was good although the free sludge MCRT was only 4,1 days and at this temperature the minimum MCRT for nitrification would be 9,6 days; obviously the bound sludge nitrified well also in process conditions
- the phosphorus accumulation rates in the aerobic basin were low; in spite of this the phosphorus removal was fairly good; 60 % of the effluent PO<sub>4</sub>-P were less than 0,5 mg l<sup>-1</sup>

**Free-sludge line, warm period (Fig. 4c):**

- the phosphorus release rate in the anaerobic basin was high
- phosphorus was accumulated in the anoxic basin
- nitrification was fairly good
- the phosphorus removal was fairly good; 60 % of the effluent PO<sub>4</sub>-P concentrations were under 0,5 mg l<sup>-1</sup>

**Free-sludge line, cold period (Fig. 4d):**

- phosphorus was accumulated in the anoxic basin
- nitrification was poor
- the phosphorus release rates in the anaerobic basin and accumulation rates in the aerobic basin were low
- the phosphorus removal was excellent; all effluent PO<sub>4</sub>-P concentrations were under 0,5 mg l<sup>-1</sup>

Nitrification was no problem in the hybrid line taken that the dissolved oxygen concentration was high enough. The free-sludge line had clear problems with nitrification during the cold period. Phosphorus removal was better on the free-sludge line than in the hybrid line. This is an indirect result of the presence of the carriers; enhanced nitrification (together with low C:P-ratio) in the hybrid line impaired phosphorus removal. There was no evidence that the carriers or bound sludge would have effected phosphorus removal directly.

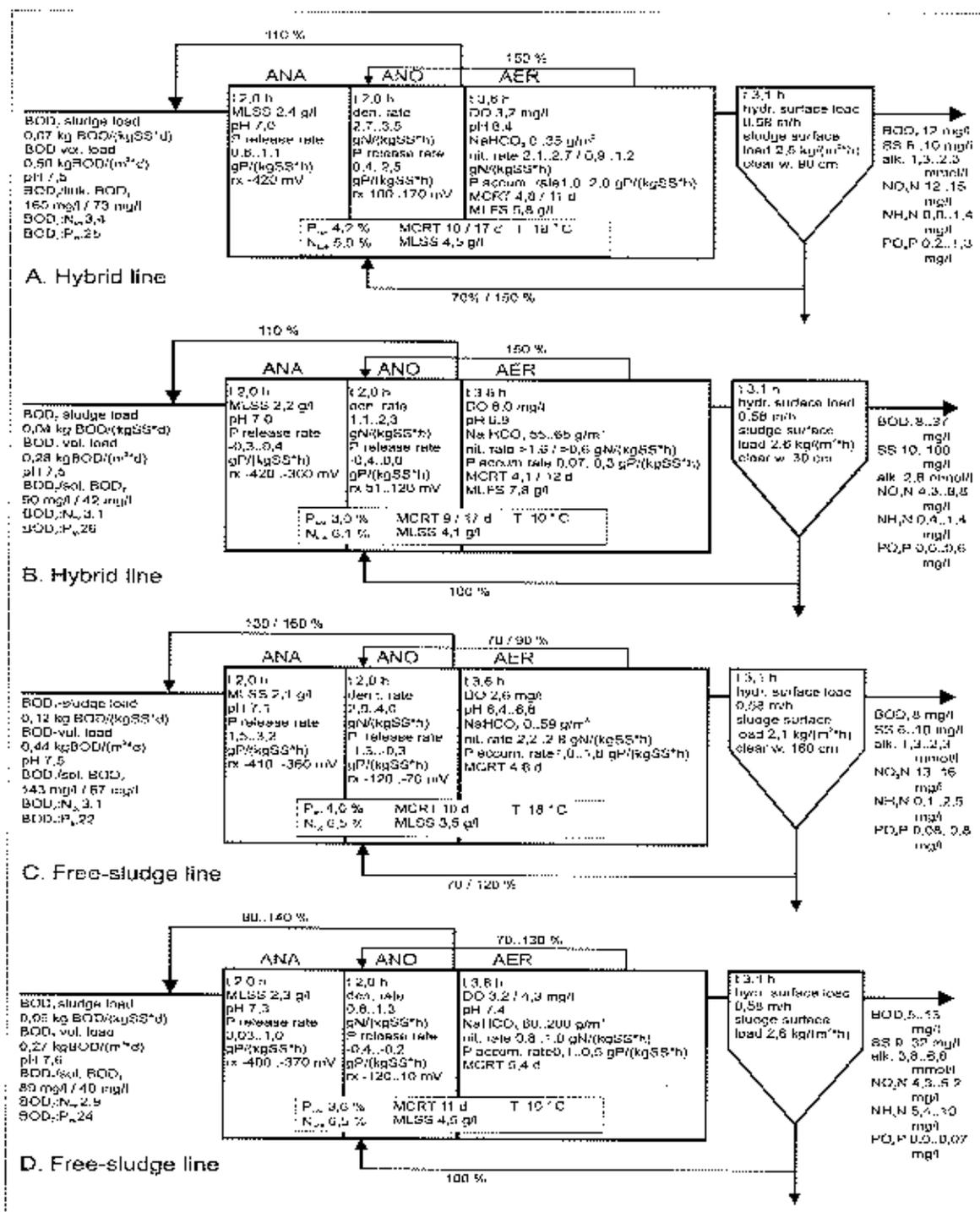


Figure 4. Nutrient removal with the hybrid and a free-sludge line. A: Hybrid line, warm period (10.9.-30.10.1996), B: Hybrid line cold period (25.2.-16.3.1997), C: Free-sludge line warm period (10.9.-30.10.1996) and D: Free-sludge line, cold period (25.2.-16.3.1997).

## Operation parameters

The optimal operation parameters were determined experimentally for both lines with the Simplex algorithm in summer and winter (snow-melting period) conditions (Table 2). The hybrid line required a very high dissolved oxygen concentration in the aeration basin during the snow-melting period. The nitrification efficiency decreased significantly when oxygen concentration decreased according to the effluent ammonium concentrations (Fig. 5). With high oxygen concentration the hybrid line was capable of complete nitrification whereas the free-sludge line could not achieve low effluent ammonium concentrations (Fig. 5). The oxygen dependency of the nitrification by the bound sludge in carriers was observed in the batch tests also. The dissolved oxygen concentration is an effective control parameter for the nitrification of the hybrid process. The high oxygen concentrations should be used only when required by nitrification.

Table 2. The operation parameters determined with the Simplex algorithm for hybrid and free-sludge lines.

	Hybrid line		Free-sludge line	
	summer	snow melting	summer	snow melting
Return sludge flow (% of the influent flow)	150	-	120	-
Nitrate recycle flow (% of the influent flow)	150	110	130	-
Anoxic recycle flow (% of the influent flow)	110	110	100	80
Dissolved oxygen concentration in the aerobic basin ( $\text{mg l}^{-1}$ )	3.0	7.5	3.1	3.2

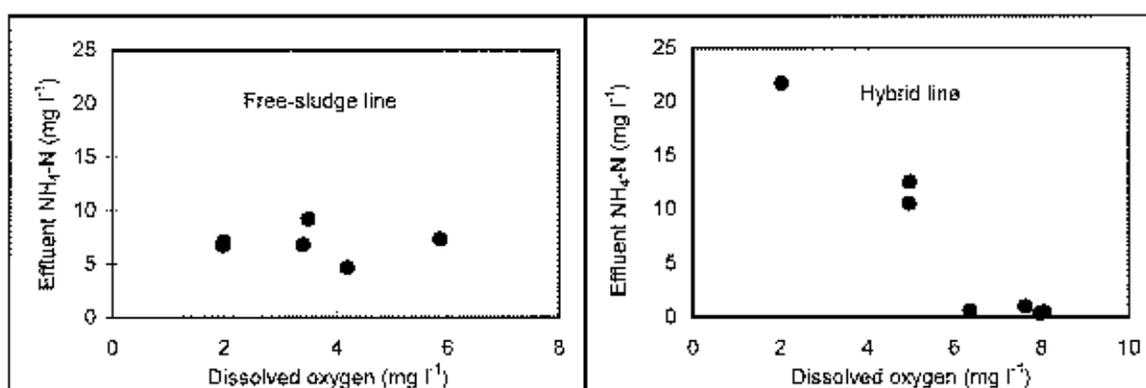


Figure 5. Dissolved oxygen concentration in the aerobic basin vs. effluent ammonium concentration during the snow-melting period in the hybrid and free-sludge line.

## Dimensioning

A UCT type biological nutrient removal process, with and without carriers, was dimensioned for an influent flow of 10 000 m<sup>3</sup> a day (hourly influent flow for the dimensioning 550 m<sup>3</sup> h<sup>-1</sup>) at 10 °C (*Table 3*).

- The anaerobic basin was dimensioned for the retention time of 2.0 h of the mean hourly influent flow (420 m<sup>3</sup> h<sup>-1</sup>). This retention time had experimentally been proven to be the best for these waters; the phosphorus results from 3.5 years were cross-tabulated according to the retention time in the anaerobic basin and nitrification (effluent ammonium concentration, *Fig. 6*). The lowest mean effluent phosphorus values were with the 2.0 h retention time. The dimensioned volume of the anaerobic basin was 800 m<sup>3</sup> for both lines.
- The anoxic basin was dimensioned for the retention time 2.0 h (flow 550 m<sup>3</sup> h<sup>-1</sup>). This was the retention time that was used during the study. The dimensioned volume of the anoxic basin was 1 100 m<sup>3</sup> for both lines.
- Aerobic basin was dimensioned according to the lowest apparent specific nitrification rate, 1.0 gN (kgSS\*h)<sup>-1</sup> in the free-sludge line and 0.6 gN [kg(SS+FS)\*h]<sup>-1</sup> in the hybrid line. The dimensioned volume of the aerobic basin was 3 400 m<sup>3</sup> for the hybrid line and 4 600 m<sup>3</sup> for the free-sludge line. According to the previous the volume of the aeration basin can be reduced at least 27 % with the carriers.

This example is valid for the wastewater composition shown in *Table 3* only. The carbon:phosphorus ratio in the wastewater is so low that a small amount of precipitation chemical is needed to reach the Finnish phosphorus removal requirements (*Table 3*).

*Table 3. The dimensioned retention times of biological nutrient removal processes, the precipitation chemical dose and the dimensioning criteria. For comparison the values of Espoo DN process are also shown.*

	Free-sludge process	Hybrid process	DN process, Espoo, Suomenoja
Anaerobic retention time (h)	1,5	1,5	-
Anoxic retention time (h)	2,0	2,0	3,8 - 4,8
Aerobic retention time (h)	8,4	6,1	7,2 - 7,8
Activated sludge basin retention time (h)	11,9	9,6	11 - 12
Precipitation chemical (g m <sup>-3</sup> Fe SO <sub>4</sub> x 7 H <sub>2</sub> O)	20 (estimate)	27 (estimate)	85 - 120
	Criteria / requirements		
Presettled BOD <sub>7</sub> (mg l <sup>-1</sup> )	108..140	108..140	83..120
Presettled BOD <sub>7</sub> :N <sub>tot</sub>	2,9..3,2	2,9..3,2	1,7..2,3
Presettled BOD <sub>7</sub> :P <sub>tot</sub>	21..24	21..24	21..27
BOD <sub>7</sub> removal (mg l <sup>-1</sup> )	10	10	10
Nitrogen removal (%)	65	65	65
P <sub>tot</sub> (mg l <sup>-1</sup> )	0,5	0,5	0,5
NH <sub>4</sub> -N (mg l <sup>-1</sup> )	2	2	as low as possible
Temperature (°C)	10	10	11

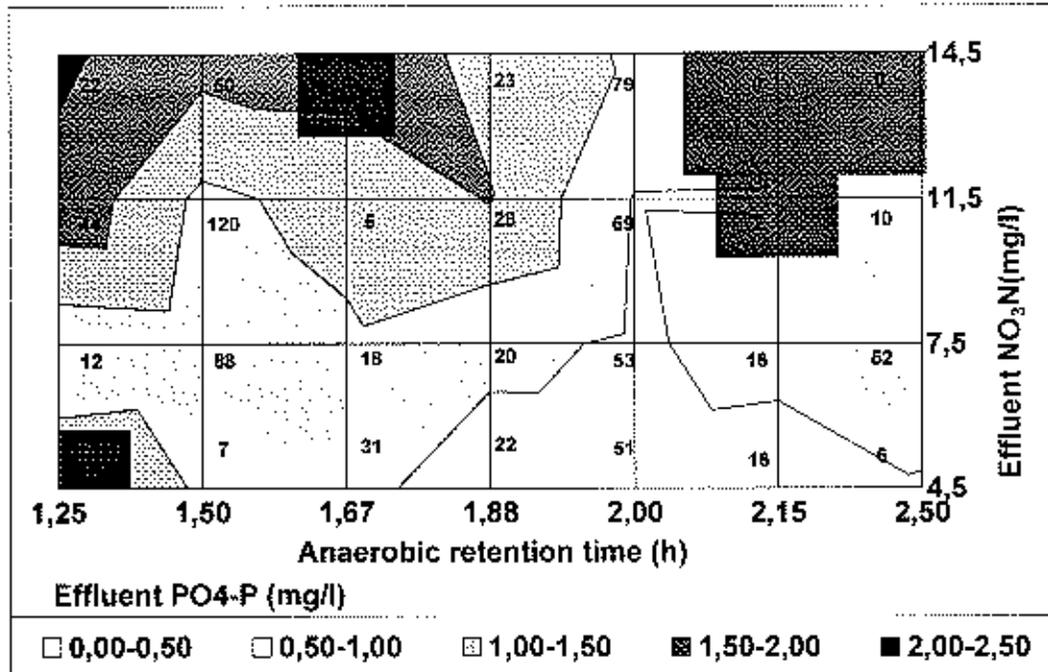
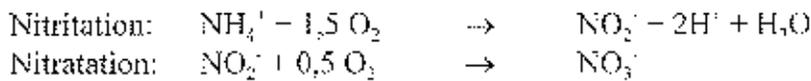


Figure 6. Effluent phosphorus concentrations cross-tabulated according to the anaerobic retention time and the effluent nitrate concentration. Each crossing shows the mean of the effluent phosphorus values responding to each combination of axis values (the number of observations is shown beside the crossing). Unreliable areas (low number of observations) are covered.

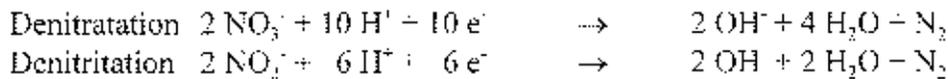
## Conclusions

- The total sludge concentrations in the hybrid line were 3 times the MLSS of the free-sludge line
- The amount of living biomass was higher in the hybrid line than in the free-sludge line
- The nitrifiers were most abundant in the bound sludge of the hybrid line
- The dissolved oxygen concentration was an effective control parameter for the nitrification of the hybrid process
- Good nitrification could be maintained in the hybrid line even in the winter conditions with high enough dissolved oxygen concentration
- The volume of the aeration basin can be reduced at least 27 % with the carriers
- The carbon:phosphorus ratio in the Espoo wastewater was so low that a small amount of precipitation chemical is needed in addition to biological phosphorus removal to reach the Finnish requirements

(*Nitrobacter*), which oxidise the nitrite to nitrate. The reaction formula for these two processes is:



Denitrification is an anoxic process, in which the facultative anaerobic microorganisms use up bound oxygen by using nitrate or nitrite as oxygen source. The prerequisite for this process is that sufficient usable organic carbon compounds are available.



Already early in the 90s, ABELING and SEYFRIED (1992) presented a new method where the inhibiting impact was utilised to let the nitrification process go on only to nitrite, which is then denitrified directly. The often undesirable accumulation of nitrite is thus controllable by operation methods; the calculated necessary carbon demand amounts to 60% of that for complete denitrification via nitrate. Another suitable effect is that the oxygen demand is in the range of 75% (JETTEN et al., 1997; BEIER et al., 1998).

### **Aerobic Deammonification**

Traditionally the processes of nitrification and denitrification must be separated from each other in time or space, since they are carried out by different microorganisms and under fundamentally different conditions. Accordingly, autotrophic nitrifiers - *Nitrosomonas* as an ammonia oxidant and *Nitrobacter* as a nitrite oxidant - are responsible for the nitrification, which takes place under compulsory aerobic conditions, whereas the denitrification in an anoxic environment is carried out by the heterotrophic „denitrifiers“ (normal heterotrophs).

There have been various reports in the recent years which stated that nitrogen removal is also possible when oxygen is present and without use of carbon, which means that more nitrogen is eliminated than the BOD:N ratio actually makes possible. Such phenomena of a balance deficit in the sum of the solved nitrogen compounds occurred in different treatment plants which have in common that they are very heavily loaded and have problems with the oxygen input. Especially anaerobically pre-treated wastewater (leachate of landfills and sludge liquor) seem to favour the enrichment of those organisms, which show new transformations of the nitrogen compounds in the following aerobic stages (BINSWANGER et al., 1997; HIPPEN et al., 1997). However, a more accurate characterisation of the nitrogen transformation was not possible under the given practical conditions.

In general, the following nitrogen elimination processes differ from „classical“ nitrogen elimination (HIPPEN et al., 1998):

#### heterotrophic nitrification/aerobic denitrification

Some nitrifying bacteria are able to perform denitrification under aerobic conditions. Most of them are at the same time also capable of nitrifying heterotrophically. *Paracoccus denitrificans* DSM 2944 (formerly *Thiosphaera pantotropha*) is the organism which as yet has most intensively been examined (ROBERTSON et al., 1995).

#### autotrophic nitrification/autotrophic and aerobic denitrification

The nitrifying bacteria have to be considered as denitrifiers, which has been confirmed in tracer studies in a number of reports (POTH and FOCHT, 1985; POTH, 1986).

#### autotrophic nitrification/autotrophic denitrification

Prerequisite for the ANaerobic AMMonium OXidation (ANAMMOX<sup>®</sup>) (MULDER et al., 1995; JETTEN et al., 1998a) is a nitrification of ammonium because it is assumed that  $N_2$  is formed from equimolar amounts of nitrite and ammonium under anoxic conditions. The organism(s) catalysing this reaction have recently been discussed in JETTEN et al. (1998b).

The investigations carried out at Hannover (BEIER et al., 1998; HELMER et al., 1998; HIPPEN et al., 1998) refer mainly to (micro)aerobic processes; thus, the term „aerobic deammonification“ is used because it describes the entire step from ammonium to elementary nitrogen and includes all conceivable processes mentioned above. Further intensive examinations will be necessary to find out the degree to which the single processes take part in the nitrogen elimination, and to find out whether heterotrophic or autotrophic organisms play the major role in the aerobic deammonification. These analyses are run within the framework of a research project backed by the BMBF (Federal Ministry of Education, Science, Research and Technology), the main target of which is to develop an operation method for the direct biological conversion of ammonia into  $N_2$  for wastewater with high nitrogen and low carbon contents (HIPPEN et al., 1998).

## RESULTS FROM PILOT TRIALS

### **Description of the laboratory-scale-plant**

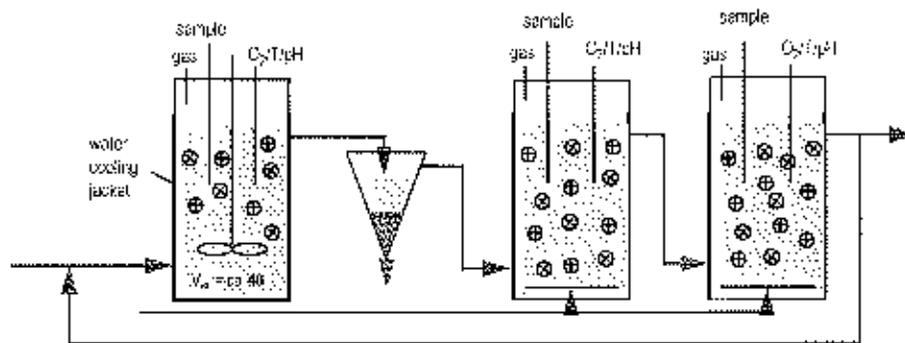
The experiments were performed in a 3-line laboratory-scale-plant (Figure 1). One line was run as reference unit operated as a traditional nitrification/denitrification, the second nitrification/denitrification, and the third operated as aerobic deammonification (as the nitrification/denitrification line had to be defunct after 5 months operation time due to operation problems caused by inorganic precipitations, the results discussed in the following refer only to the nitrification/denitrification and deammonification lines).

Each line consists of three bio-reactors and a sedimentation tank which can optionally be used for secondary or intermediate clarification. The single reactors consist of a cylindrical perspex container with a double jacket which steadily

keeps the temperature at 25°C (inner diameter 0,28 m; height 0,8 m). The maximum liquid volume is 0,04m<sup>3</sup>. All reactors can be completely sealed off. The influent is close to the bottom of the reactor and the effluent at the top. The gas is supplied by a ring-shaped membrane aeration device at the bottom of the reactor. Furthermore, the circulation of the carriers inside the reactors was created by aeration, or mechanical stirrers whenever the aeration was insufficient to provide the circulation (in the denitrification reactors and in the deammonification reactors because of the low oxygen content, and at least in the nitrification reactors after lowering the oxygen supply).

The bio-reactors were partly filled with KALDNES carriers with a filling rate of 20%. The carries are made of Polyethylene (density about 0,95 g/cm<sup>3</sup>) and shaped like small cylinders (about 6 to 8 mm in diameter and in height) with a cross inside the cylinder and longitudinal fins on the outside. Because of the high shearing power at the outside of the particles, it is not guaranteed that there will be significant development of biofilm in those areas (ØDEGAARD et al., 1993). In order to estimate the additional surface available for the respective processes, only the insides of the cylinders are considered for the calculation. Thus, the active growing surface is 500 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup> of the carrier material. Given a filling degree of 20%, the active surface is 100 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>.

Nitrification/denitrification and nitrification/denitrification



Aerobic deammonification

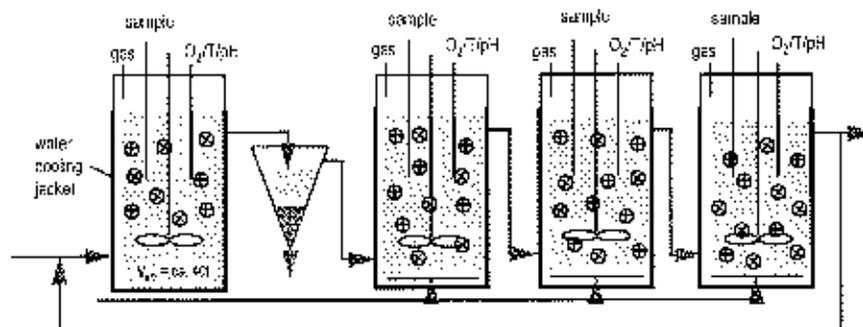


Figure 1 Sketch of the laboratory-scale test plant

## Experimentation plan

As an example of a wastewater with high ammonia concentration and a low BOD/COD-ratio, water from sludge treatment of a municipal plant were used. The wastewater was taken from the Gümmerwald plant, city of Hannover. The characteristics of the sludge are listed in Table 1.

Table 1 Average composition of the influent sludge liquor

Parameter		
COD	710	mg/l
BOD <sub>5</sub>	220	mg/l
N-tot	1,300	mg/l
NH <sub>4</sub> -N	1,200	mg/l
TSS	100	mg/l
pH	7.2	-
acid cap.	72	mmol/l
Temperature	30	°C

Before the initiation of the deammonification line at Gümmerwald, the KALDNES carriers were settled with a mixed deammonifying biocoenosis for 3 weeks in the deammonifying biological contactor plant (BC plant) of the Central Landfill of Meechelnich (HIPPEN et al., 1998). Because of initial difficulties with the operation methods, there were two initiations of the deammonification line, of which only the second initiation phase will be presented in detail within this paper.

The operation conditions for the nitrification /denitrification and the deammonification lines are listed in Table 2.

Table 2 Operating datas for the pilot

Parameter	(de)nitrification	deammonification	
Reactor volume	40	40	l
Retention time	6,4	6,4	h
NH <sub>4</sub> -N	250-350	250-350	mg/l
Surface load B <sub>N</sub>	7-12	4-8	g N/m <sup>2</sup> d
Oxygen	>6,0*	<1,0	mg/l
pH	7,5-8,5	8,0-8,5	-
Temperature	22-25	approx. 27	°C

\* ) until June '98

### Results of the nitrification/denitrification

The nitrification /denitrification line was operated several months with stable results and the degradation rates were between 4-7 g NH<sub>4</sub>-N/m<sup>2</sup>d as shown in Figure 2. As the balance of nitrogen conversions evinced that also in this line nitrogen losses occurred at times, it was tried from June 1998 onwards to stabilise and then maximise these losses by continuously lowering the oxygen concentration to approx. 0.8 mg/l. Thus, Figure 2 shows the degradation performances separately for *up to* and *since* June 1998, as the establishing of the deammonification led to a decrease of the average degradation performance amounted to 2-4 g NH<sub>4</sub>-N/m<sup>2</sup>d.

Figure 3 shows the oxygen concentration in the two aerated reactors of the nitrification line and the nitrogen loss in % in the aerated part of the plant in regard to the ammonium input load. It is easily apparent that the reduction of the oxygen concentration makes for an increase and stabilisation of the deammonifying performance. Any classical denitrification in potentially existing anoxic areas of the biofilm cannot have happened here, as the concentration of carbon compounds in the influent was mostly equivalent to the concentration found in the effluent (cf. Also the batch tests). Rather, we found at times an increase of the concentration of the CSB<sub>intr.</sub> (sometimes also of the TKN<sub>intr.</sub>), which was caused by the hydrolysis of the biomass.

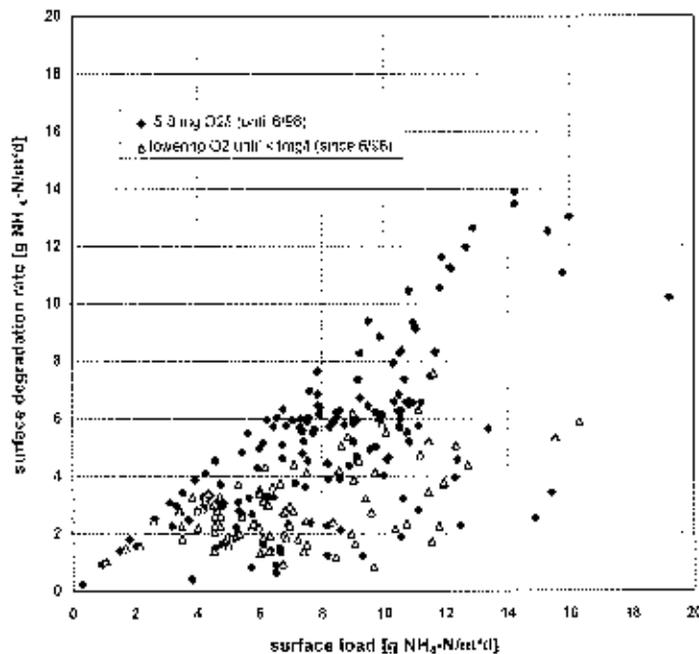


Figure 2 Surface degradation rate as a function of surface load in the nitrification/denitrification.

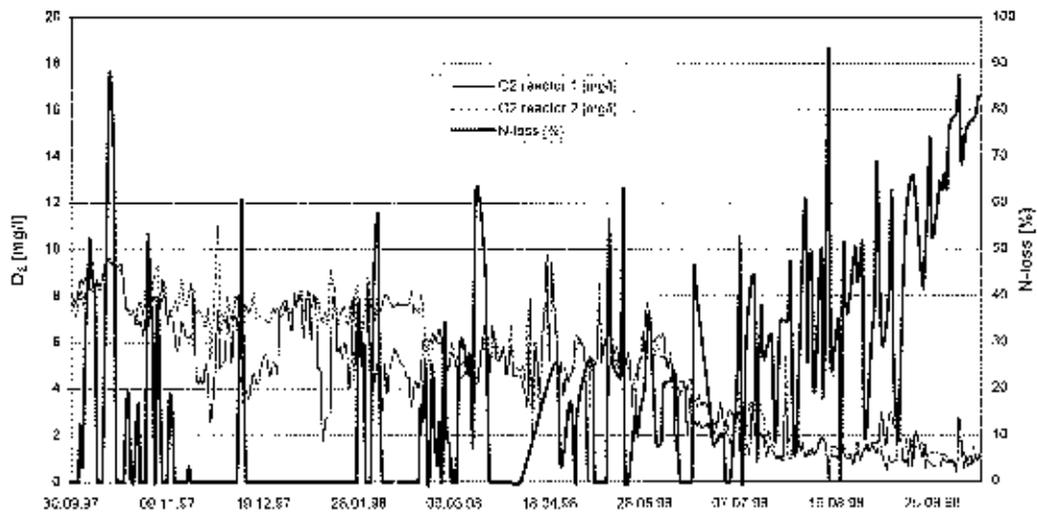


Figure 3 Oxygen concentration and deammonification in the aerated reactors of the nitrification/denitrification line

#### Results of the deammonification

The average nitrogen loss in the deammonification line was 50-60% until March 1998; since then, it was nearly stable at about 80-90% with a surface degradation rate of about  $2 \text{ g NH}_4\text{-N/m}^2\text{d}$ . The degradation rate as a function of surface load is shown in Figure 4. The deammonification rate (in % related to the influent  $\text{NH}_4\text{-N}$ -load to the aerated reactors) and the oxygen concentration in the three aerated reactors are shown in Figure 5.

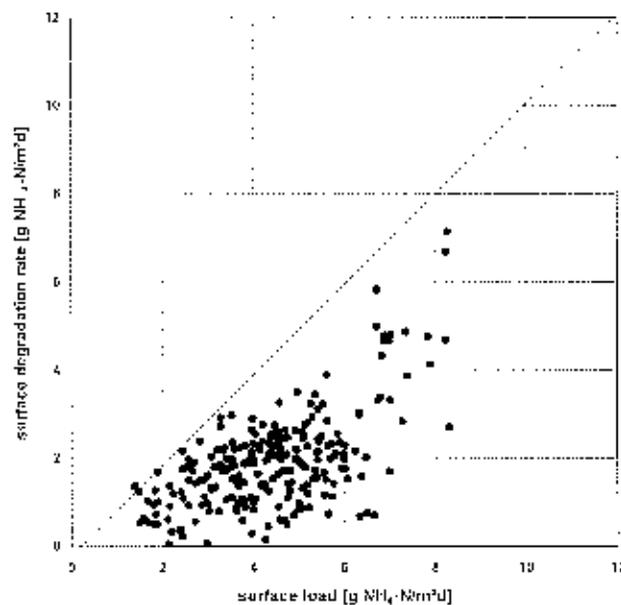


Figure 4 Surface degradation rate as a function of surface load in the deammonification

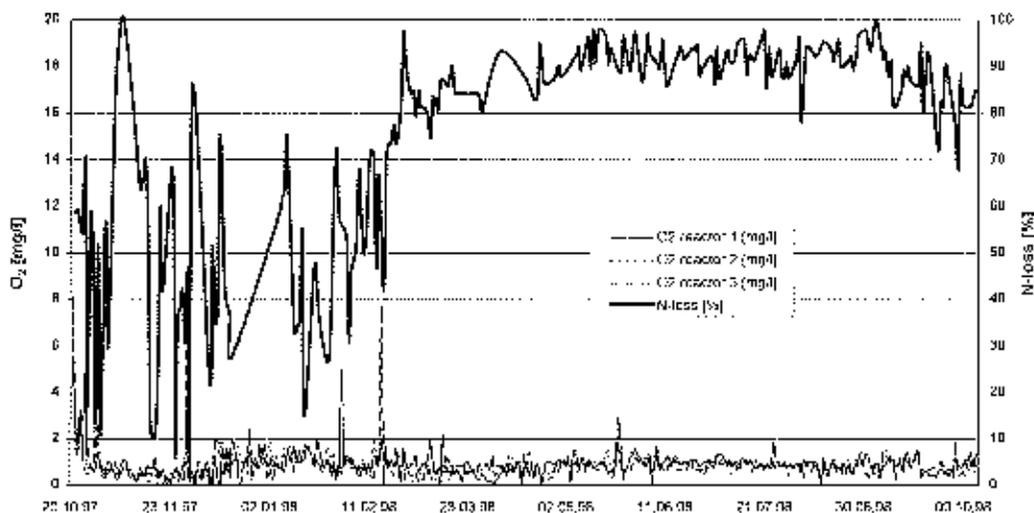


Figure 5 Oxygen concentration and deammonification in the aerated reactors of the deammonification line

### Batch tests

In order to investigate nitrogen loss in closer detail, carriers were taken from the moving bed reactors of the deammonification and the nitrification lines. The carrier volume of 800ml (0,4m<sup>2</sup>) was filled up with sludgewater or a NH<sub>4</sub>Cl-solution to a total volume of 1,8l. The batch reactor was operated at a temperature of 28°C, a pH-value of 8, and a dissolved oxygen concentration of 0.7 to 0.8 mg/l (comparable to lab scale reactors). At the beginning of the experiment, an initial concentration in the reactor was set at 150 mg NH<sub>4</sub>-N/l. The batch tests were carried out without any dosage of organic substrate. Samples for measuring the soluble N compounds were taken every 30 min., immediately filtered and analysed for NH<sub>4</sub>-N, NO<sub>2</sub>-N, NO<sub>3</sub>-N and CSB.

In the following, the results of the second reactor of the deammonification line are presented. Apart from checking the conversion performance under normal operation conditions (Figure 6), additional experiments were run at oxygen concentrations of 5 mg/l, the results of which are also given in the following (Figure 7).

Increasing the oxygen concentration to 5 mg/l has the effect that now mainly „normal“ nitrification or nitrification processes take place, and that the nitrogen losses can no longer be found. Furthermore, the increased energy input and the increased shearing power caused thereby seem to increase the hydrolysis of the biomass.

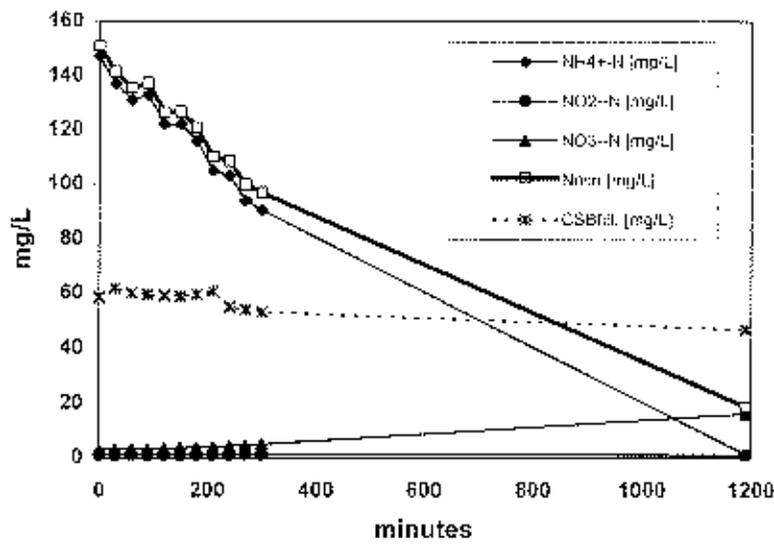


Figure 6 Nitrogen removal rates in batch test with carriers out of reactor 2 of the deammonification line

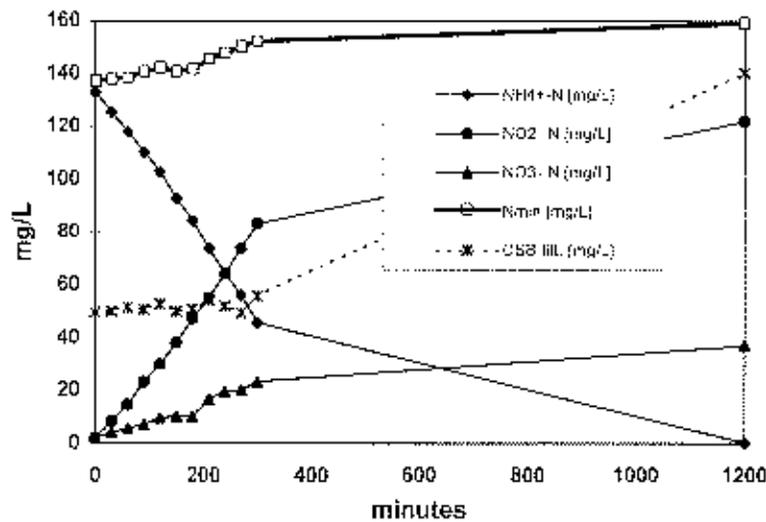


Figure 7 Nitrogen removal rates in batch test with carriers out of reactor 2 of the deammonification line and an oxygen concentration of 5 mg/l

## DISCUSSION

The results show that aerobic deammonification is a promising process for the treatment of wastewater with high nitrogen loads. On the one hand, the processes employed are mainly autotrophic, which allows to do without additional carbon sources for nitrogen elimination; on the other hand, the oxygen demand is lower than with conventional nitrification/denitrification. The following diagram gives

an impression of the saving potential of the new processes (JOHANSSON et al., 1998)

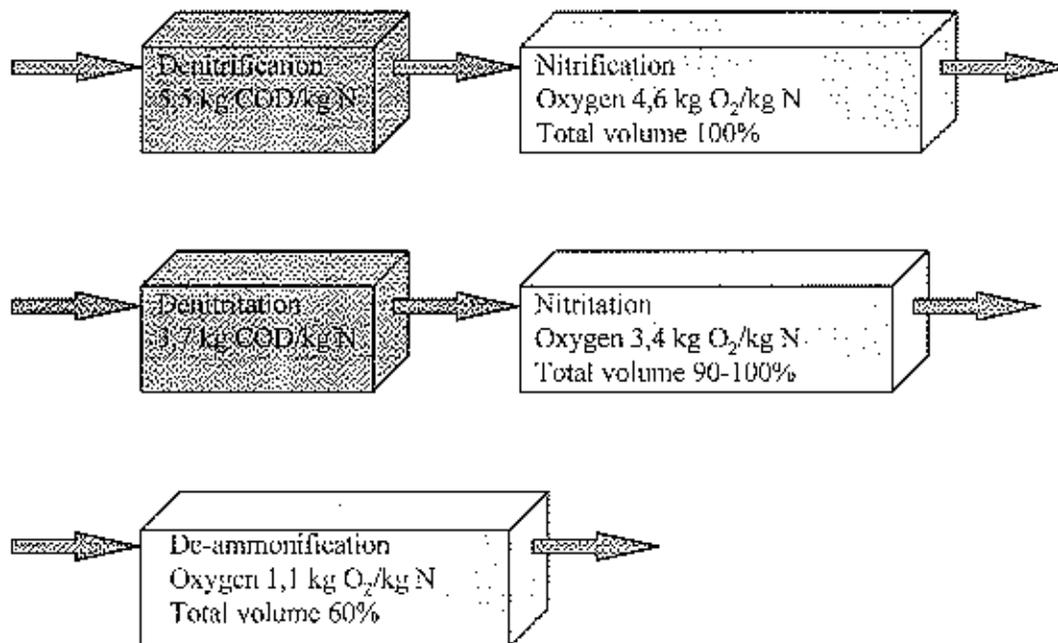


Figure 8 Comparison of different biological processes treating high strength nitrogen water.

When the suitable operation parameters are known for establishing, stabilising and optimising these new processes which have been summarised under the heading „aerobic deammonification“, it will be possible to realise the purposeful industrial application. Currently, ISAH are running the necessary investigations in cooperation with the Institute for Microbiology in a research project supported by the BMBF.

## REFERENCES

- Abeling, U., Seyfried, C.F. (1992) *Biologische Stickstoffelimination aus hochkonzentrierten Abwässern*, 2. GVC-Kongreß, 19.-21. Oktober, Würzburg, 279-296
- Beier, M., Hippen, A., Seyfried, C.F., Rosenwinkel, K.-H., Johansson, P. (1998) *Comparison of Different Biological Treatment Methods for Nitrogen-Rich Wastewaters: (De)Nitrification - (De)Nitrification - Deammonification*, Treatment Innovation for the Next Century INNOVATION 2000, Cambridge, UK, 7-10 July, 1998
- Binswanger, S., Siegrist, H., Lais, P. (1997) Simultane Nitrifikation/Denitrifikation von stark ammoniumbelasteten Abwässern ohne organische Kohlenstoffquellen, *Korrespondenz Abwasser* (44) Nr. 9

- Helmer, C., Kunst, S., Juretschko, S., Wagner, M. (1998) *Nitrogen loss in a nitrifying biofilm system*, IAWQ International Speciality Conference „Microbial Ecology of Biofilms: Concepts, Tools, and Applications“, Lake Bluff/Illinois, USA, 8-10 October 1998
- Hippen, A., Rosenwinkel, K.-H., Baumgarten, G., Seyfried, C.F. (1997) *Aerobic deammonification - a new experience in the treatment of wastewaters* Wat.Sci.Tech. Vol.35 No.10, 111-120
- Hippen, A., Scholten, E., Helmer, C., Kunst, S., Seyfried, C.F., Rosenwinkel, K.-H., Diekmann, H. (1998) *Aerobic Deammonification in High Nitrogen Loaded Wastewaters*, New Advances in Biological Nitrogen and Phosphorus Removal for Municipal or Industrial Wastewaters, Narbonne, France, 12-14 October, 1998
- Jetten, M.S.M., Logemann, S., Muyzer, G., Robertson, L.A., de Vries, S., van Loosdrecht, M.C.M., Kuenen, J.G. (1997) *Novel principles in the microbial conversion of nitrogen compounds*, Antonie van Leeuwenhoek 71, 75-93
- Jetten, M.S.M., van Loosdrecht, M.C.M. (1998a) *Partial Nitrification to Nitrite Coupled to Anoxic Oxidation of Ammonium*, New Advances in Biological Nitrogen and Phosphorus Removal for Municipal or Industrial Wastewaters, Narbonne, France, 12-14 October, 1998
- Jetten, M.S.M. (1998b) *Combination of Partial Nitrification (SHARON) and Anaerobic Ammonium Oxidation (ANAMMOX) for the Removal of Nitrogen from Concentrated Wastewater*, 1<sup>st</sup> International Workshop „Biofilms in Aerobic Wastewater Treatment“, München-Garching, 9-10 November, 1998
- Johansson, P., Nyberg, A., Beier, M., Hippen, A., Seyfried, C.F., Rosenwinkel, K.-H. (1998) *Cost Efficient Sludge Liquor Treatment*.
- Mulder, J.W., van de Graaf, A.A., Robertson, L.A., Kuenen, J.G. (1995) *Anaerobic ammonium oxidation discovered in a denitrifying fluidized bed reactor*, FEMS Microbiology Ecol., 16, 177
- Odegaard H. et. al. (1995). Norwegian experiences with nitrogen removal in a moving bed biofilm reaktor. Dokumentation 9. EWPCA-ISWA Symposium, München.
- Poth, M. & Focht, D.D. (1985) *<sup>15</sup>N kinetic analysis of N<sub>2</sub>O production by Nitrosomonas cropaea*, Appl. Environm. Microbiol. Vol. 49, No. 5, 1134-1141
- Poth, M. (1986) *Dinitrogen production from nitrite by a Nitrosomonas isolate*, Appl. Environm. Microbiol. Vol. 52, No. 4, 957-959
- Robertson, L.A., Dalsgaard, T., Revsback, N.-P., Kuenen, J.G. (1995) *Confirmation of aerobic denitrification in batch cultures using gas chromatography and N mass spectrometry*, FEMS Microbiol. Ecol. 18, 113-120

biomass in the clarifier and on avoiding secondary release of phosphorus from the sludge in the clarifiers. In a biofilm process the concentration of suspended solids in the influent to the clarifiers is much lower than in an activated sludge process. This is an advantage with respect to the problems stated above. Also a biofilm process will in general be a more compact process with a smaller foot print than an activated sludge process. Biological phosphorus removal depends on exposing the biomass to alternating anaerobic and aerobic conditions. In processes for combined biological phosphorus and nitrogen removal the biomass must also be exposed to anoxic conditions for denitrification. In an activated sludge process this is done by circulation of the biomass through different zones in the plant. In a biofilm process this must be achieved by alternating between different conditions in the same reactor.

Most of the research on bio-P has been conducted with activated sludge systems. However, there are reports of bio-P in laboratory or pilot scale biofilm processes where fixed bed filters have been operated in a sequencing batch mode or as a continuous process with several filters in series (Gonzales-Martines and Wilderer, 1991, Goncalves and Rogalla, 1992, Goncalves *et. al.* 1994, Kern-Jespersen *et. al.* 1994, Morgenroth, 1998). Shin and Park reported bio-P in a laboratory scale sequencing batch reactor (SBR) with a porous biomass carrier (Shin and Park, 1991).

Simultaneous nitrification and denitrification can be achieved under aerobic conditions in the bulk water phase, in a process with a thick biofilm. Oxygen will only penetrate to a certain depth in the biofilm giving an outer aerobic layer, where nitrification occurs. The deeper layers will be anoxic with denitrifying bacteria utilising the nitrate produced by the nitrifiers in the outer layer. Biological phosphorus removal with simultaneous nitrification - denitrification and phosphate uptake in the aerobic phase has been reported in biofilm systems by several authors (Garzón-Zúñiga and González-Martínez, 1996, Castillo *et. al.* 1998, Helness and Ødegaard, 1998 and Pastorelli *et.al.* 1998).

In this work we have used a sequencing batch moving bed biofilm reactor (SBMBBR) with a plastic biofilm carrier (Kaldnes-K1) suspended in the wastewater. In this paper we present results, from an ongoing experimental program, with respect to combined biological phosphate and nitrogen removal.

## **BIO-P IN A MOVING BED BIOFILM PROCESS**

In a moving bed biofilm process the solids retention time is governed by sloughing of biomass. At steady state with a constant biomass concentration, the solids retention time (SRT) will correlate with the loading rate of the process. In a sequencing batch reactor used for bio-P, one may define several loading rates referring to the anaerobic phase, the aerobic phase and the total cycle. To avoid competition from non-phosphate accumulating aerobic heterotrophs, all influent COD should be taken up by phosphate

accumulating organisms (PAO) in the anaerobic phase. This implies that even at the maximum anaerobic COD-loading rate, one may have a low total COD-loading rate on the process. Based on the biochemical model for bio-P developed by Smolders (Smolders *et. al.* 1994a, b and 1995) and later formulated for denitrifying phosphate uptake by Kuba (Kuba *et.al.* 1996a), one may therefore expect the phosphate uptake to be controlled by the availability of poly- $\beta$ -hydroxy-alkanoates (PHA) in the aerobic phase. Due to the low total COD-loading rate, one will also get nitrification in such a process. In order to ensure complete nitrification, the aerobic phase must be long enough to allow this.

One has, therefore, a situation with potentially conflicting interests, imposing certain limiting factors on the process. In general the ratio of COD to phosphate in the influent must be high enough for removal of all phosphate. In a process with denitrifying phosphate uptake by denitrifying phosphate-accumulating bacteria (DPB), there must also be sufficient ammonium available for denitrification. Given these criteria for the influent quality, the SBR-cycle must be tuned. On one hand the anaerobic COD-loading rate should be kept low enough to avoid competition from non-phosphate accumulating aerobic heterotrophs, and on the other hand the total COD-loading rate should be high enough to give sufficient PHA for phosphate uptake and a net growth of biomass. One strategy for achieving this could be to operate with a relatively short total cycle length in order to have a high enough total COD-loading rate and use a relatively long anaerobic phase to minimise the competition from aerobic heterotrophs. However, one must at the same time keep the aerobic ammonium load low enough to achieve complete nitrification. The minimum length of the aerobic phase may therefore be controlled by the nitrification.

## METHODS

The studies were carried out in a laboratory scale SBR (10 l water volume, 53% filling of media) with a constructed wastewater. A schematic representation of the laboratory apparatus is shown in Figure 1.

Acetate was used as carbon source and a phosphate buffer was used as P-source. The total loading rates of acetate measured as COD and phosphorus were varied in the range 0.3 - 1.2 kg SCOD/m<sup>3</sup>\*d and 0.012 - 0.131 kg PO<sub>4</sub>-P/m<sup>3</sup>\*d respectively. The wastewater also contained ammonium (25 mg NH<sub>4</sub>-N/l) corresponding to an aerobic loading rate in the range 0.03 - 0.28 kg NH<sub>4</sub>-N/m<sup>3</sup>\*d. The pH was controlled at 7.0 - 7.5 by addition of HCl (0.5 M) or NaOH (0.5 M). The headspace of the reactor was flushed with nitrogen gas to ensure anaerobic conditions in the anaerobic phase of the cycle. The SBR was operated with a total cycle length of 4 to 6 hours and varying lengths of the anaerobic period (1 to 3 hours). Oxygen (DO), redox-potential (ORP) and pH were measured on-line and recorded by a data logger. The water volume in the

reactor was emptied completely between each cycle. All wastewater analyses were performed according to Norwegian Standard.

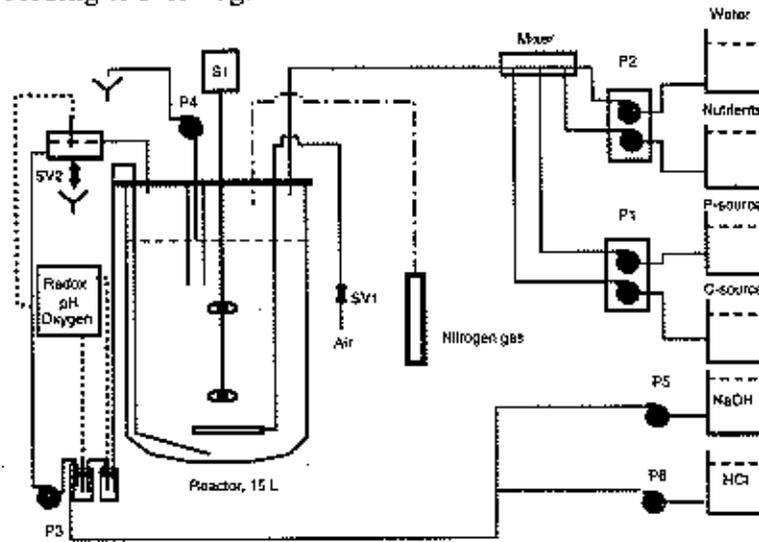


Fig. 1 Laboratory SBR

## RESULTS

### Phosphate removal

As expected, the aerobic phosphate uptake showed a strong correlation to the anaerobic phosphate release, Figure 2.

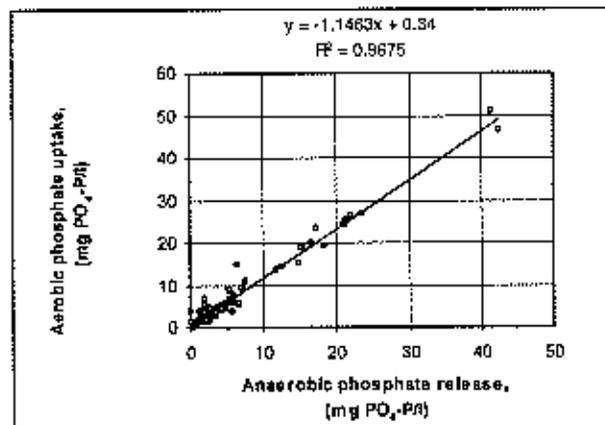


Fig. 2 Aerobic phosphate uptake versus anaerobic phosphate release.

The proportionality coefficient (1,15) is in the same range as reported earlier by Wentzel (Wentzel *et al.* 1985) in experiments with activated sludge, but higher than reported by Pastorelli (Pastorelli *et al.* 1998) in experiments with the same biofilm

process as used in these experiments. Since production of PHA necessary for phosphate uptake is linked to phosphate release, a high phosphate release is an advantage with respect to achieving a high net phosphate removal. The required conditions for achieving good phosphate removal will be discussed further. However, as a basis for this, we shall discuss different factors that may limit the process.

### Limiting conditions

Figure 3A illustrate the importance of competition between PAO and other heterotrophs, and the effect of a too low total COD-loading rate. Figure 3B illustrates the effect of a low COD/P ratio in the feed and the effect of nitrite accumulation.

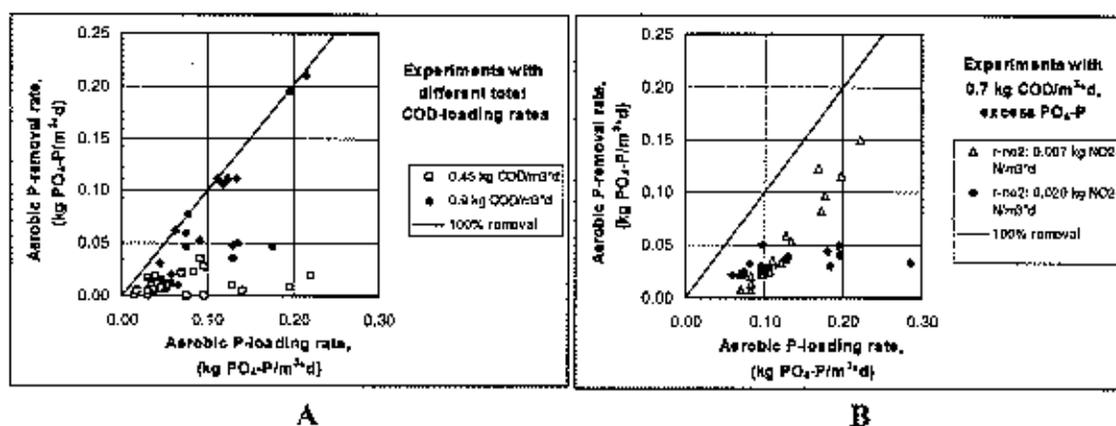


Fig. 3 Aerobic phosphate removal rate versus aerobic phosphate loading rate at different total COD-loading rates (A), and at different aerobic nitrite accumulation rates (B).

In Figure 3A a plot of the aerobic phosphate-removal rate versus the aerobic phosphate-loading rate is shown for experiments with total COD-loading rates of 0,45 kg SCOD/m<sup>3</sup>·d and 0,9 kg SCOD/m<sup>3</sup>·d.

The experiments with a total COD-loading rate of 0,9 kg SCOD/m<sup>3</sup>·d were run with a COD/P ratio slightly above what was required to achieve complete removal of phosphate, and the results show excellent phosphate removal in some experiments. However, some of the results at this COD-loading rate show a removal of phosphate of only 50%. In these experiments the anaerobic COD removal was low (average 60%) while the average anaerobic COD removal in the experiments with good phosphorus removal was 84%. If the anaerobic period is shorter than necessary for consumption of all influent COD, the fraction of PAO in the biofilm may decrease due to growth of heterotrophs other than those responsible for bio-P in the aerobic period. This in turn will lead to a poor removal efficiency of phosphate. Also, this may cause the phosphate uptake in the aerobic phase to be limited by the amount of COD taken up by the PAO in the anaerobic period, even if the influent COD/P ratio is higher than required for complete removal of phosphate.

In the experiments with a total loading rate of COD of 0,45 kg SCOD/m<sup>3</sup>\*d, the total COD-loading rate is too low to achieve a net growth of biomass. Consequently the removal of phosphate is poor. The minimum total COD-loading rate will depend on the amount of biomass in the system. For the system used in these experiments this value is about 0,5 kg SCOD/m<sup>3</sup>\*d.

In Figure 3B, the aerobic phosphate-removal rate is shown for two sets of experiments at a total COD-loading rate of 0,7 kg SCOD/m<sup>3</sup>\*d. The low COD/P ratio in the feed can be seen from the shift in results towards higher loading rates. These experiments were run with an excess of phosphate relative to COD in the feed, and complete removal of phosphate was therefore not possible even if all influent COD was consumed in the anaerobic phase. However, in the experiments with a low average nitrite accumulation rate, the phosphate removal rate increases with increasing phosphate loading rate, and is close to the maximum rate possible considering the COD limitation in the feed. In the experiments with nitrite accumulation the aerobic phosphate removal rate shows a maximum value of 0,05 kg PO<sub>4</sub>-P/m<sup>3</sup>\*d. The reason for this is probably inhibition of the phosphate uptake by nitrite, which has also been reported in other studies, (Christensson 1996, Kuba *et al.* 1996b). In this set of experiments the aerobic phase was short (1,7 hours), giving a high ammonium-loading rate, which resulted in incomplete nitrification and accumulation of nitrite.

A low COD/P ratio in the feed can be dealt with by dosage of a carbon source, and maintaining a sufficient total COD-loading rate is a matter of controlling the total cycle length. To avoid competition from non bio-P aerobic heterotrophs, good anaerobic COD removal is essential. Figure 4 shows the anaerobic COD-removal rate versus the anaerobic COD-loading rate.

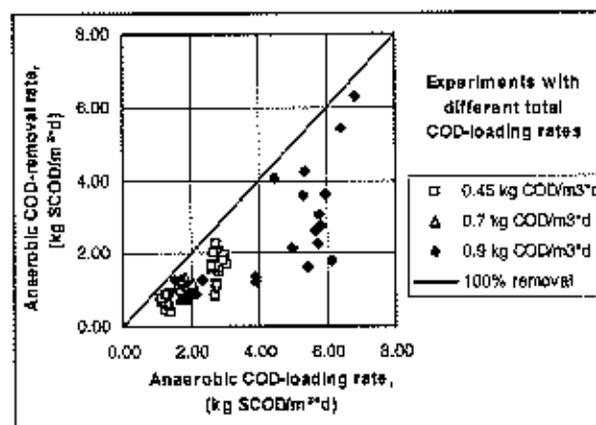


Fig. 4 Anaerobic COD removal rate versus anaerobic COD loading rate.

The results so far indicate that the anaerobic COD loading rate should be kept below 2,5 kg SCOD/m<sup>3</sup>\*d in order to have stable performance. However, much higher

removal rates have been observed and further studies are required to determine the limits with respect to the anaerobic COD-loading rate.

To avoid inhibition by nitrite accumulation, the aerobic phase should be long enough to achieve complete nitrification.

### Nitrogen removal

The removal efficiency of ammonium at different aerobic loading rates of ammonium is shown in Figure 5A, and the net nitrogen removal rate in the aerobic phase versus the aerobic nitrogen-loading rate is shown in Figure 5B.

The results in Figure 5A show that one should operate at an aerobic ammonium loading rate below about  $0.2 \text{ kg NH}_4\text{-N/m}^3\text{*d}$  in order to achieve nitrification efficiency of about 90% with the wastewater used here. In our experimental set-up an aerobic ammonium loading rate of  $0.2 \text{ kg NH}_4\text{-N/m}^3\text{*d}$  corresponds to an aerobic phase of 2.5 hours, which is longer than used in the experiments with a total COD-loading rate of  $0.7 \text{ kg SCOD/m}^3\text{*d}$  that were discussed above.

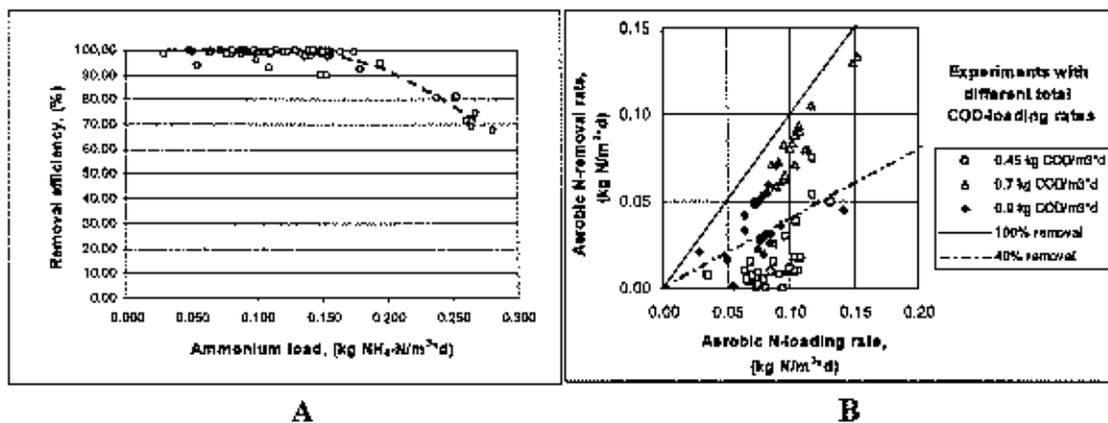


Fig. 5 Removal efficiency of ammonium versus aerobic ammonium loading rate (A), and net aerobic nitrogen removal rate versus aerobic nitrogen loading rate (B).

Figure 5B shows the net nitrogen removal rate versus the aerobic nitrogen-loading rate. Data from experiments with incomplete nitrification have been excluded from the figure. A nitrogen removal efficiency of up to 40% can be explained by growth in these experiments, depending on the amount of COD in the feed. Disregarding results in Figure 5B with removal rates corresponding to a removal efficiency of 40% or lower, the results show nitrogen removal rates corresponding to removal efficiencies of 70%–90%.

Since the only nitrogen fed to the system was ammonium, the results show that nitrification and denitrification can be achieved simultaneously in the aerobic phase of

such a process. The DO concentration reached 2 mg O/l shortly after start of aeration, and oxygen was therefore available as electron acceptor in the aerobic phase. As discussed earlier the effect is explained by a layered biofilm where the deeper layers are anoxic.

The results show that good nitrogen removal was achieved only in experiments with good anaerobic COD removal and that these experiments also showed good phosphate removal. Since the COD was removed in the anaerobic phase where there was no nitrate, it is possible that phosphate was removed by bacteria using nitrate as electron acceptor. This is supported by a test where nitrate was added to the reactor at the start of the aerobic phase, resulting in an increased phosphate removal rate (data not shown). However, the ratio of COD removed to nitrogen removed and the ratio of nitrogen removed to phosphorus removed were higher than expected according to the model for denitrifying phosphorus-removing bacteria (DPB) reported by Kuba (Kuba *et al.*, 1996a). Another explanation may be that denitrifying bacteria capable of storing COD in the anaerobic phase were present. We have not seen this reported, but van Loosdrecht proposed that storage polymers might play an important role under conditions where the availability of substrate varies greatly (van Loosdrecht *et al.* 1996). Probably the anoxic biomass contained a mixed population of DPB and other denitrifying bacteria. The competition between these two groups of bacteria may therefore also limit the phosphate removal capacity, even when the other limiting factors discussed above have been dealt with.

With a given influent COD concentration, the consumption of COD by other denitrifying bacteria than DPB may limit the phosphate removal by reducing the amount of COD consumed by DPB. To account for this effect an estimate of the amount of COD consumed by non bio-P denitrifying bacteria is needed. Assuming that all phosphate uptake is performed by DPB and that the ratio of phosphate taken up to nitrate denitrified is as reported in the model by Kuba (Kuba *et al.* 1996a), this estimate can be found from the ratio of denitrification rate to phosphate uptake rate. One may then calculate the amount of COD consumed by the DPB and thus calculate the amount of phosphate that can be removed in different situations. Comparing this value with the amount of phosphate in the feed will reveal whether the process is phosphate limited or COD limited. In this way one may calculate the limiting phosphate loading rate in a given situation.

In order to refer this rate to the aerobic phase of the process, we have calculated the limiting aerobic phosphate-loading rate as the sum of the phosphate load due to the anaerobic phosphate release and the load given by the amount of phosphate in the feed which can be removed. The results of the calculations with all data included are shown in Figure 6. The good correlation between the limiting loading rate and the measured uptake rate indicates that the limiting factors have been accounted for and supports the conceptual model presented earlier.

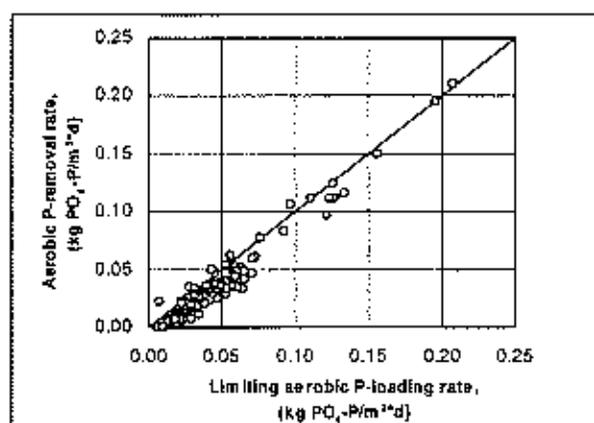


Fig. 6 Aerobic phosphate removal rate versus limiting aerobic phosphate loading rate.

The calculations demonstrated that the majority of the data are from conditions where the phosphate uptake was COD-limited. In situations with a low COD/P ratio in the feed or competition from non bio-P heterotrophs (denitrifying or not), this is as expected. However, inhibition of the phosphate uptake by nitrite will over time also lead to lower anaerobic COD-uptake because the poly-P pool in the bacteria will be depleted.

The COD consumption for simultaneous phosphate uptake and denitrification by DPB is less than the total COD consumption for aerobic phosphate uptake by PAO and separate denitrification by denitrifying bacteria that do not accumulate phosphate. In a process for combined nitrogen and phosphorus removal, simultaneous nitrification-denitrification and anoxic phosphate uptake is therefore an advantage with respect to COD requirement and plant volume, compared to aerobic phosphate uptake and denitrification in a separate anoxic phase. The question is therefore how to optimise the process in order to favour DPB. The results show that the ratio of COD removed to nitrogen removed and the ratio of nitrogen removed to phosphorus removed are closer to the model (but still too high) in the experiments with a total COD-loading rate of 0,7 kg SCOD/m<sup>3</sup>\*d than in the experiments with a total COD-loading rate of 0,9 kg SCOD/m<sup>3</sup>\*d. We believe that the difference in COD/P ratio in the influent is important in this respect but other factors may also play a role. Batch experiments are currently being performed in order to characterise the biomass in the reactor, with respect to denitrifying phosphate uptake under different conditions.

## SUMMARY OF REQUIRED CONDITIONS

The results show that biological phosphorus and nitrogen removal can be achieved in a moving bed biofilm reactor. In evaluating the potential for a full-scale process, one should keep in mind that the results are from a laboratory scale process operated with

a constructed wastewater. However, the obtained removal rates are about the same as the values reported by Pastorelli, who ran experiments with real wastewater and added acetate as additional carbon source (Pastorelli *et al.* 1998).

In Table 1 a summary of the conditions required for efficient biological phosphate and nitrogen removal in a SBMBBR is presented. The values in the table present the status as of today with respect to criteria for operating conditions. However, the experimental program continues and the values are therefore not to be taken as final conclusions. In the table we have used the easily biodegradable soluble COD (BSCOD) as the fraction of organic matter which should be used when calculating the loading rate.

*Table 1, Conditions for efficient phosphate and nitrogen removal in a SBMBBR*

Parameter	Criteria for P-removal > 95% and nitrogen removal > 70%
Total BSCOD-loading rate, kg BSCOD/m <sup>3</sup> *d	> 0,5
Anaerobic BSCOD-loading rate, kg BSCOD/m <sup>3</sup> *d	< 2,5
Aerobic ammonium loading rate, kg NH <sub>4</sub> -N/m <sup>3</sup> *d	< 0,2
BSCOD/PO <sub>4</sub> -P ratio in influent, mg BSCOD/mg PO <sub>4</sub> -P	- 40

In order to illustrate the fact that these values lead to a compact process, we have calculated the necessary lengths of the anaerobic and aerobic phase in an example shown below. It must be stressed that this example only indicates the potential of the process and that experiments with real wastewater need to be run to verify this.

Given a wastewater with total-COD: 400 mg COD/l, BSCOD: 80 mg BSCOD/l, 3,5 mg PO<sub>4</sub>-P/l and 25 mg NH<sub>4</sub>-N/l, a process scheme where particulate matter is efficiently removed by enhanced primary treatment, and that the objective in the biological step is to remove soluble phosphate and nitrogen. To meet the required BSCOD/P ratio an additional 60 mg BSCOD/l must be added, for example as acetic acid. Assuming that the biofilm media occupies 12% of the reactor volume, a maximum anaerobic loading rate of 2,5 kg BSCOD/m<sup>3</sup>\*d gives a minimum anaerobic phase of 1,2 hours. A maximum ammonium loading rate of 0,2 kg NH<sub>4</sub>-N/m<sup>3</sup>\*d gives a minimum aerobic phase of 2,7 hours. The amount of phosphate released in the anaerobic phase would be expected to be about 21 mg PO<sub>4</sub>-P/l. To operate with an aerobic phosphate loading rate of 0,16 kg PO<sub>4</sub>/m<sup>3</sup>\*d, the aerobic phase would need to be 3,3 hours for complete phosphate removal. Thus the total cycle length would have to be set at 4,5 hours. The resulting total BSCOD-loading rate would then be 0,66 kg BSCOD/m<sup>3</sup>\*d, which should be acceptable.

In addition there will be time needed for filling and emptying of the reactor, and for primary and final separation. However, a residence time of less than 5 hours in the biological step illustrates the potential for achieving a compact process for combined biological phosphorus and nitrogen removal.

## CONCLUSIONS

Biological phosphorus and nitrogen removal can be achieved in a moving bed biofilm reactor operated as a SBR. In order to achieve good phosphorus and nitrogen removal, the length of the anaerobic period should be tuned to achieve near complete removal of easily biodegradable COD in the anaerobic period, and the length of the aerobic period should be long enough for complete nitrification. The total COD-loading rate must at the same time be kept high enough to achieve a net growth of biomass in the reactor.

In order to evaluate the full scale potential of the process, further studies are required. The experimental program continues with focus on optimisation of the process with respect to denitrifying phosphate uptake, and experiments with real wastewater to verify the results from experiments with constructed wastewater, reported in this paper.

## REFERENCES

- Castillo, P. A., González-Martínez, S. and Tejero, I. (1998): Biological phosphorus removal using a biofilm membrane reactor. Operation at high organic loading rates. Proceedings from: AWT98 - Advanced Wastewater Treatment, Recycling and reuse, Milano 14-16 September 1998, Vol. 1, pp. 485-492.
- Christensson, M. (1996): Personal communication.
- Garzón-Zúñiga, M. A. and González-Martínez, S. (1996): Biological phosphate and nitrogen removal in a biofilm sequencing batch reactor. *Wat. Sci. Tech.*, **34**, No. 1-2, pp. 293-301.
- González-Martínez, S. and Wilderer, P.A. (1991): Phosphate removal in a biofilm reactor, *Wat. Sci. Tech.*, **23**, pp. 1405-1415.
- Goncalves, R. F., Rogalla, F. (1992): Biological phosphorus removal in fixed film reactors, *Wat. Sci. Tech.*, **25**, No. 12, pp. 165-174.
- Goncalves, R. F., Le Grand, L. and Rogalla, F. (1994): Biological phosphorus uptake in submerged biofilters with nitrogen removal, *Wat. Sci. Tech.*, **29**, No. 10/11, pp. 135-143.
- Helness, H. and Ødegaard, H. (1998): Biological phosphorus removal in a sequencing batch moving bed biofilm reactor. Proceedings from: AWT98 - Advanced Wastewater Treatment, Recycling and reuse, Milano 14-16 September 1998, Vol. 1, pp. 239-246.
- Kern-Jespersen, J. P., Henze, M. and Strube, R. (1994): Biological phosphorus release and uptake under alternating anaerobic and anoxic conditions in a fixed film reactor, *Wat. Res.*, **28**, No. 5, pp. 1253-1255.
- Kuba, T., Murnleitner, E., van Loosdrecht, M. C. M. and Heijnen, J. J. (1996): A metabolic model for biological phosphorus removal by denitrifying organisms, *Biotechnology and Bioengineering*, **52**, pp. 685-695.
- Kuba, T., van Loosdrecht, M. C. M. and Heijnen, J. J. (1996): Effect of cyclic oxygen exposure on the activity of denitrifying phosphorus removing bacteria, *Wat. Sci. Tech.*, **34**, No. 1-2, pp. 33-40.
- Morgenroth, E. (1998): *Enhanced Biological Phosphorus Removal in Biofilm Reactors*, PhD. thesis, Wassergüte- und Abfallwirtschaft, Technische Universität München.

- Pastorelli, G., Canziani, R., Pedrazzi, L. and Ruzzi, A. (1998): Phosphorus and nitrogen removal in moving-bed sequencing batch biofilm reactors. Proceedings from: AWT98 - Advanced Wastewater Treatment, Recycling and reuse, Milano 14-16 September 1998, Vol. 1, pp. 247-254.
- Shin, H-S. and Park, H-S. (1991): Enhanced nutrient removal in porous biomass carrier sequencing batch reactor (PBCSBR), *Wat. Sci. Tech.*, **23**, No. 4/6, pp. 719-728.
- Smolders, G. J. F., van der Meij, J., van Loosdrecht, M. C. M. and Heijnen, J. J. (1994): Model of the anaerobic metabolism of the biological phosphorus removal process: Stoichiometry and pH influence, *Biotechnology and Bioengineering*, **43**, pp. 461-470.
- Smolders, G. J. F., van der Meij, J., van Loosdrecht, M. C. M. and Heijnen, J. J. (1994): Stoichiometric model of the aerobic metabolism of the biological phosphorus removal process, *Biotechnology and Bioengineering*, **44**, pp. 837-848.
- Smolders, G. J. F., Klop, J. M., van Loosdrecht, M. C. M. and Heijnen, J. J. (1995): A Metabolic Model of the Biological Phosphorus Removal Process: I. Effect of the Sludge Retention Time, *Biotechnology and Bioengineering*, **48**, pp. 222-233.
- van Loosdrecht M. C. M., Pot, M. and Heijnen J. J. (1996). Importance of bacterial storage polymers in activated sludge processes. Proceedings from: First IAWQ specialised conference on sequencing batch reactor technology, Munich.
- Wentzel, M. C., Dold, P. L., Ekama, G. A. and Marais, G. v. R. (1985): Kinetics of biological phosphorus release. *Wat. Sci. Tech.* **17**, No. 11-12, pp. 57-71.

vanlig å regne med > 90% P-fjerning i infiltrasjonsanlegg, mens det i sandfilter og konstruerte våtmarker, som har et begrenset volum kan være mye lavere. Dersom rensemediet har høy fosforbindingsevne som f.eks. ved bruk av Filtralite-P (en spesialutgave av Leca) kan P-rensing på > 90% oppnås i anlegg med begrenset jordvolum.

Ved å bruke prosessstekniske og naturbaserte komponenter i samme anlegg kan fordeler fra begge systemer oppnås. Kombinasjon av et enkelt kjemisk fellingsanlegg med etterpolering i en konstruert våtmark har gitt > 95 % rensing av P og > 85% rensing av N, samtidig som våtmarken har sørget for en jevnt høy utløpskvalitet i perioder der det kjemiske renseanlegget har hatt lav virkningsgrad.

Mer enn 90% av nitrogenet og omlag 80% av fosforet finnes i toalettavløpet. Løsninger med separat behandling av toalettavfall gir derfor muligheter til svært høy fjerning av næringssalter samtidig som disse kan resirkuleres til planteproduksjon.

# Preliminary characterisation of organic matter in municipal wastewater

Risto Laukkanen and Ritva Aaltonen

Helsinki University of Technology, Laboratory of Environmental Engineering,  
P.O.Box 6100, FIN-02015 HUT, Finland.

E-mail: risto.laukkanen@hut.fi, ritva.aaltonen@hut.fi

## Motivation

Design of biological nitrogen and phosphorus removal plants or nitrogen removal plants with simultaneous precipitation of phosphorus is still expanding. The commercial need for early involvement has in many cases resulted in low cost pre-engineering of the wastewater treatment plants. The use of simulation as design tool is desirable, but the need for costly non-conventional data gathering makes its market position difficult. This paper discusses a possibility to get reasonable preliminary estimates for organic matter composition by maximising the use of conventional analyses. This would make a sound pre-engineering on the basis of simulation possible without creating excessive costs even in the hard price competition.

## Wastewater components

IAWQ Task Group (1995) uses the following composition of organic matter in the Activated Sludge Model No 2:

- Dissolved components
  - Readily biodegradable substrate ( $S_S$ )
    - Fermentable biodegradable substrate ( $S_F$ )
    - Volatile acids / fermentation products ( $S_A$ )
  - Inert, non-biodegradable organics ( $S_I$ )
- Particulate components
  - Inert, non-biodegradable organics ( $X_I$ )
  - Slowly biodegradable organics ( $X_S$ )

All components are expressed as mgCOD/l. The methodology to characterise the organic matter is still under development. The demand for pre-engineering at low costs makes non-conventional laboratory analyses often impossible. The alternative for sophisticated guesses is to maximise the use of conventional analyses and the application of simulation to achieve sound designs for the first comparison of alternatives. A more reliable characterisation is required in the detail design phase, where the number of alternatives is clearly reduced when compared to pre-engineering phase.

The characterisation of nitrogen and phosphorous compounds is based on conventional analysis and not discussed here.

## **Preliminary characterisation**

This study is based on data from the municipal nitrogen removal plant of Suomenoja in Espoo. Samples have been collected from influent and pre-precipitated wastewater (pre-precipitation by  $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ ).

Analyses applied are COD, BOD at various incubation times and the method by Wentzel et al. (1995). Values of soluble components are based on  $0.45 \mu\text{m}$  filtration.

Wentzel et al. (1995) have presented a biological way to determine readily biodegradable soluble substrate. This method is based on OUR-measurements in a batch test on wastewater samples without activated sludge seed. The determination of BOD bears similar features.

### **Readily biodegradable soluble substrate**

The basic idea is simple: to maximise the use of short-term BOD-values and to minimise the application of non-conventional  $S_5$ -determination. The former analyses are based on composite samples and the latter ones on grab samples.

The suitability to utilise short-term BOD-values was studied by adding sodium acetate to a wastewater sample. It was found out that the acetate available to bacteria originating from the sewer system was used for growth during the first day of incubation (Fig. 1). Thus the  $S_5$ -value receivable from the BOD-curve (development of BOD-values as a function of time) would correspond to an incubation time less than one day.

A more accurate determination of the incubation time required is not unambiguous, when using the BOD-curve as the basis. The use of the method by Wentzel et al. (1995) is non-conventional but applied to establish the interrelation between  $S_5$ -levels and the incubation time required to determine the BOD-value. The poor repeatability of the individual BOD measurements has led to a choice to apply a statistical BOD-model instead of individual observations. Results are given in Table 1.

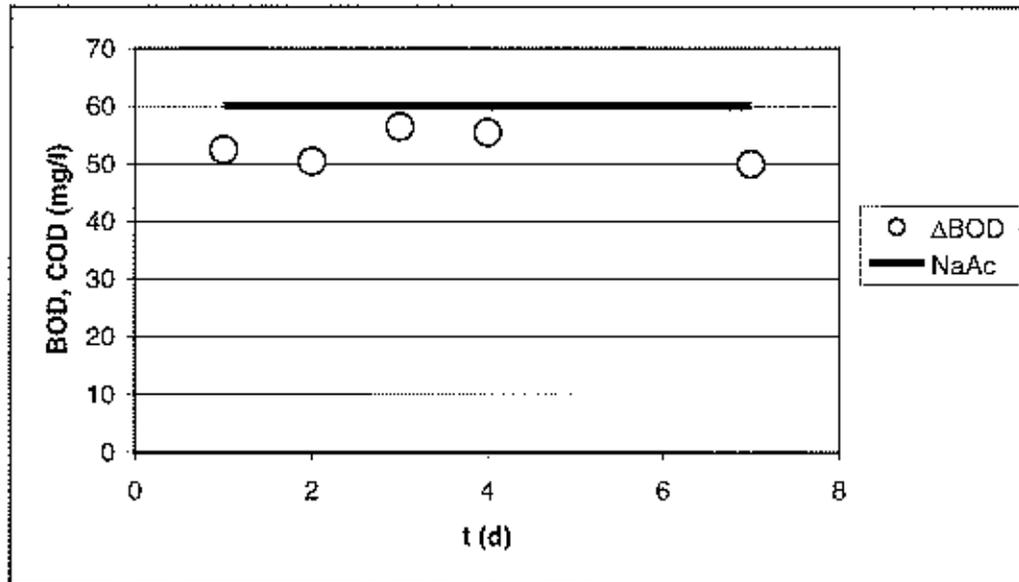


Fig. 1. The difference of BOD-values between a sample with sodium acetate and without sodium acetate and the theoretical COD-value of the amount of sodium acetate added to the other sample (NaAc). Suomenoja plant, Nov. 11, 1998.  
 $\Delta BOD$  = difference in BOD-values at various incubation times,  
 NaAc = dosage of sodium acetate as mgCOD/l,  
 t = incubation time.

Table 1. The establishment of the interrelation between influent  $S_S$ -values received by the method of Wentzel et al. (1995) and the time required for corresponding BOD-values. Data from the Suomenoja plant in 1998.

Date	BOD-model	$S_S$ -value (mgCOD/l)	Time (d)
Sept. 14	$300 (1 - e^{-0.18t})$	44	0.88
Sept. 16	$290 (1 - e^{-0.19t})$	37	0.72
Nov. 11	$300 (1 - e^{-0.19t})$	36	0.67

A reasonable estimate of  $S_S$  can be received from a BOD-model by using a time lag of 0.7 to 0.8 d (Table 1).

An example of the direct determination of  $S_S$  is given in Fig. 2. The addition of NaAc (60 mgCOD/l) was used to test the reliability of the application of the method and to evaluate the influence of  $S_S$ -level on system performance.

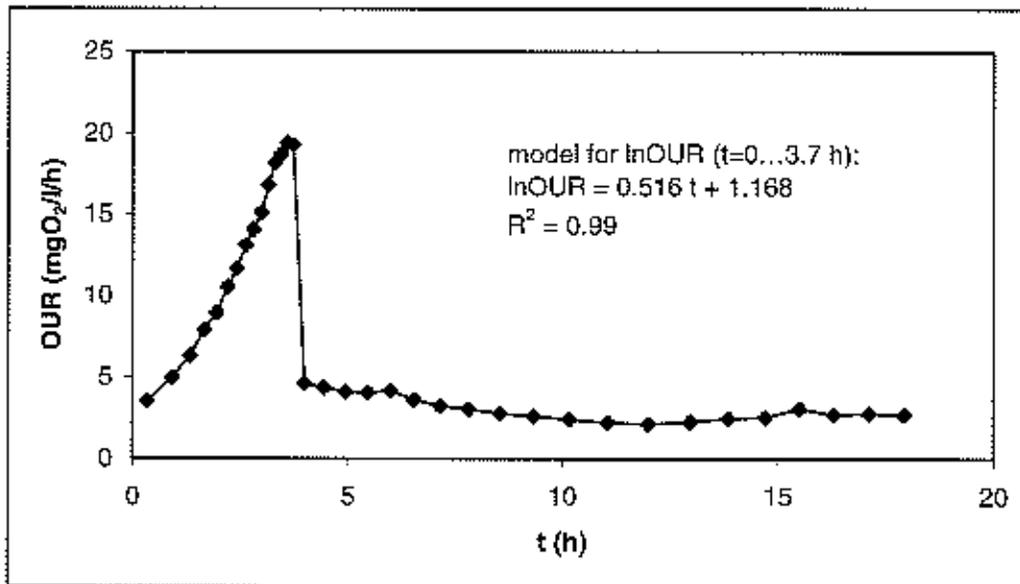


Fig. 2. Determination of  $S_S$  by the method of Wentzel et al. (1995).  $S_S$  with NaAc was 95.7 mgCOD/l (above) and without NaAc 33.9 mgCOD/l resulting in the COD-value of NaAc 61.8 mgCOD/l  $\cong$  60 mgCOD/l. OUR = oxygen uptake rate, t = time.

In the Suomenoja case, values received for  $S_S$  by the physical-chemical (flocculation) method (Mamais et. al. 1993) were clearly larger than the ones presented here (OUR application). When using the kinetic and stoichiometric constants given by the IAWQ Task Group (1995), the use of relevant estimation methods is of importance. Naturally reliability requires model calibration before detail design.

The  $S_S$  values received for Suomenoja are lower than those published by many writers (10...20% of total COD). In Suomenoja, influent  $S_S$  was about 8...10% of the total COD on the basis of the OUR-method.

IAWQ Task Group (1995) estimates, that in a typical case  $S_A = 40\%$  of  $S_S$  and  $S_F = 60\%$  of  $S_S$ . The more accurate division to  $S_F$  and  $S_A$  requires non-conventional VFA determination.

The OUR-based method did not run well for pre-precipitated water, probably due to lack of required biomass. The values for pre-precipitated wastewater were received from influent values by applying the ratio between ultimate BOD-values in the BOD-models for pre-precipitated wastewater and influent (Fig. 3).

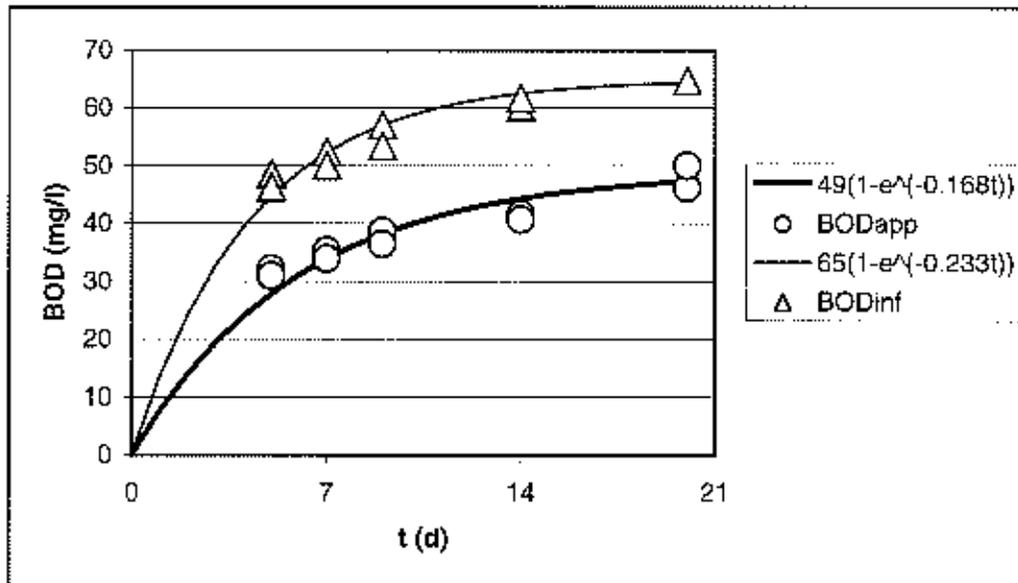


Fig. 3. BOD-models and observations for influent and pre-precipitated water (soluble BOD) at Suomenoja plant on Sept. 18, 1998.  
*BODinf* = influent BOD-value,  
*BODapp* = BOD-value after pre-precipitation.

The assumption about the lack of required biomass in the pre-precipitated wastewater is supported by Fig. 4. The data series for pre-precipitated wastewater indicate that there has been a three-day growth period, a clear difference to influent data.

One more indication of minor changes of  $S_5$  due to pre-precipitation is the lack of major differences between models for soluble BOD for wastewater before and after pre-precipitation (Fig. 5).

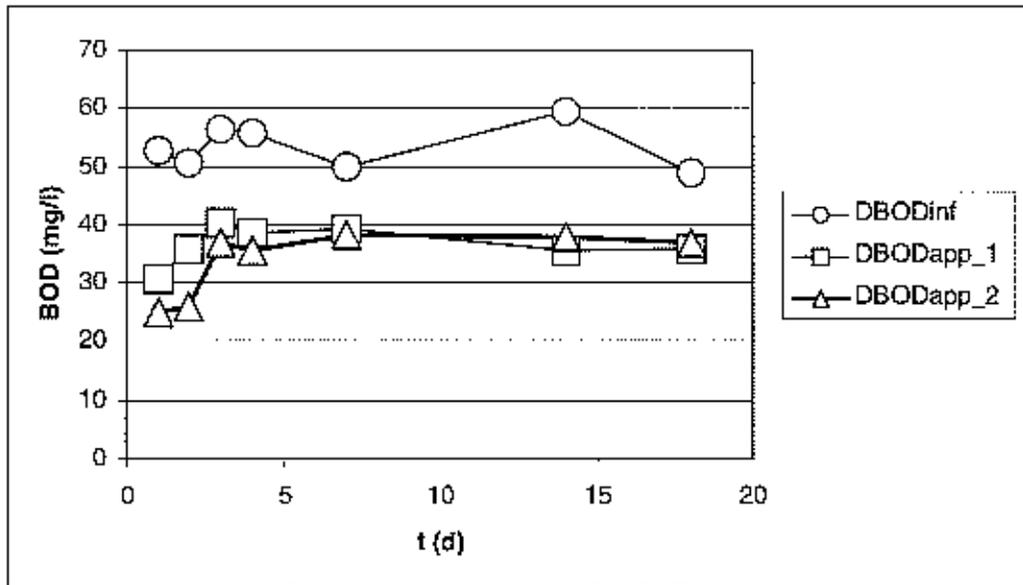


Fig. 4. The difference between sample with sodium acetate (COD-value 60 mg/l) and without sodium acetate. Suomenoja on Nov. 30, 1998.

$\Delta BOD_{inf}$  = differences of BOD-values in influent

$\Delta BOD_{app\_1}$  and  $\Delta BOD_{app\_2}$  = differences of BOD-values in pre-precipitated wastewater, parallel samples.

$t$  = incubation time.

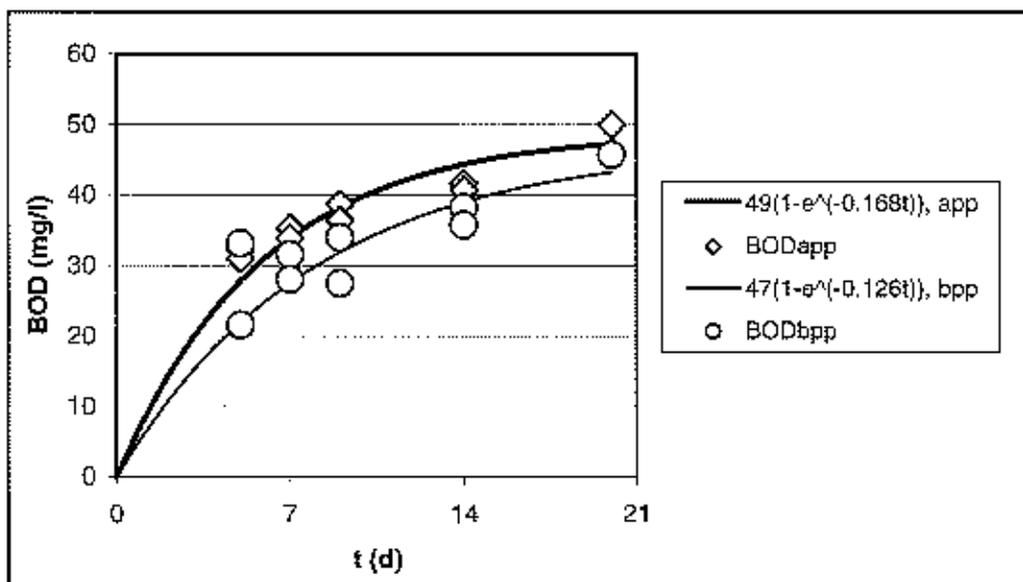


Fig. 5. Soluble BOD-models for wastewater before and after pre-precipitation. Suomenoja on Sept. 18, 1998.

$BOD_{app}$  = BOD value after pre-precipitation,

$BOD_{hpp}$  = BOD value before pre-precipitation,

$t$  = incubation time.

The application of the method by Mamais et al. (1993) did not reveal significant differences for soluble COD-values and soluble COD-values after flocculation. All the data represented above support the possibility to apply BOD-models as a transfer function to create reasonable  $S_S$ -values for pre-precipitated wastewater from  $S_S$ -values for influent.

### **Inert, non-biodegradable soluble organics**

The inert, non-biodegradable soluble organics is presented by effluent soluble COD (extended period oxidation), which is near to effluent total COD when the process is running well.

The typical value received for Suomenoja is  $S_I = 30 \dots 35$  mgCOD/l. Individual observations received were 25 to 34 mgCOD/l for soluble COD and 41 to 63 mgCOD/l for total COD. The difference between total and soluble COD-values has been larger than the long-term average.

### **Particulate components**

The sum of particulate components can be received as the difference between total COD and the sum of estimated soluble components ( $S_S + S_I$ ) and biomass in the wastewater. IAWQ Task Group (1995) uses model calibration as the basis for estimation.  $X_I$  can be received by comparing measured and predicted sludge production or by comparing measured and predicted sludge concentrations in the activated sludge tanks.  $X_S$  is received as the following difference:

$$X_S = C_{\text{TOD}} - S_S - S_I - X_I - X_{\text{BM}} \quad (2)$$

where  $C_{\text{TOD}}$  = total COD,  
 $X_{\text{BM}}$  = biomass

The role of  $X_{\text{BM}}$  is probably not significant when talking about pre-precipitated water. When using wastewater without primary sedimentation, a need for non-conventional analysis is aroused. The method by Wentzel et. al. (1995) resulted in an estimation that  $X_{\text{BM}}$  is about 2.5 % of total COD in Suomenoja influent (around 10 mgCOD/l).

The weakness in using simple mathematics in the determination of one component lies in the fact that the difference is not only an estimation of the missing value but the sum of the estimated missing value and estimation errors from all other components.

The division of  $X_S + X_I$  into its subcomponents has to be based on 'good judgement' in the preliminary simulation study.

## Estimated wastewater components for Suomenoja

The approach presented would reveal the following components for Suomenoja

- influent (total COD = 465 mg/l):
  - $S_S = 40$  mgCOD/l
  - $S_I = 35$  mgCOD/l
  - $X_{BM} = 10$  mgCOD/l
  - $X_S + X_I = 380$  mgCOD/l
  
- pre-precipitated wastewater (total COD = 195mg/l)
  - $S_S = 25$  mgCOD/l
  - $S_I = 35$  mgCOD/l
  - $X_{BM} = 0$  mgCOD/l
  - $X_S + X_I = 135$  mgCOD/l

The results are based on only one short-term application of non-conventional (Wentzel et al. 1995) laboratory analysis.

## Discussion

As a result of hard competition, pre-engineering of treatment plants is often carried out on the basis of empirical knowledge. There is no room for detailed characterisation of wastewater. This paper presents one way to lower the level of uncertainty; application of simulation on the basis of preliminarily characterised wastewater.

The preliminary characterisation of organic matter in wastewater can be based on analyses carried out by the laboratories of the wastewater treatment plants. The need for non-conventional analyses can be minimised without jeopardising the reliability of estimations.

Preliminary estimates should not replace the use of non-conventional analyses recommended by the IAWQ Task Group in the detail engineering phase, but to replace 'known values' by reasonable estimates of wastewater components in the pre-engineering phase.

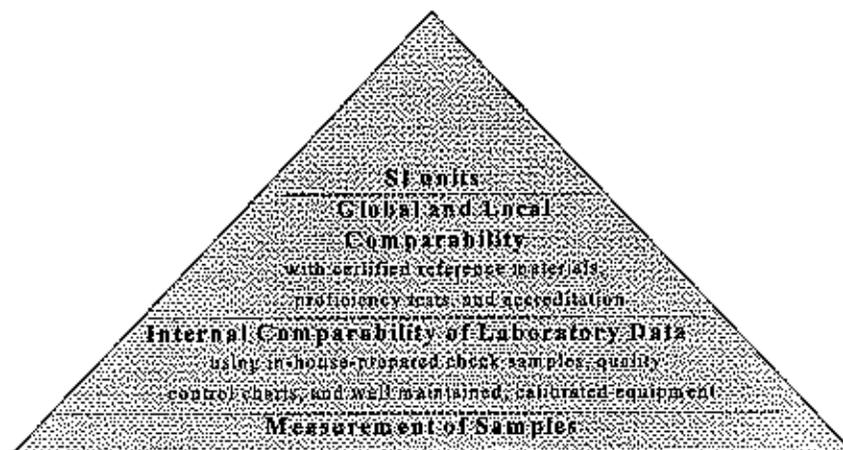
## **References:**

IAWQ Task Group on Mathematical Modelling for design and Operation of Biological Wastewater treatment Processes: Activated sludge model No. 2. IAWQ Scientific and Technical Report No. 3, 1995.

Mamais D., Jenkins D. & Pitt P.: A rapid physical-chemical method for the determination of readily biodegradable soluble COD in municipal wastewater. *Wat. Res.*, Vol. 27 No1, 1993.

Wentzel M., Mbewe A. & Ekama G.: Batch test for measurement of readily biodegradable COD and active organism concentrations in municipal waste waters. *Water SA*, Vol. 21 No. 2, 1995.

The traceability of the result is improved if the laboratory compares its results with results measured by another laboratory. Even better results are achieved if the results are tested with control samples of known concentration and quality, which are if possible certified reference materials. Traceability is also improved if the laboratory takes part in interlaboratory comparisons (proficiency tests). Examples of how analytical results can be made traceable are given in the figure below:



*Figure 1: The traceability chain indicates how to achieve correct analytical results*

## **Requirement for documented analytical quality**

About ten years ago the test tube analyses were used at treatment plants to take decisions regarding adjustment of the treatment process. There was however only limited knowledge of the reliability of the data. If the analysis showed an unusual result, the analysis was repeated, and there was no confidence in the correctness of the result. If the results in any way deviated from the results produced by municipal environmental laboratories, the conclusion was typically that the test tube methods were unreliable.

This problem of the lacking documentation of the test tube methods in wastewater treatment plants was discussed with VKI, the Danish EPA's Reference Laboratory for Environmental Analyses. There was clearly a need to improve the traceability of these simplified analyses. The laboratories needed to obtain a clear picture of the quality of their results, and they needed a warning, if the results for some reasons suddenly were incorrect. It was necessary to give the laboratories some easy-to-use tools to check the quality of the results and to be able to document the quality of the results to decision-makers and authorities.

To satisfy these requirements VKI has developed and distributes the following tools:

- Internal Quality Control with
  - certified reference materials as quality control samples
  - quality control charts
- External Quality Control with
  - interlaboratory comparisons

## Quality Control Samples and Charts

Control samples are analysed by the same way as other samples. The control sample gives a picture of the quality of all samples in the same analytical series.

The certified reference materials that has been developed for control of process control analysis are depicted in table 1.

*Table 1: Certified reference materials for quality control of wastewater analyses.*

Reference materials	Analytical parameters	Concentrations
QC WW1A	Nitrate (NO <sub>3</sub> )	5 mg/l N
	Ammonium (NH <sub>4</sub> )	1 mg/l N
	Orthophosphate (PO <sub>4</sub> )	1,5 mg/l P
QC WW2.1	Ammonium(NH <sub>4</sub> )	10 mg/l N
	Orthophosphate (PO <sub>4</sub> )	5 mg/l P
QC WW2.2	Nitrate (NO <sub>3</sub> )	1 mg/l N
QC WW3	Total nitrogen (TN)	7,5 mg/l N
	Total phosphorus (TP)	1,5 mg/l P
QC WW4	Chemical Oxygen Demand (COD), Total Organic Carbon (TOC)	500 mg/l O <sub>2</sub> , 200 mg/l C
QC WW4A	Chemical Oxygen Demand (COD), Total Organic Carbon (TOC)	50 mg/l O <sub>2</sub> , 20 mg/l C
QC WW5	Biochemical Oxygen Demand (BOD <sub>5</sub> )	200 mg/l O <sub>2</sub>
	Biochemical Oxygen Demand (BOD <sub>7</sub> )	200 mg/l O <sub>2</sub>

The certified reference materials have been certified by approximately 20 Norwegian, Swedish, Finnish and Danish laboratories. The certifying laboratories, who have a high analytical quality, have been selected either on the basis of their results in the interlaboratory comparisons held shortly before the certification, or in Finland by selection by the Finnish Reference Laboratory for the Environment.

The objective has been to achieve appropriate easy-to-use certified reference materials (Figure 2). They are delivered in packages of 10-50 ampoules that are

easy to open. The ampoule content is diluted 100 times before use. The ampoule content is normally diluted with purified water, whereby the equipment settings and maintenance, the reagents and the analytical procedure can be checked. The ampoule content can also be diluted with wastewater, and this can help identify interferences that can occur in wastewater.



Figure 2: Certified Reference Materials for checking process analyses

The result of the check is plotted on a control chart (figure 3). The control charts have been designed for a quick and easy overview of the quality of the data. Results that fall within the dashed lines are reliable. In the control charts designed for waste water plants this area is coloured in green. The full line depicts the control limit. Results that fall outside this limit will only occur in 3 out of a 1000 analyses if the analysis was performed by an accredited average Danish environmental laboratory. This area is coloured red in the wastewater control charts. Results performed in the same analytical series are out of control, i.e. the results cannot be used. The error needs to be identified and corrected. Results that fall between the full line and the dashed line occur in 5 out of 100 analyses, if the analyses are performed by an accredited laboratory. If this occurs more frequently, the analytical method needs to be adjusted. In the wastewater plant control charts this area is yellow.

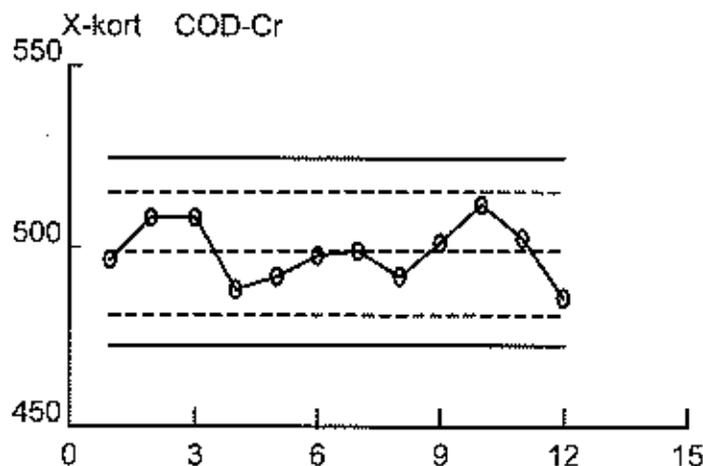


Figure 3. Control chart.

About 100 treatment plants in Denmark use these control charts together with certified reference materials. A number of analytical errors and their causes have been identified. The causes were incorrect use of the system, problems with ageing reagents, problems with particles in reagents, and faulty glassware.

## Interlaboratory Comparisons

In 1993 VKI designed an interlaboratory comparison for process control analyses performed at wastewater treatment plants. The parameters are TN, NO<sub>3</sub>, NH<sub>4</sub>, TP, PO<sub>4</sub> and COD. The samples are synthetic wastewater, untreated and treated wastewater. Samples of unknown concentration are sent at regular intervals to approximately 15 wastewater treatment plants, the laboratories analyse the samples on a fixed date, and send the results to VKI for statistical compilation.

In the first interlaboratory comparison in 1993 /3/, the results were quite good, with the exception of nitrate in treated wastewater, where the analyses performed by one of the products gave a much lower recovery than the theoretical value. Simply using reagents from another company solved this problem.

Since then 6 more proficiency tests have been conducted, and the results achieved are nearly of the same quality as can be achieved by Danish accredited laboratories.

For example in 1998 two proficiency tests were run in parallel, where two sets of very similar, but not identical synthetic wastewater samples were sent to waste water treatment plants and to the Danish accredited environmental laboratories respectively /4,5/. The results are given in the tables below. The analytical quality obtained by the wastewater treatment plants using test tube methods was comparable to the quality achieved by the accredited laboratories (Table 2.1, 2.2 and 2.3).

*Table 2.1: Total Nitrogen (sample concentration: 12 mg/L N), 1998/4,5/*

Interlaboratory comparison	Wastewater process control laboratories	Accredited laboratories
No of laboratories in calculations	25	42
Outliers	3	3
Relative standard deviation within laboratories	3,7%	3,3%
Total relative standard deviation	6,8%	5,1%

*Table 2.2: Nitrate (sample concentration: 5 mg/L N), 1998 /4,5/.*

Interlaboratory comparison	Wastewater process control laboratories	Accredited laboratories
No of laboratories in calculations	27	41
Outliers	2	3
Relative standard deviation within laboratories	2,0%	2,1%
Total relative standard deviation	5,1%	3,7%

Table 2.3: Ammonium (sample concentration: 2 mg/L N), 1998 /4,5/.

Interlaboratory comparison	Wastewater process control laboratories	Accredited laboratories
No of laboratories in calculations	26	43
Outliers	2	2
Relative standard deviation within laboratories	2,0%	3,5%
Total relative standard deviation	5,8%	5,1%

The most significant difference between results from Danish accredited environmental laboratories and from wastewater plants is the COD measurement, where results obtained by the wastewater plants are about 10 pct higher than results from the Danish accredited Laboratories. The reason for this discrepancy will perhaps be identified in the near future. As part of development of an ISO method for the test tube method for COD, an international interlaboratory comparison is being conducted. Laboratories have been encouraged analyse the samples using both their National Standard Methods and the test tube methods.

## Official approval of wastewater plant analyses?

At present in Denmark analyses have to be performed by accredited laboratories, whenever analytical results are used in decision making by the authorities. Analytical results must also be performed by accredited laboratories if the results are used in publicly financed monitoring programs /6/. An exception is noise analysis, where instead measurements have to be performed by certified persons. It is unrealistic to expect that wastewater treatment plants using test tube methods can achieve accreditation, as this requires a large economic and work investment. For this reason, we are in Denmark considering other possibilities for approval of the process control analyses by these test tube methods. One idea that has been considered is to certify the persons who perform these analyses.

The approach to achieve official approval varies from country to country. For example in Sweden many wastewater plants have accredited laboratories. In Norway the quality of analyses performed by industries for control of their wastewater can be approved if for example the industry takes part in regular interlaboratory comparisons.

## Conclusions

The previous limited knowledge of the reliability of process analyses by simplified colorimetric analyses implies that there has not been confidence in the results achieved by these methods. The introduction and implementation of quality control charts and certified reference materials as quality control samples has improved this situation. Now the wastewater plant staff have a picture of the quality of their results. They are able to decide whether the results are acceptable or not. They can also see whether the quality of their results is comparable to the quality that can be achieved by accredited environmental laboratories. It is also possible to detect when there is a gradual change in analytical quality, which has e.g. been used to identify problems with ageing reagents.

The introduction of interlaboratory comparisons that are especially designed for these process analyses has given the wastewater plants the possibility of documenting the quality of their results. The interlaboratory comparisons that have been run in Denmark since 1993 indicate that the analytical quality is nearly as good as can be achieved by accredited environmental laboratories. For this reason we are in Denmark now contemplating how an official approval of these analyses can be achieved. The idea of certification of persons, who can perform these wastewater analyses, is being considered.

## References:

- 1 C. Grøn, A.M. Bundgaard, A. Lynggaard-Jensen (1987): Testing of alternative methods for monitoring and control of wastewater plants (in Danish).
- 2 M. Bjerre et al. (1989) Process analyses at wastewater plants. Report from TVA. Odense Teknikum, Denmark (in Danish).
- 3 Wastewater plant interlaboratory comparison 1(1993): Nitrate, ammonium and chemical oxygen demand in artificial and natural wastewater. Report from VKI, Hørsholm Denmark (in Danish).
- 4 Wastewater plant interlaboratory comparison 1(1998): Total nitrogen, nitrate and ammonium in artificial wastewater. Report from VKI, Hørsholm Denmark (in Danish).
- 5 Proficiency test, VKI Spild-2 (1998-4) Round 1: Nitrogen et al. in artificial wastewater. Report from VKI, Hørsholm Denmark (in Danish).
- 6 Regulation 637 from the Danish EPA (1997) regarding quality criteria for environmental measurements conducted by accredited laboratories, certified person, etc.