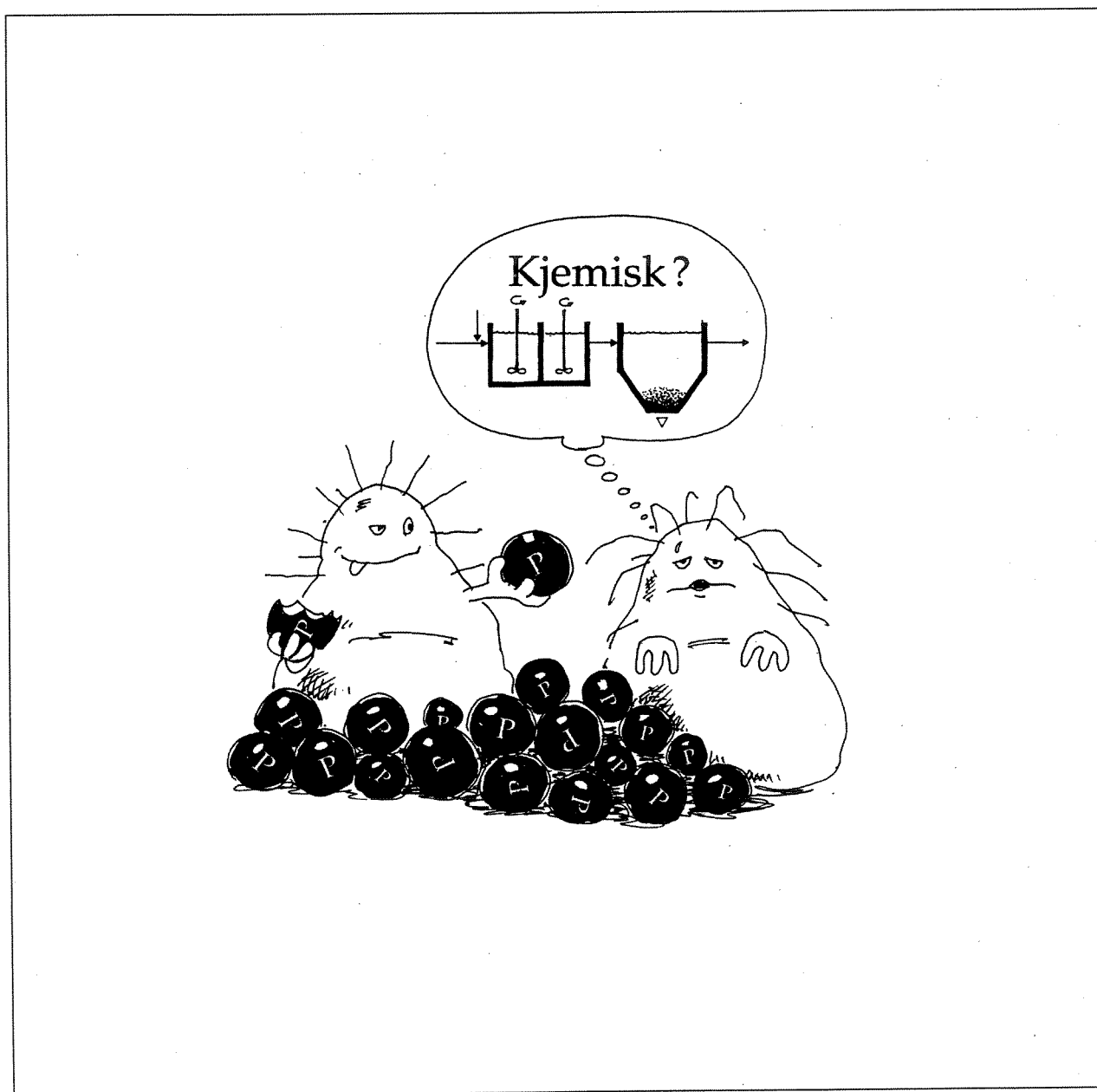



RAPPORT LNR 3455-96

# Biologisk fosfor- og nitrogenfjerning; prosessutforming og styring

Delrapport 1



# NIVA - RAPPORT

Norsk institutt for vannforskning  NIVA

Prosjektnr.: O-94144	Undernr.:
Løpenr.: 3455-96	Begr. distrib.:

<b>Hovedkontor</b> Postboks 173, Kjelsås 0411 Oslo Telefon (47) 22 18 51 00 Telefax (47) 22 18 52 00	<b>Sørlandsavdelingen</b> Televeien 1 4890 Grimstad Telefon (47) 37 04 30 33 Telefax (47) 37 04 45 13	<b>Østlandsavdelingen</b> Rute 866 2312 Ottestad Telefon (47) 62 57 64 00 Telefax (47) 62 57 66 53	<b>Vestlandsavdelingen</b> Thormøhlensgt 55 5008 Bergen Telefon (47) 55 32 56 40 Telefax (47) 55 32 88 33	<b>Akvaplan-NIVA A/S</b> Søndre Tollbugate 3 9000 Tromsø Telefon (47) 77 68 52 80 Telefax (47) 77 68 05 09
--	---	--	---	--

Rapportens tittel: Biologisk fosfor- og nitrogenfjerning; prosessutforming og styring. Delrapport I	Dato: 27.03.1996	Trykket: NIVA 1996
	Faggruppe: Avløpsteknologi	
Forfatter(e): Bjørnar Nordeidet Erik Norgaard Kristin Mørkved Gunnar Fr. Aasgaard	Geografisk område: Aust-Agder	
	Antall sider: 94	Opplag: 100
Oppdragsgiver: Fylkesmannen i Aust-Agder, Miljøvernnavdelingen	Oppdragsg. ref.:	

## Ekstrakt:

Grimstad kommune bygger Norges første renseanlegg som benytter biologiske prosesser til å fjerne både fosfor og nitrogen. RA-Groos vil få status som et forsknings- og undervisningsanlegg. Parallelt med etablering av renseanlegget er prosjektet *Utvikling av norsk kompetanse innen biologisk fosfor- og nitrogenfjerning (bio-P/N)* gjennomført. Prosjektet har i første rekke vært et utredningsprosjekt hvor en gjennom innsamling av litteratur og dokumentasjon/erfaring fra eksisterende utenlandske anlegg har bygget opp en kompetansebase innen bio-P/N anlegg vedrørende anleggsutforming, styringsstrategi og slamforhold. Formidling av resultatene er foretatt ved utgivelse av fagrapporter og artikler samt avholdelse av et fagseminar i forbindelse med åpningen av RA-Groos i november 1995.

Denne delrapporten presenterer ulike prosessutforminger for anlegg med biologisk fosfor- og nitrogenfjerning samt skisserer og vurderer ulike styringsstrategier for slike anlegg. Noen eksempler på eksisterende utenlandske anlegg er også vist.


4 emneord, norske

1. Fosfor- og nitrogenfjerning
2. Biologisk avløpsrensing
3. Prosessutforming
4. Styring

4 emneord, engelske

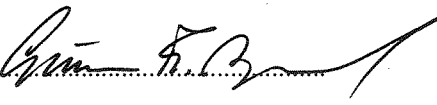
1. Phosphorus and Nitrogen Removal
2. Waste Water Treatment
3. Process Design
4. Process Control

Prosjektleder



Erik Norgaard

For administrasjonen



Gunnar Fr. Aasgaard

ISBN 82-577-2989-2

RAPPORT LNR. 3455-96

**Biologisk fosfor- og nitrogenfjerning;  
prosessutforming og styring**

**Utvikling av norsk kompetanse innen biologisk fosfor- og  
nitrogenfjerning**

**Delrapport I**

## Forord

Grimstad kommune bygger Norges første renseanlegg som benytter biologiske prosesser til å fjerne både fosfor og nitrogen. Miljøverndepartementet har gitt et økonomisk tilskudd til prosjektet på 20,6 millioner kroner. RA-Groos vil få status som et forsknings- og undervisningsanlegg. Kirke-, utdannings- og forskningsdepartementet har gitt Høgskolen i Agder et tilskudd på 4 millioner kroner som bl.a. skal anvendes til etablering av et pilotanlegg etter modell av hovedanlegget i skala 1 : 200.

Parallelt med etablering av Groos renseanlegg er prosjektet *Utvikling av norsk kompetanse innen biologisk fosfor- og nitrogenfjerning* gjennomført. Prosjektet har i første rekke vært et utredningsprosjekt hvor en gjennom innsamling av litteratur og dokumentasjon/erfaring fra eksisterende utenlandske anlegg har bygget opp en kompetansebase innen bio-P/N anlegg vedrørende anleggsutforming, styringsstrategi og slamforhold. Formidling av resultatene er foretatt ved utgivelse av fagrapporter og artikler samt avholdelse av et fagseminar i forbindelse med åpningen av Groos renseanlegg i november 1995.

Norsk institutt for vannforskning (NIVA) har på oppdrag fra miljøvernavdelingen hos Fylkesmannen i Aust-Agder vært ansvarlig for prosjektgjennomføringen. Prosjektmedarbeidere i NIVA har vært:

*Erik Norgaard, prosjektleder*

*Bjørnar Nordeidet*

*Kristin Mørkved*

*Gunnar Fr. Aasgaard.*

Prosjektet har vært fulgt av en styringsgruppe med følgende sammensetning:

*Bjørn Arne Mølland, Miljøvernavdelingen hos Fylkesmannen i Aust-Agder, formann*

*Bjørn Kristian Pedersen, Grimstad kommune*

*Torbjørn Borgeraas og Kjell E. Skaug (fra 29.08.95), Høgskolen i Agder*

*Oddvar Lindholm, Statens forurensningstilsyn*

*Gunnar Fr. Aasgaard, NIVA*

En stor takk rettes til siv.ing. Bengt Göran Hellström, RUST VA-projekt AB, som har deltatt i faglige diskusjoner samt vurdert og gitt kommentarer til rapporten.

Grimstad, 27. mars 1996

Erik Norgaard



# Innhold

Sammendrag .....	5
1. Mikrobiologiske prinsipper for biologisk fosfor- og nitrogenfjerning.....	7
1.1 Bakterier .....	7
1.2 Nitrifikasjon og denitrifikasjon .....	9
1.2.1 Nitrifikasjon.....	9
1.2.2 Denitrifikasjon .....	11
1.3 Biologisk fosforfjerning .....	14
1.4 Oppsummering .....	17
2. Prosessutforming for biologisk fosforfjerning .....	18
2.1 Konvensjonell prosessutforming; historisk utvikling.....	18
2.2 Ringkanaler og alternerende prosesser .....	23
2.2.1 Ringkanal systemer.....	23
2.2.2 Alternerende prosesser.....	24
2.3 Nye trender innen prosessutforming.....	26
2.3.1 Anleggsintern karbon produksjon.....	26
2.3.2 Biologisk sidestrømsprosess .....	27
2.3.3 Biofilmprosesser .....	28
3. Faktorer som påvirker valg av prosessutforming .....	29
3.1 Avløpsvannets sammensetning.....	29
3.1.1 VFA/P- forhold (eller BOF/P-forhold) og BOF/N-forhold .....	29
3.1.2 Tilførsel av nitrat og oksygen til anaerob sone og tilførsel av oksygen til anoksisk sone.....	31
3.1.3 pH/alkalitet.....	31
3.2. Eventuelt nitrogenfjerningskrav .....	31
3.2.1 Ingen krav til nitrogenfjerning .....	32
3.2.2 Krav til nitrifikasjon eller nitrogenfjerning på 50-70 %.....	32
3.2.3 Krav til nitrogenfjerning over 70 %.....	32
3.3 Fosforfjerningskrav .....	33
3.3.1 Lave krav (middel utløp 1-3 mg P/l).....	33
3.3.2 Moderate krav (middel utløp 0,5-1,0 mg P/l) .....	33
3.3.3 Strenge krav ( middel utløp < 0,5 mg P/l) .....	34
3.4 Konklusjon .....	34
4. Eksempler på Bio-P/N anlegg .....	37
4.1 Sør-Afrika.....	37
4.1.1 Goudkoppies renseanlegg, Johannesburg .....	38
4.1.2 Olifantsfontein renseanlegg, Tembisa .....	39
4.2 USA / Canada .....	40
4.2.1 Palmetto renseanlegg, Florida.....	40
4.2.2 East Boulevard renseanlegg, Michigan.....	42
4.3 Sverige .....	43
4.3.1 Öresundverket, Helsingborg kommune .....	43
4.3.2 Sördals renseanlegg, Halmstad kommune .....	45
4.3.3 Staffanstorp renseanlegg.....	49
4.3.4 Ängstorp renseanlegg.....	50
4.4 Danmark .....	51
4.4.1 Melby renseanlæg .....	52
4.4.2 Solrød Renseanlæg.....	53
4.5 Tyskland .....	53

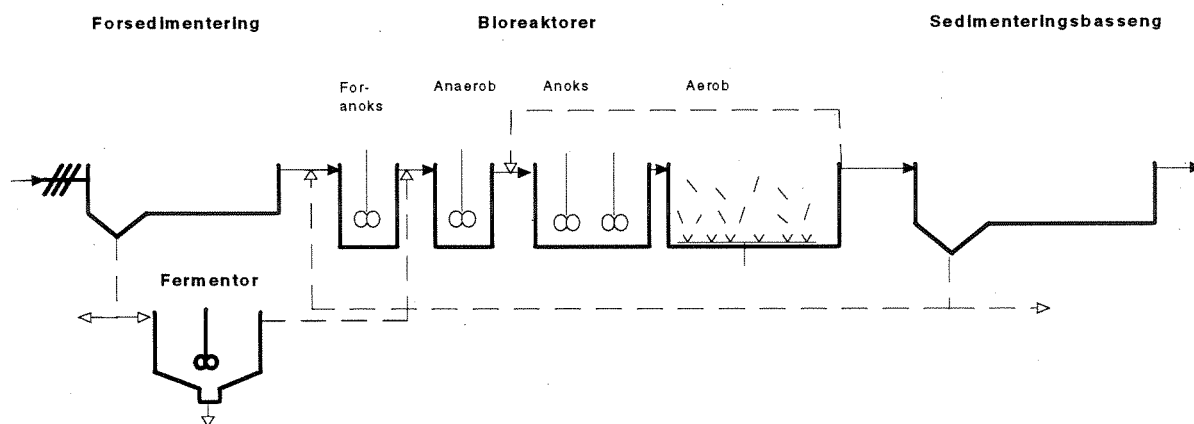
4.5.1 Hildesheim RA.....	54
4.5.2 Husum renseanlegg (kombinert kjemisk - biologisk) .....	55
4.5.3 Ruhleben renseanlegg i Berlin, Tyskland .....	56
4.6 Nederland.....	60
5. Styring av biologiske P/N-fjerningsanlegg .....	62
5.1 Drivkrefter mot økt styring og automatisering .....	62
5.1.1 Strengere krav til utslipp av næringssalter.....	63
5.1.2 Økonomi.....	63
5.1.3 Komplekse renseanlegg .....	63
5.1.4 Modeller, Edb-programmer og sensorer .....	64
5.2 Styringsnivåer.....	64
5.2.1 Nivå 1: Manuell styring med begrenset bruk av on-line instrumenter .....	65
5.2.2 Nivå 2: Manuell styring med aktiv bruk av on-line instrumenter ("off-line styring") .....	65
5.2.3 Nivå 3: On-line styring basert på data fra on-line instrumenter ..	66
5.2.4 Nivå 4: On-line styring basert på data fra on-line instrumenter, verifisert og korrigert ved hjelp av ulike former for Edb-systemer/ modeller .....	66
5.3 Behov for driftsanalyser og muligheter/begrensninger for on-line målinger .....	67
5.3.2 On-line instrumentering .....	70
5.3.3 Oversikt over sensorer .....	71
5.3.4 Status og erfaringer med ulike sensorer for å overvåke sedimenteringstanker .....	71
5.3.5 Status og erfaringer med ulike sensorer for å overvåke og eventuelt styre prosessene.....	71
5.4 Optimaliseringstiltak og tilhørende styringshåndtak.....	72
5.4.1 Utjevning av belastning .....	73
5.4.2 BOF/P- og BOF/N-forhold .....	74
5.4.3 Optimalisere anaerob, anoksisk og aerob volumfordeling .....	75
5.4.4 Slamalder .....	76
5.4.5 Oksygen i aerob(e) sone(r).....	77
5.4.6 Minimalisere nitrat (og oksygen) i anaerob sone.....	78
5.4.7 Optimalisere oppholdstid i anaerob sone.....	79
5.4.8 Back-up/støttedosering av fellingskjemikalie.....	80
5.4.9 Konklusjon.....	80
Referanser.....	86
VEDLEGG .....	91

## Sammendrag

Hovedmålet med avløpsrensingen i Norge har tradisjonelt vært å begrense forsøpling og eutrofiering av innlandsresipienter og indre fjordområder. Fosfor har vært identifisert som viktigste forurensningsparameter. Mekanisk/kjemiske renseanlegg har vært bygget for å møte disse utfordringene og norske fagmiljøer har ligget langt fremme innen kjemisk renseteknologi.

RA-Groos i Grimstad er landets første *biologiske* anlegg for fjerning av såvel fosfor som nitrogen (bio-P/N anlegg). Lokale, regionale og statlige myndigheter har her gått sammen om å etablere et demonstrasjonsanlegg som et alternativ til tradisjonelle renseanlegg basert på kjemisk felling. Med støtte fra Kirke-, utdannings- og forskningsdepartementet vil det også bli drevet systematisk forskning og utvikling i tilknytning til anlegget i årene fremover, i regi av Høgskolen i Agder.

I biologiske renseanlegg utnyttes avløpsvannets egne bakterier til å skaffe rent vann og utnyttbart slam. Bakterier er ørsmå organismer (1-2  $\mu\text{m}$ ) med store tilpasningsegenskaper. RA-Groos består av delprosessene nitrifikasjon, denitrifikasjon og biologisk fosforfjerning. I tillegg er slammet fra forsedimenteringen hydrolysert (oppløst i mindre bestanddeler; til atomer og molekyler) i en fermentor for å øke andelen lett tilgjengelig organisk stoff. Prosessløsningen er vist på figur 1.



Figur 1. Valgt anleggsutforming ved RA-Groos.

Det finnes i dag en rekke prosessutforminger som kan gi biologisk fosforfjerning (bio-P) enten alene eller i kombinasjon med biologisk nitrogenfjerning (bio-P/N). Disse deles gjerne inn i hovedgruppene hovedstrøms- og sidestrøms-prosesser. For hovedstrømsprosesser for bio-P/N fjerning kan forskjellene innbyrdes ofte være marginale. Valg av prosessutforming for bio-P/N anlegg avhenger av svært mange faktorer, ikke minst vil lokale forhold kunne spille en avgjørende rolle (avløpssystem, eksisterende renseanlegg, industritilknytning osv.). De viktigste faktorer som må vurderes ved valg av prosessutforming er:

- Rensekrav (fosfor og eventuelt krav til nitrifisering eller nitrogenfjerning)
- Avløpsvannets sammensetning og variasjon inn til renseanlegget
- Avløpsvannets forventede sammensetning ved innløp til hver sone av de aktuelle biologiske delprosesser

Renseanlegg blir ofte (feilaktig) dimensjonert for situasjoner med stabil kvalitet på avløpsvannet ("steady state"). Samtidig vet vi at avløpsvannets mengde og sammensetning varierer betydelig og at renseprosessene er følsomme for slike variasjoner. Dersom styringen av anlegget ikke tar hensyn til dette vil resultatet bli redusert renseseffekt, dårligere slamkvalitet og økte driftskostnader. Ambisjonsnivået vil imidlertid kunne variere og fire styringsnivåer er omtalt i denne rapporten.

Bio-P/N fjerning krever fokus på langt flere og mer sammensatte optimaliseringstiltak enn hva konvensjonelle aktivslamprosesser eller kjemisk felling gjør. I rapporten gjennomgås noen av de mest aktuelle optimaliseringstiltak og deres tilhørende styringshåndtak (enhet som aktivt styres). I tillegg gis en vurdering av hvilke on-line instrumenter som kan være aktuelle å benytte enten for on-line styring eller som indirekte støtte for driftspersonell.

Hvilke optimaliseringstiltak og tilhørende styringshåndtak som er aktuelle og eventuell prioritering av disse vil variere fra anlegg til anlegg. Faktorer som spiller inn er blant annet anleggets valgte prosessutformingsalternativ (inklusive forbehandling og slambehandling), fleksibilitet i oppbyggingen, dimensjonering av de ulike prosesstrinn, avløpsvannets sammensetning/variasjon, utlippskrav, samt beregnet potensiale for bedret renseseffekt og/eller reduksjon av driftskostnader. Ved nybygging eller oppgradering av renseanlegg er det derfor svært viktig å planlegge også for lang sikt slik at en ikke begrenser fremtidige muligheter for å innføre ytterligere optimaliseringstiltak ved behov.

Med etableringen av RA-Groos har Norge fått et anlegg med tilrettelagte muligheter for å høste nyttige erfaringer og å utføre spennende utviklingsprosjekter innen biologisk fosfor- og nitrogenfjerning.

# 1. Mikrobiologiske prinsipper for biologisk fosfor- og nitrogenfjerning

Valg av optimal prosess og anleggsutforming for renseanlegg med biologisk fjerning av både nitrogen og fosfor må baseres på kunnskap om de aktuelle mikrobielle prosessene som skal etableres i de ulike rensetrinnene i anlegget. Sentrale spørsmål i denne forbindelse vil være hvor effektive de ulike omdannelsesprosessene er og hvilke forhold som vil kunne stimulere eller begrense den mikrobielle aktiviteten.

Kapitlet beskriver de prosessene som er aktive i biologiske fosfor- og nitrogenfjerningsanlegg. I tillegg presenteres mikroorganismene mer inngående, både med hensyn til egenskaper og behov. Av mikroorganismene er det spesielt *bakteriene* som er renseanleggets drivkraft og som forholdene må legges til rette for, dersom rensekrav og god slamkvalitet skal oppnås.

## 1.1 Bakterier

Bakterier er mikroorganismer som kun kan observeres i mikroskop. Bakterier har et meget variert "kosthold", men normalt deler vi bakteriene inn i to hovedklasser med hensyn på valg av "mat"; *kjemo-heterotrofe* og *kjemo-autotrofe*.

- Kjemo-heterotrofe bakterier "spiser" *organiske* forbindelser. I renseanlegget vil bakteriernes mat normalt bestå av små, enkle organiske molekyler. Bakterier er imidlertid ikke avhengige av at avløpsvannet kun inneholder lett nedbrytbare forbindelser. Blant de kjemo-heterotrofe bakteriene finnes det mange arter som kan bryte ned komplekse organiske molekyler.
- Kjemo-*autotrofe* bakterier nytter karbondioksid ( $\text{CO}_2$ ) som karbonkilde. I miljøer med mye organiske forbindelser, vil disse bakteriene ha store problemer med å konkurrere med de kjemo-heterotrofe bakteriene. Kjemo-autotrofe bakterier vil normalt være avhengige av at oksygen er til stede i miljøet.

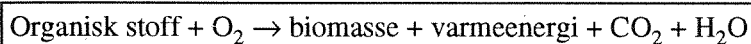
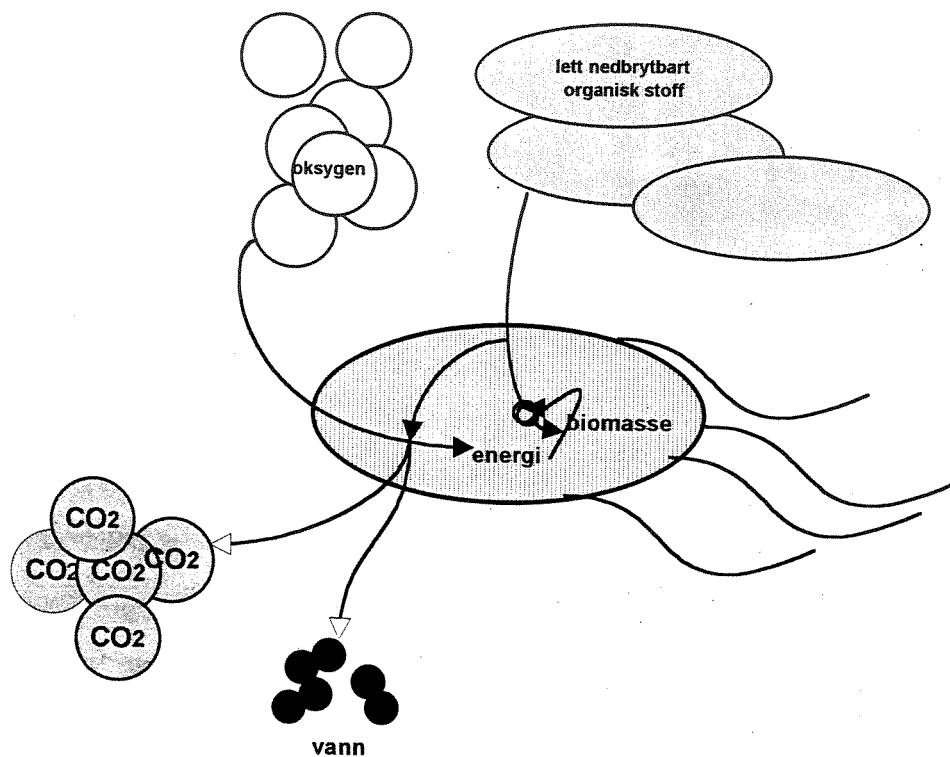
Biologiske renseanlegg vil domineres av heterotrofe bakterier. Disse er robuste og konkurransesterke.

Bakterier kan tilpasse seg de aller fleste miljøer. I et renseanlegg vil bakteriene hele tiden utsettes for et *seleksjonspress* fra miljøet rundt. Det er muligheten for å kunne legge forholdene til rette for seleksjon av spesielt ønskede bakterier som ligger til grunn for valg av ulike anleggsutforminger.

Under aerob omdanning skaffer bakteriene seg energi gjennom å bruke molekylært oksygen ( $\text{O}_2$ ) til å oksydere organisk materiale til kulldioksid, vann og diverse næringssalter som nitrogen (N), fosfor (P) og svovel (S). Samtidig bygges en del av det organiske materialet og næringssaltene inn i ny biomasse.

Normalt utbytte ved aerob omsetning er omtrent 0,3 kg biomasse/kg KOF.

Figur 2 viser stoff-flyten ved aerob omdanning i en heterotrof modellbakterie.



Figur 2. Aerob omdanning av organisk stoff i avløpsvann.

Det er mange fysiske og kjemiske miljøfaktorer som påvirker aerob heterotrof omdanning av organisk stoff. De viktigste er:

- Temperatur: Helst > 6°C
- Tilstedeværelse av oksygen: Normalt > 1 mg/l (avhenger av belastning og sted i prosesslinje)
- pH: Helst 6,5 < pH < 8,5
- Tilstedeværelse av giftstoffer: Bør unngå organiske miljøgifter, tungmetaller og surfaktanter
- Næringssaltkonsentrasjoner: Tommelfingerregel: C : N : P (BOF:N:P)=100 : 5 : 1

## 1.2 Nitrifikasjon og denitrifikasjon

For å bryte ned og omdanne organisk materiale trenger bakterier næringssalter. Dersom man kjenner til den kjemiske sammensetningen av bakteriene er det mulig å beregne næringssaltbehovet ved hjelp av massebalanser. Tabell 1 viser innhold av karbon, nitrogen, fosfor, svovel og jern (Fe) i heterotrofe bakterier.

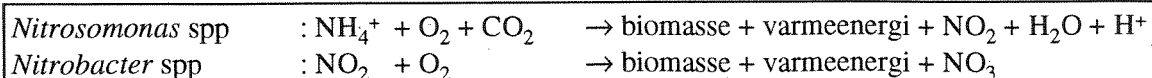
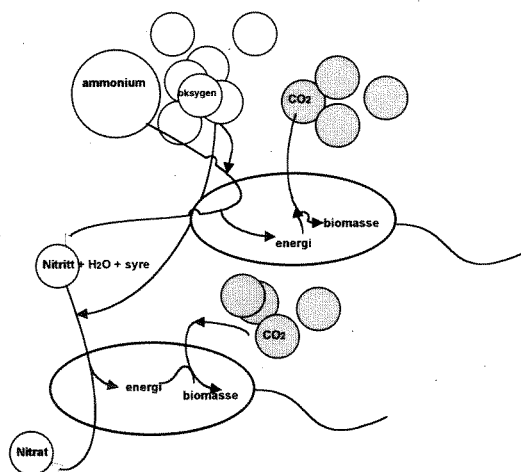
Tabell 1. Kjemisk sammensetning av aerobe heterotrofe bakterier (Henze et al., 1992).

Grunnstoff	g/kg VSS	g/kg KOF
Karbon	400 - 600	300 - 400
Nitrogen	80 - 120	55 - 85
Fosfor	10 - 20	7 - 18
Svovel	5 - 15	4 - 11
Jern	5 - 15	4 - 11

Bakterier inneholder som angitt i tabellen mye nitrogen. Produksjon av bioslam vil således kunne fjerne anseelige mengder med dette gjødselsstoffet fra omgivelsene. Mengden som kan fjernes på denne måten er naturlig nok begrenset av celleveksten, som i sin tur avhenger av mengde og kvalitet på tilgjengelig karbonkilde i avløpsvannet.

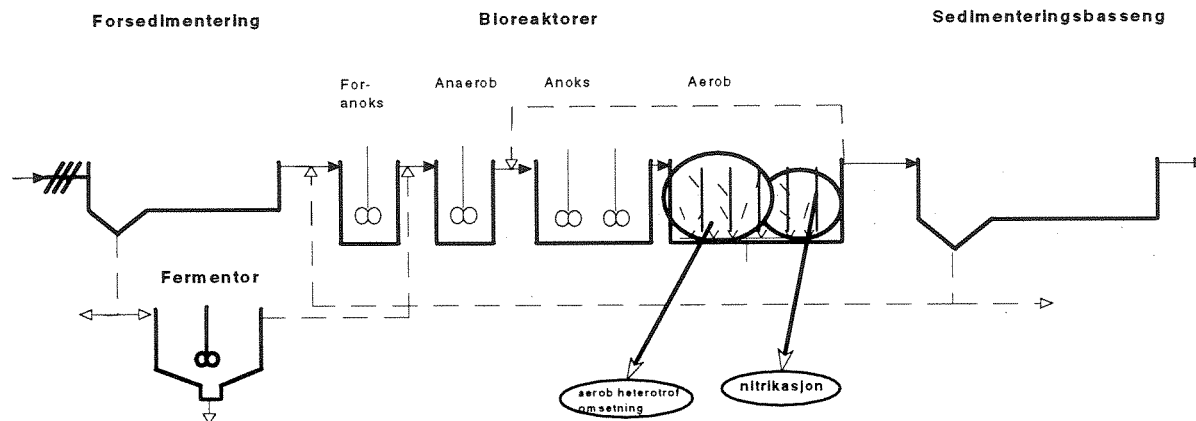
### 1.2.1 Nitrifikasjon

Nitrifikasjon er mikrobiell oksidasjon av ammonium til nitrat. Nitrifikasjonen skjer i to trinn med to helt forskjellige typer mikroorganismer involvert i hvert sitt trinn (fig. 3). Først oksyderes ammonium til nitritt ( $\text{NH}_4^+ \rightarrow \text{NO}_2^-$ ) og deretter oksyderes nitritt videre til nitrat ( $\text{NO}_2^- \rightarrow \text{NO}_3^-$ ). *Nitrosomonas* spp. og *Nitrobacter* spp. er de to vanligste bakterietypene involvert i disse prosessene.



Figur 3. Rollen til *Nitrosomonas* spp. og *Nitrobacter* spp i nitrifikasjon.

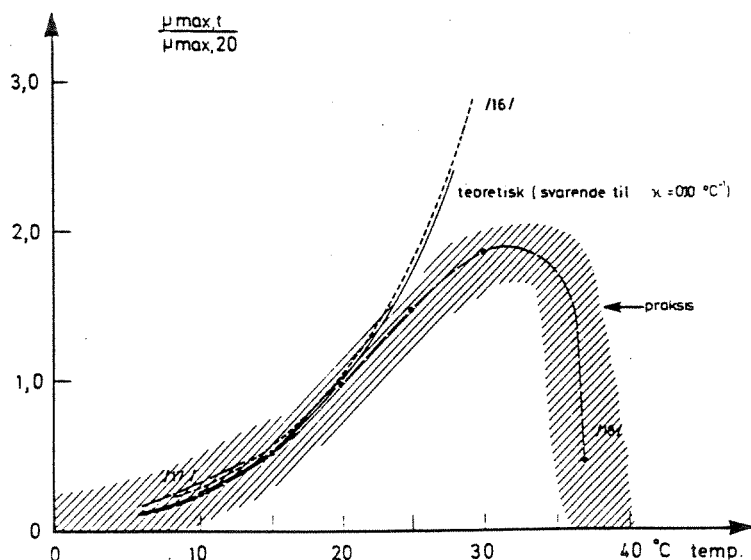
I rensanlegg utformet som stempelstrømsanlegg, vil aktiviteten av nitrifiserende bakterier og heterotrofe aerobe bakterier kunne plasseres som vist i figur 4.



Figur 4. Aerob heterotrof omsetning og nitrifikasjon i rensanlegget på Groos.

Nitrifikasjonsprosessen fører til dannelse av hydrogenioner. Dette kan gi problemer i avløpsvann som er dårlig bufret. Nitrifiserende bakterier er lite konkurransedyktige i miljøer hvor det er mye lett nedbrytbart organisk stoff tilstede. For at forholdene skal ligge godt til rette for nitrifikasjon bør slambelastningen derfor være lav. Flere faktorer i avløpsvannet vil påvirke nitrifikasjonen:

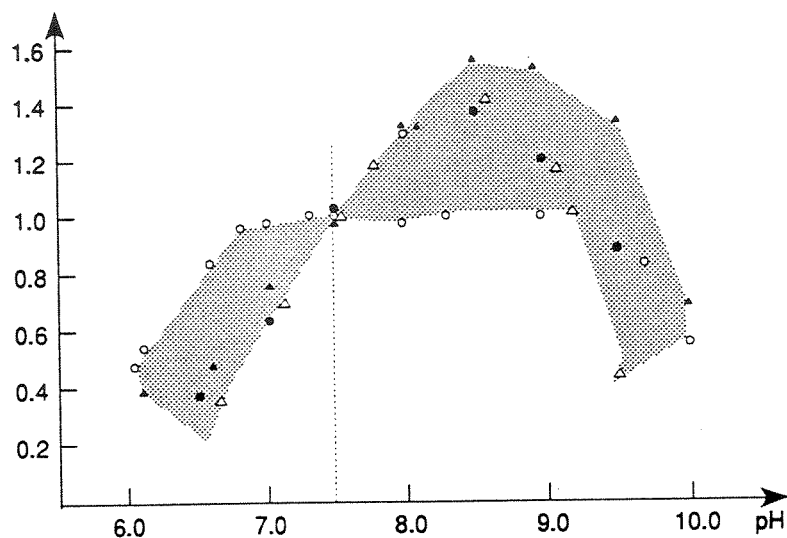
- oksygen:  $> 2 \text{ mg O}_2/\text{l}$  (avhenger av belastning og ønsket nitrifikasjonsgrad)
- temperatur: optimumstemperatur  $30^\circ \text{C}$  (figur 5); helst  $> 10^\circ \text{C}$



Figur 5. Temperaturens innvirkning på nitrifikasjonsprosessene i aktivslamanlegg (Henze et al., 1992).

- pH:  $7,5 < \text{pH} < 8,5$  (figur 6).



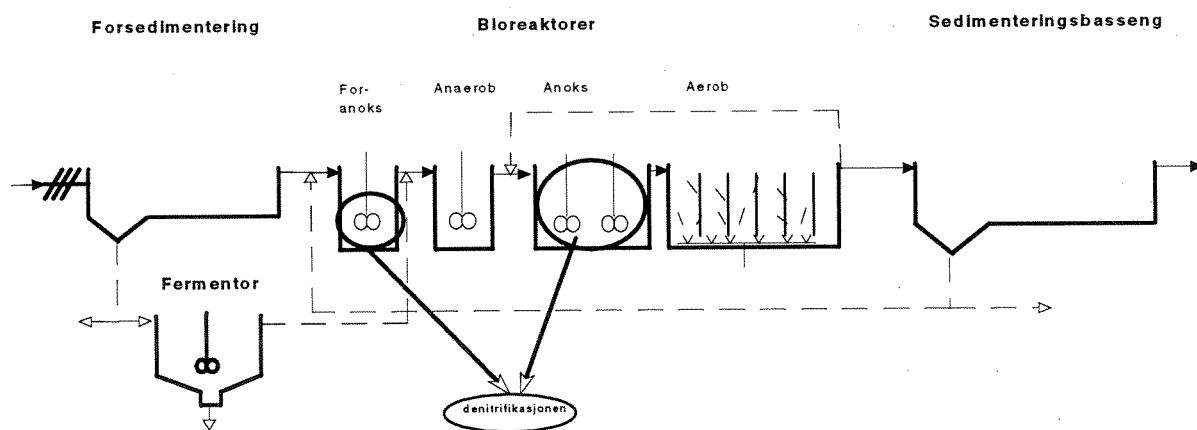


Figur 6. Nitrifikasjon som funksjon av pH (Henze et al., 1992).

- Organisk stoff: Slambelastning < 0,15 g BOF<sub>7</sub>/g FSS \* døgnet

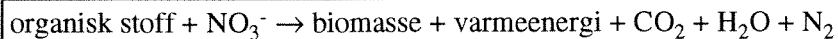
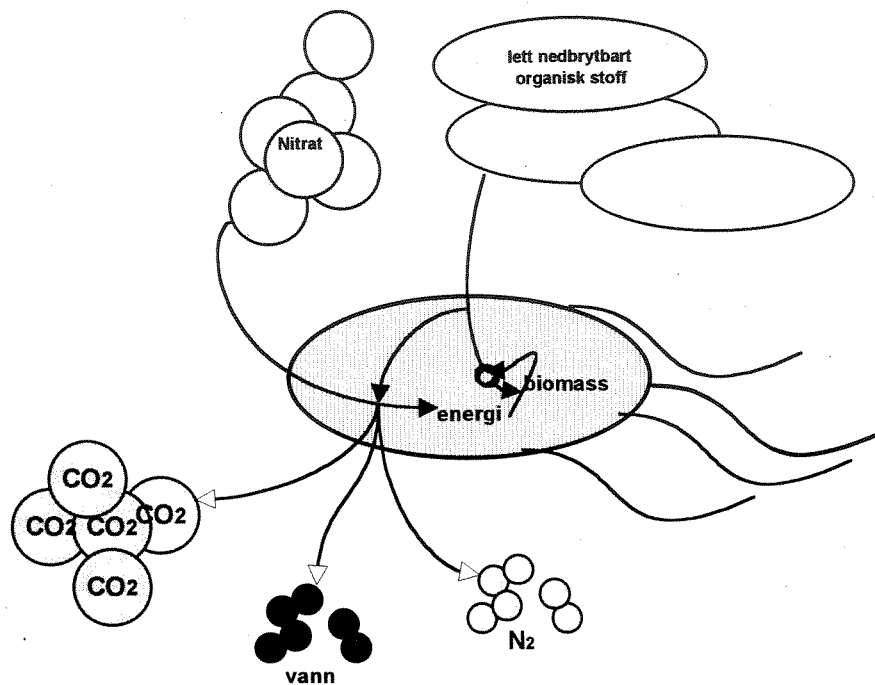
## 1.2.2 Denitrifikasjon

Mikrobiell reduksjon av nitrat til molekylært nitrogen ( $\text{NO}_3^- \Rightarrow \text{N}_2$ ) kalles denitrifikasjon. Siden  $\text{N}_2$  har lav vannløselighet vil den unnslippe rensanlegget til atmosfæren. Anleggsutformingen ved RA-Groos legger opp til denitrifikasjon i to deler av prosesslinjen som vist i figur 7 under.



Figur 7. Denitrifikasjon i RA-Groos.

Denitrifiserende bakterier tilhører en hel rekke forskjellige grupper. Stort sett er dette bakterier som helst bruker molekylært oksygen som oksidasjonsmiddel. Når konsentrasjonen av oppløst molekylært oksygen synker under et visst nivå, gjør disse bakteriene de forandringer som må til for å drive denitrifikasjon. Stoff-flyten gjennom en denitrifiserende bakterie er vist i figur 8.

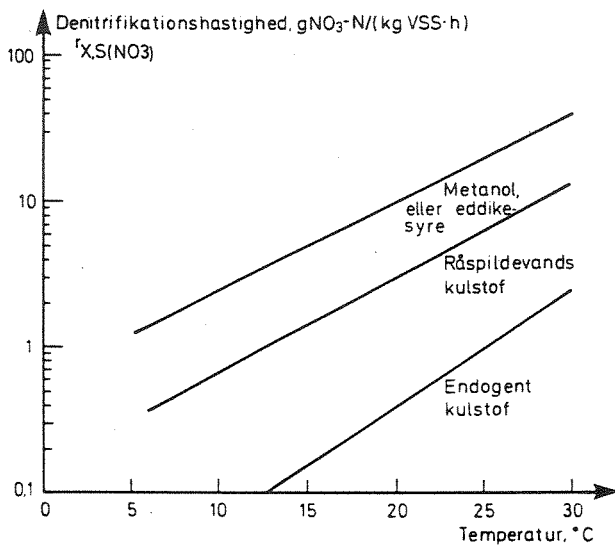


Figur 8. Stoff-flyten ved denitrifikasjon.

Faktorer som innvirker på denitrifikasjonsprosessen:

- temperatur: helst  $> 6^{\circ}\text{C}$  (dimensjonerende kriterium)
  - molekylært oksygen:  $< 1 \text{ mg DO/l}$
  - kvalitet og konsentrasjon av organisk stoff:  $8\text{-}9 \text{ mg KOF/mg NO}_3^- \text{-N}$
- Denitrifiserende bakterier er avhengige av å ha lett nedbrytbare organiske forbindelser tilgjengelig for å være effektive ved de hydrauliske oppholdstidene (HRT) som er aktuelle i renseanlegg. Avløpsvannet kan i seg selv være en god karbonkilde, men ofte må ytre karbonkilder doseres til prosessen.

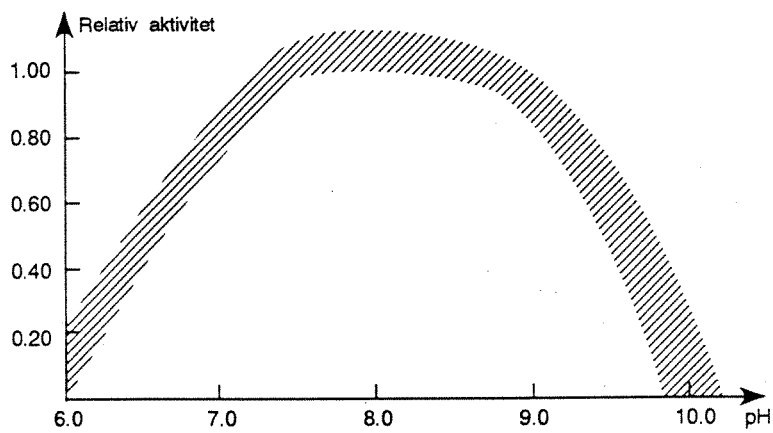
I figur 9 vises sammenhengen mellom karbonkilde, temperatur og spesifikk denitrifikasjonshastighet.



Figur 9. Sammenheng mellom spesifikk denitrifikasjonshastighet, karbonkilde og temperatur (Henze et al., 1992).

- pH:  $7,0 < \text{pH} < 9,0$

Figur 10 viser denitrifikasjon som funksjon av pH.



Figur 10. Denitrifikasjon som funksjon av pH (Henze et al., 1992).

### 1.3 Biologisk fosforfjerning

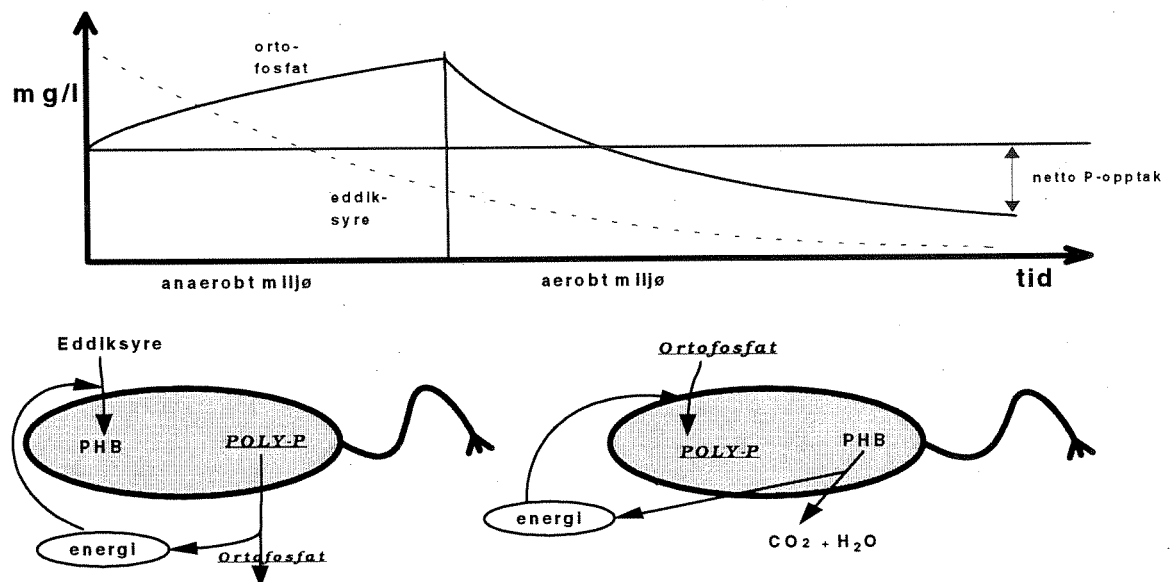
Fosfor er et sentralt næringsstoff for alle levende organismer. En vanlig bakterie inneholder 1-2% fosfor (% av TS). Bakterier kan normalt ikke ta opp organiske fosforforbindelser, men er avhengig av at fosfor foreligger løst og på ioneform som ortofosfat ( $\text{PO}_4^{3-}$ ).

Ved biologisk fosforfjerning i rensanlegg (bio-P anlegg) økes rensgraden ved at bakterier tar opp fosfor i overskudd. Bakterier som kan akkumulere fosfor intracellulært på denne måten kalles for *poly-P bakterier*.

Med opptak av fosfor i overskudd må forstås at bakteriene tar opp mer fosfor enn det som er nødvendig for syntese av de normale fosforholdige celledmolekylene; bla. fosfolipider og DNA. Fosfor som inngår i dette "luksusopptaket" lagres i lange fosforkjeder (*polyfosfater*) som kan observeres som små svarte partikler i fargede preparater under lysmikroskop.

Poly-P-bakterier tar opp fosforen under aerobe forhold, akkumulerer den som polyfosfat for så å skille fosforen ut igjen under anaerobe forhold. Polyfosfatene tjener som energikilde når bakteriene vokser under anaerobe forhold (Wentzel, 1988).

Figur 11 viser utlekking og opptak av fosfor som funksjon av oksygenforholdene i avløpsvannet.



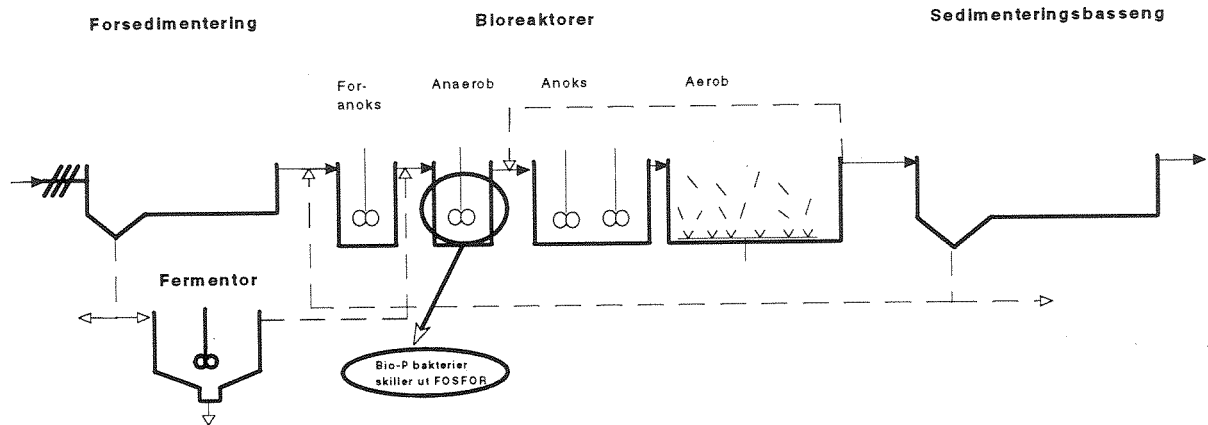
Figur 11. Fosforflyt ut og inn av bakteriecellen som funksjon av miljø.

*Poly-P* : polyfosfater

*PHB* : poly- $\beta$ -hydroksy

Etablering av et anaerobt trinn i forkant av de luftede bassengene er derfor funnet å være helt nødvendig for å få til bio-P fjerning. Det anaerobe trinnet kalles en *selektor* fordi det legger forholdene til rette for en type bakterier som vil være aktive både med og uten oksygen tilstede.

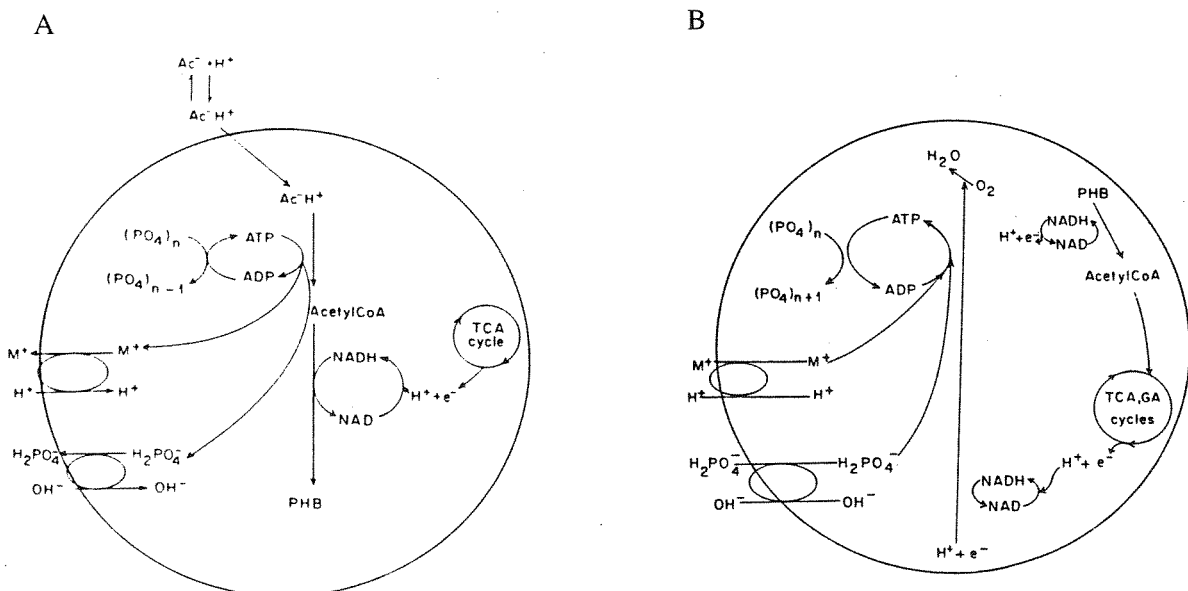
I figur 12 under er selektoren med fosforutskilling tegnet inn i RA-Groos.



Figur 12. Utløsning av fosfor i det anaerobe trinnet ved RA-Groos.

Under anaerobe betingelser tar poly-P bakterier opp korte fettsyrer, spesielt *eddiksyre* og omdanner disse til polyfettsyrer (opplagsnæring). Polyfettsyrene inngår som karbon- og energikilder i aerobt miljø. Polyfosfatene er energikilden som driver dette opptaket.

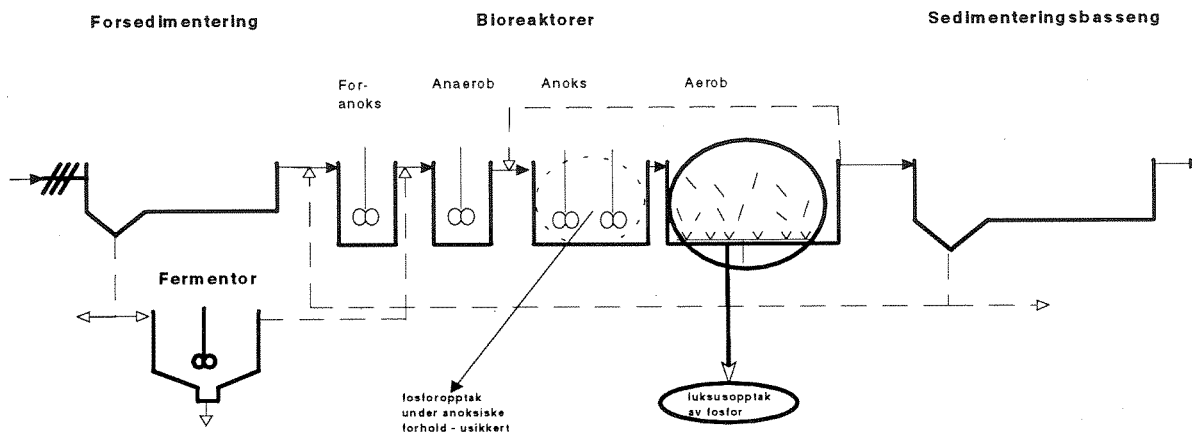
Figur 13 gir en skjematisk fremstilling av Wentzels biokjemiske modell som forklarer prosessene som er aktive i et bio-P slam. Ved anaerobe forhold dannes molekylet adenosintrifosfat (ATP) ved at ortofosfat overføres fra poly-P bakteriens polyfosfatlager til molekylet adenosindifosfat (ADP). ATP er den kjemiske energibæreren i alle biologiske celler. Ved hydrolyse av ATP til ADP frigis energi som kan benyttes til ulike formål. I poly-P bakterier benyttes mesteparten av ATP som dannes til å aktivere eddiksyre for produksjon av opplagsnæring i form av poly- $\beta$ -hydroksybutyrat; PHB). Produksjon av PHB fra eddiksyre er en reduksjonsreaksjon som krever et reduksjonsmiddel. Poly-P bakterier benytter nikotinamidadenindinukleorid (NADH) som reduksjonsmiddel. NADH dannes fra Trikarboksylsyresyklus (TCA-syklus) som primært anses å være den aerobe måten å produsere energi på. Når NADH kan brukes til reduksjon av fettsyrer er imidlertid Wentzels teori at TCA-syklus også kan drives anaerobt.



Figur 13. Wentzels biokjemiske modell som forklarer prinsippene ved bio-P prosessene i anaerobt og aerobt miljø (Wentzel et al., 1991). A: anaerobt miljø, B: aerobt miljø

I mange anleggsutforminger inngår også egne *surningstanker* (fermentorer) der fettsyrene dannes gjennom *hydrolyse* av og anaerob omdanning av mekanisk slam fra forsedimenteringsbassengene. Surningstanken etableres for å sikre en stabil fettsyreproduksjon og derigjennom optimale forhold for fosforakkumulering i aerobt trinn.

Figur 14 viser hvor fosforakkumuleringen vil foregå i RA-Groos.



Figur 14. Akkumulering av fosfor i RA-Groos.

I bio-P anlegg vil det i tillegg til fosforakkumulering også foregå en "biologisk stimulert kjemisk felling". Ortofosfat som løses ut i den anaerobe selektoren reagerer med metaller i avløpsvannet, bl.a. kalsium (Ca), magnesium (Mg), og kalium (K). Disse metallene kan karakteriseres som "biologiske" og fungerer i spesielle transportsystemer som er aktive parallelt med transport av ortofosfat ut av cellene. Avløpsvannets innhold av magnesium kan i helt spesielle tilfeller være så lavt at biologisk felling begrenses.

Andre normale "fellingsmetaller" i avløpsvannet kan forøvrig være jern og aluminium (Al).

Poly-P bakterienes krav til miljøet er relativt likt det som aerobe heterotrofe og denitrifiserende bakterier har. For å få til fosforakkumulering er det videre spesielle krav til sammensetningen av avløpsvannet inn på den anaerobe selektoren, bl.a. krav til lave konsentrasjoner av nitrat. Grunnen til dette kravet er at denitrifiserende bakterier vil konkurrere om lett nedbrytbart organisk stoff i selektoren som ellers ville gått til fettsyreproduksjon. En annen forklaring er at denitrifiserende bakterier konkurrerer om fettsyrer i selektoren. Denne forklaringen går ut fra at poly-P bakterier ikke er denitrifiserende.

Krav til andre sentrale miljøfaktorer er:

- pH:  $6 < \text{pH} < 8,5$
  - Temperatur:  $> 6^{\circ}\text{C}$
- Temperaturer mellom 20 og 30 °C er optimale for bio-P fjerning, men prosessene fungerer utmerket også ved temperaturer under 10 °C.

## 1.4 Oppsummering

Tabell 2 gir en kort oppsummering over biologiske prosesser i et bio-P/N-anlegg.

Tabell 2. Noen tommelfingerkrav som biologiske prosesser setter til kvaliteten i avløpsvannet

Prosess	Karbonkilde (Mat)	Energikilde	pH	Temperatur (bør overstige, omsetningen synker drastisk under oppgitt temperatur)	Krav til avløpsvann
Heterotrof vekst	Organiske forbindelser	Reduserte organiske forbindelser	$7 \pm 1$	$> 6^{\circ}\text{C}$	C:N:P >100:5:1
Nitrifikasjon	$\text{CO}_2$ ( $\text{HCO}_3^-/\text{CO}_3^{2-}$ )	$\text{NH}_4^+/\text{NO}_2^-$	6,5-8,5	$> 10^{\circ}\text{C}$	< 15 mg BOF <sub>7</sub> /l > 2 mg O <sub>2</sub> /l
Denitrifikasjon	Lett nedbrytbare organiske forbindelser	Reduserte organiske forbindelser	$7 \pm 1$	$> 6^{\circ}\text{C}$	< 1 mg O <sub>2</sub> /l Lett nedbrytbart organisk stoff
Bio-P (anaerob fase)	Korte flyktige fettsyrer: Eddiksyre	polyfosfater (dannet aerobt)	6 - 7,5	$> 6^{\circ}\text{C}$	minimalt med nitrat eddiksyre til stede
Bio-P (aerob fase)	Opplagsnæring	polyfettsyrer (dannet anaerobt)	6,5 - 8,5	$> 6^{\circ}\text{C}$	

<sup>1</sup> Generelt gjelder at avløpsvannet ikke må inneholde giftstoffer, at temperatur ikke svinger hurtig og at støtbelastninger ikke må forekomme.

## 2. Prosessutforming for biologisk fosforfjerning

Det finnes i dag en rekke ulike prosesskonfigurasjoner som kan gi biologisk fosforfjerning (bio-P) enten alene eller i kombinasjon med biologisk nitrogenfjerning (bio-P/N). Et mangfold av prosessnavn er gitt i litteraturen og kan av og til virke forvirrende, da det kan være ørsmå forskjeller mellom enkelte utforminger. Variasjonsbredden i prosessbetegnelser kan delvis forklares med naturlig teknologiutvikling i takt med økt forståelse av prosessene som er aktive ved biologisk fosforfjerning.

Også konkurranseforhold og uoverensstemmelser i forbindelse med opphavsrettigheter og patenter har skapt en del overlapping av prosessnavn.

Vi skal kort gå igjennom utviklingstrekkene for konvensjonelle aktivslamutforminger. Vi omtaler også utforminger basert på alternerende prosesser og vil til slutt nevne noen av de nyere trendene innen prosessutforming.

### 2.1 Konvensjonell prosessutforming; historisk utvikling

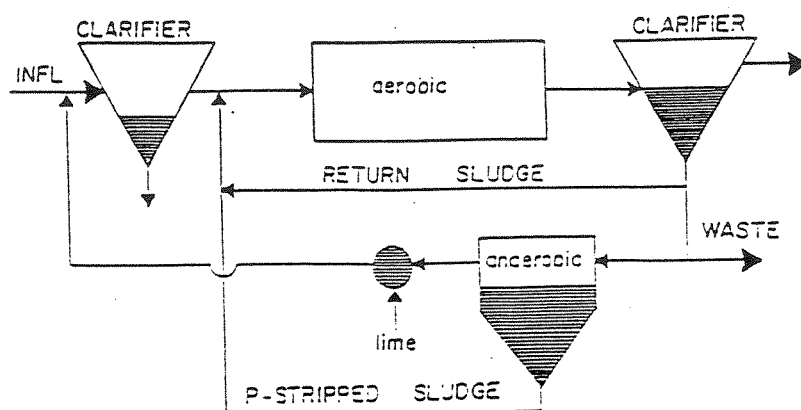
Historisk har utviklingen av konfigurasjoner for bio-P vært styrt av følgende erkjennelser (observasjoner):

- Høy fosforfjerning (utover normalt celleinnhold) observeres i labskala og en del fullskala anlegg.
- Slik fjerning krever en anaerob sone i forkant av en aerob sone.
- Absolutt anaerobe betingelser er nødvendig, dvs. at f.eks. nitrattilførsel må begrenses.
- Tilgang på lett nedbrytbart (lett tilgjengelig) organisk stoff i den anaerobe sonen er avgjørende.

Fra siste halvdel av 50-årene og begynnelsen av 60-årene er det flere henvisninger til at slam fra renseanlegg med god lufting viser evne til fosforopptak utover behovet for cellevekst (Greenburg et al., 1955, Srinath et al., 1959, Alarcon, 1961). Også slammets evne til fosforfrigjøring under anaerobe forhold ble påvist (Levin og Shapiro, 1965). De mikrobiologiske mekanismer bak observasjonene kunne imidlertid ikke forklares, bl.a. ble ikke sammenhengen mellom frigjøring av fosfor og opptak av flyktige fettsyrer (VFA = Volatile Fatty Acids) forstått.

At et forhøyet fosforopptak i aktivslammet krevde at det passerte en anaerob sone, ble imidlertid anerkjent. Når disse observasjonene skulle utnyttes i en kommersiell prosess ble derfor fosforfrigjøringen kontrollert ved å la en delstrøm av aktivslammet passere en anaerob tank. Slammet ble returnert til hovedstrømmen, mens vannstrømmen gjennomgikk kjemisk felling (med kalk) for å fjerne fosforet før retur til innløpet (fig. 15). Fosforet ble dermed tatt ut fra anlegget i form av et kjemisk, ikke et biologisk slam. Denne første "bio-P" prosessen, som ble kalt Phostrip, var dermed basert på *sidestrømsprinsippet*. Det vil si at fosforfjerningen foregår i en sidestrøm, ikke i anleggets hovedvannstrøm.



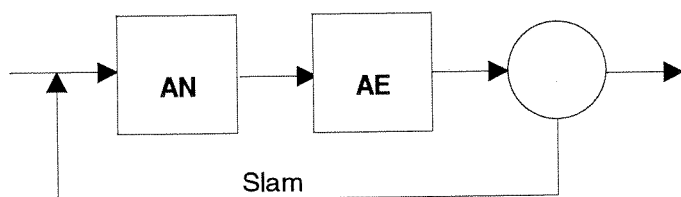


Figur 15. Phostrip-prosessen

I siste halvdel av 60-årene og begynnelsen av 70-årene ble det rapportert god fosforfjerning fra flere fullskala anlegg (Vacker et al., 1967. Milbury et al., 1971). Disse anleggene var alle kjennetegnet av lange, smale basseng og høy belastning. Dette medførte hhv. til gode forhold for stempel strøm og variasjon i  $O_2$ -konsentrasjon over bassengets lengderetning (fra ned mot null på innløp og stigende mot utløp), samt fravær av nitrifikasjon.

Ved publisering av disse observasjonene kom det til en del diskusjon om hvorvidt fosforreduksjon skyldtes biologiske mekanismer eller en naturlig induisert kjemisk felling. Fellingsteorien ble vurdert som mest sannsynlig (Menar og Jenkins, 1969). I den etterfølgende tiden fikk imidlertid denne forklaring liten oppmerksomhet ettersom forståelsen for de biologiske prosessene økte. I de senere år har imidlertid kunnskapen om naturlig induisert fosforfelling igjen kommet mer i fokus og det antas at slike mekanismer kan bidra til en betydelig fosforreduksjon under gitte forhold (Arvin, 1985).

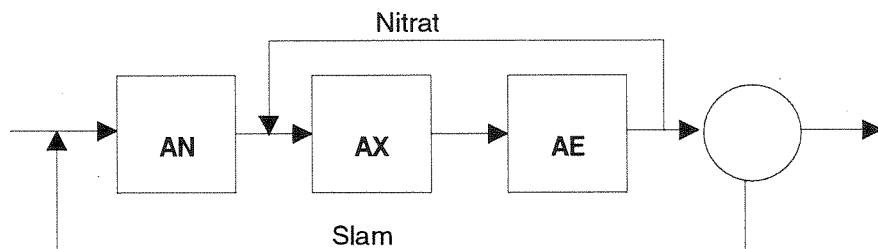
Betingelsen for biologisk fosforfjerning ble gradvis bedre dokumentert og på begynnelsen av 70-tallet ble betydningen av en anaerob sone før en aerob klar (Barnard, 1974, 1976). Dette prinsippet ble utnyttet i Phoredox prosessen (fig 16). Etter utprøving i pilotskala ble Phoredox implementert i fullskala ved flere anlegg i Sør-Afrika i siste halvdel av 70-tallet (Nicholls, 1975, Venter et al., 1978, Osborn og Nicholls, 1977). Prosessen ble senere patentert i USA av firmaet Air Products under navnet A/O (anoxic/aerobic).



Figur 16. Phoredox prosessen (eller A/O prosessen).

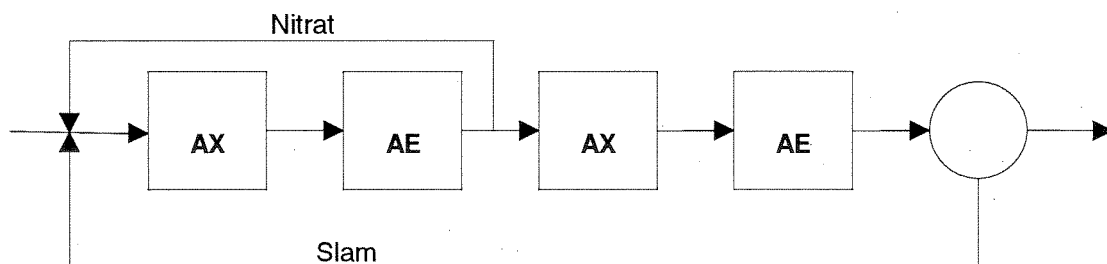
Phoredox prosessen er innrettet på ren fosforfjerning. Ved å kombinere Phoredox med en vanlig konfigurasjon for fordenitrifikasjon kan både biologisk nitrogen- og fosforfjerning oppnås. Denne konfigurasjonen kan kalles en 3-trinns Phoredox (fig.17), og ble i 1974 satt i fullskala drift ved

Klerksdorp rensanlegg i Sør-Afrika. I USA ble prosessen patentert under navnet A<sup>2</sup>/O (anaerobic/anoxic/aerobic).



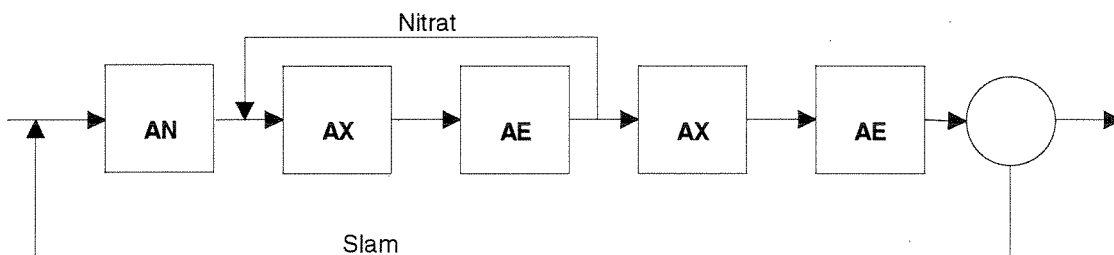
Figur 17. 3-trinns Phoredox prosess (eller A<sup>2</sup>/O prosessen).

For å senke utløpsverdien av nitrogen (og dermed forbedre rensresultatet) i forhold til konvensjonelle fordenitrifikasjonsutforminger, utviklet Barnard den såkalte Bardenpho konfigurasjonen (fig. 18) (Barnard, 1973). Ved å inkludere den andre anoksiske sonen økte denitrifikasjonsgraden og muliggjorde lavere utløpskonsentrasjon. Den siste aerobe sonen sørger for polering og oksygenering av utløpet.

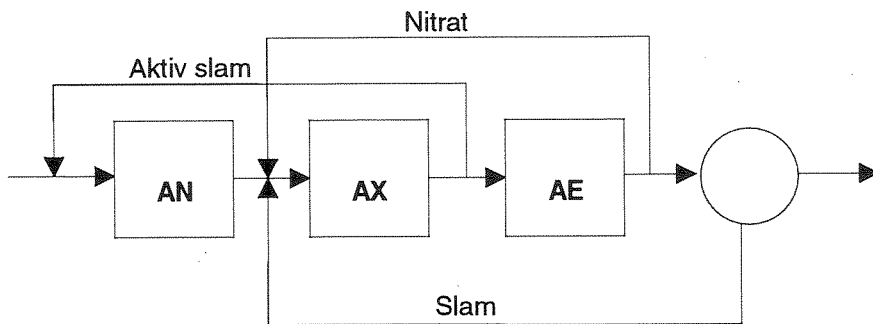


Figur 18. Bardenpho prosessen.

På samme måte som konvensjonell fordenitrifikasjon ble bygget ut med en anaerob sone for å klare fosforfjerning, ble også Bardenpho og Phoredox konfigurasjonene kombinert (fig 19). Prosessen som kalles 5-trinns modifisert Bardenpho ble satt i drift i Goudkoppies rensanlegg i Sør-Afrika i 1978 (Randall et al., 1992).

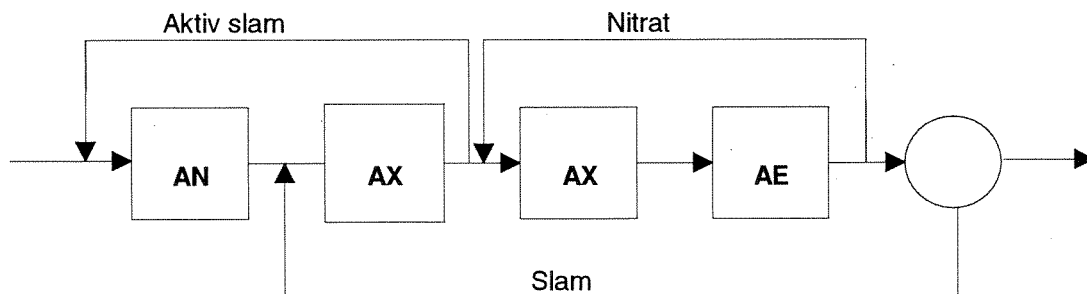


Figur 19. 5-trinns Bardenpho prosess.



Figur 20. UCT prosessen.

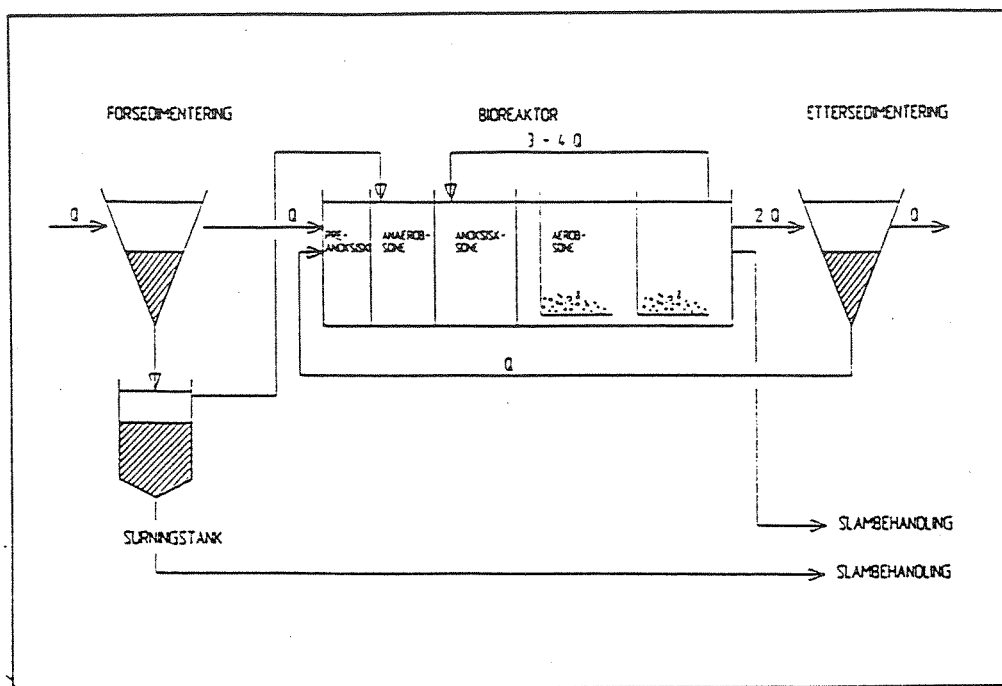
UCT prosessen ble modifisert ved å dele den anoksiske reaktoren og ytterligere manipulere returstrømmene (fig 21). Dermed ble beskyttelsen mot nitratretur ytterligere forbedret.



Figur 21. Modifisert UCT prosess.

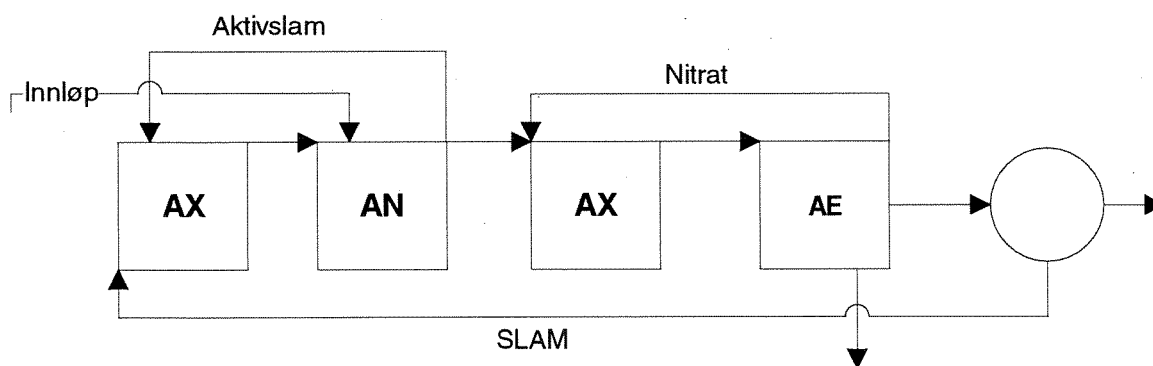
Denne modifiserte UCT prosessen ble testet og tilpasset ved et større forsøk i USA (Daigger et al., 1987) og ble senere patentert under navnet VIP prosessen. Denne utformingen er i hovedtrekk lik UCT, men skiller seg fra denne på to punkter. Hver reaktor er gjerne delt opp i flere kammer i serie og prosessen er vanligvis høyere belastet (lavere slamalder) (Sedlak, 1991).

Økende kunnskaper om mekanismer for bio-P førte til forståelse for betydningen av tilgang på lett nedbrytbart organisk stoff i form av flyktige fettsyrer (VFA) i anaerob sone. For å utvide bruksområdet for bio-P og ellers for å sikre mer stabil drift, ble det avgjørende å finne metoder for å produsere VFA på rensenanlegget. Dermed kom man fram til konseptet med fermentering av slam fra forsedimenteringen eller eventuelt fra biotrinnet. Fermentering (gjæring) produserer lett nedbrytbart organisk stoff, deriblant fettsyrer, gjennom hydrolyse. Fettsyrene returneres til anaerob sone og tas opp av poly-P bakteriene (jfr. kapittel 1.3). En slik løsning er særlig aktuell der man forventer tynt avløpsvann (lave konsentrasjoner) og vil inngå som en del av utbyggingen av RA-Groos i Grimstad, se figur 22. Anleggsintern produksjon av VFA ved hjelp av fermentering vil bli nærmere diskutert senere i dette kapitlet.



Figur 22. Prosessløsning med fermentering av forsedimenteringslam. Konsept for RA-Groos, Grimstad.

Også ved utbygging av stort nytt trinn ved rensanlegget i Johannesburg benyttes hydrolyse av forsedimentert slam. Dette anlegget er bygget etter et prinsipp kalt Johannesburg-prosessen (fig. 23) hvor det legges vekt på å unngå nitratretur til anaerob sone (Pitman, 1992, Asplan VIAK, 1994).



Figur 23. Johannesburg-prosessen.

Prosessutviklingen skissert over viser hvordan økende forståelse av mekanismene bak biologisk fosforfjerning stadig har ledet til nye modifikasjoner og anleggsutforminger. Utviklingen har ikke vært begrenset til de konfigurasjoner som er omtalt over. Ikke minst på 80-tallet foregikk et betydelig arbeid som viste at bio-P og bio-P/N kunne oppnås i en rekke prosessutforminger. Nedenfor vil vi omtale noen hovedgrupper av utforminger ut over den mer konvensjonelle aktivslam konfigurasjonen som er beskrevet.

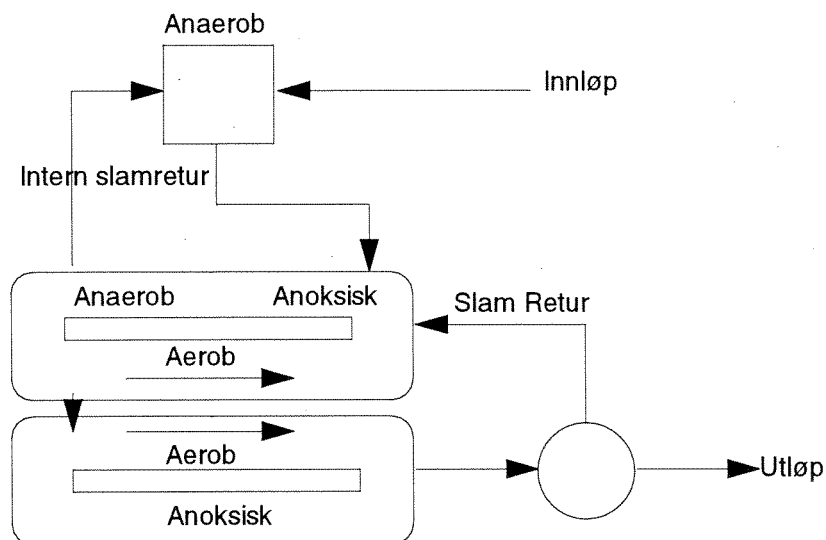
## 2.2 Ringkanaler og alternerende prosesser

Parallelt med den utviklingen som er skissert over, ble det utviklet anleggsløsninger basert på ringkanaler og alternerende prosesser. Systemene har svært ulike oppbygginger, men felles for disse løsningene er at de reduserer eller eliminerer behovet for interne resirkuleringspumper for slam.

### 2.2.1 Ringkanal systemer

Ringkanaler eller "oxidation ditch" er normalt svært lavbelastede anlegg hvor vann og slam sirkuleres i kanaler. Særlig i Danmark fikk disse konfigurasjonene mye oppmerksomhet, men også Nederland og USA har en del slike anlegg.

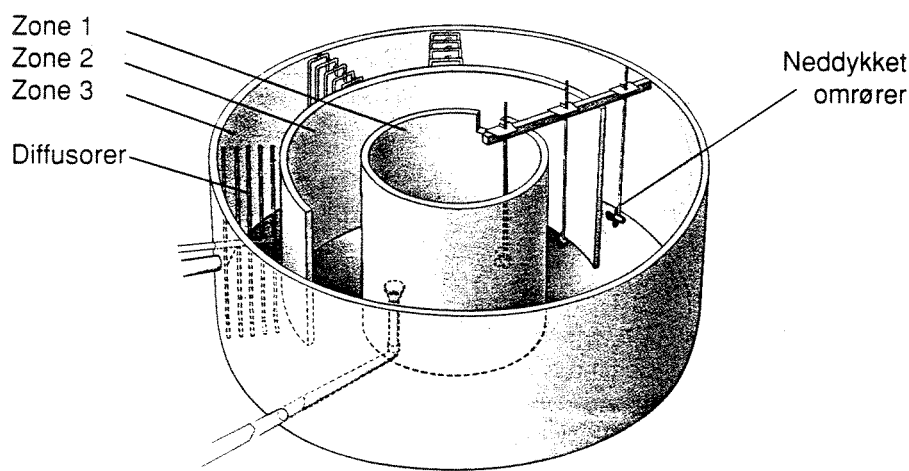
I takt med økt fokus på næringssalt utslipp, ble ringkanalprosessene modifisert og optimalisert for nitrogenfjerning og etterhvert for kombinert bio-P/N. Modifiseringen ble enkelt utført ved å opprettholde streng styring av lufttilførsel slik at det ble skapt aerobe og anaerobe/anoksiske forhold i kanalen. I slike anlegg fås en svært høy intern resirkulering (resirkulert mengde/innløp=100-200:1). På grunn av lav belastning og høy intern resirkulering vil det ikke være klart avgrensede aerobe og anoksiske/anaerobe soner. Oksygenkonsentrasjonen vil normalt være svært lav (typisk 0,2-0,4 mg/l) og det er derfor tilført mengde oksygen som vil avgjøre hvilken fordeling en får mellom de ulike sonene. For å optimalisere for fosforfjerning etableres det et separat anaerobt trinn i forkant av ringkanalen(e). Som eksempel på en utforming med separat anaerob sone viser figur 24 en amerikansk konfigurasjon med to kanaler i serie (Sen et al., 1990). Denne kalles VT2 oxidation ditch, mens en tilsvarende, men noe enklere utforming med bare en kanal, kalles VT oxidation ditch.



Figur 24. VT2 oxidation ditch

En dansk prosess som kan minne om ringkanalprosessene baserer seg på sirkulasjon mellom ulike soner i samme tank, og kalles OCO-prosessen (Degremont). Denne prosessen er kjennetegnet av en sirkulær tank med en indre halvsirkelformet skillevegg og et adskilt sentervolum (og former derved bokstavene O, C og O). Figur 25 viser utformingen av OCO-tanken. Det sentrale volumet

er anaerobt, midtvolumet anoksiske, mens det ytre er aerobt. OCO-prosessen har to ulike driftsfaser. I første fase er det omrøring som skaper sirkelstrøm i den ytterste luftede sone mens omrørere som er plassert i den midterste anoksiske sone står i ro. I den andre fase sørges det for god resirkulering av den anoksiske og aerobe sone ved at omrørere i den anoksiske sone også startes opp. Fasene repeteres deretter, og en kan bestemme ønsket resirkuleringsforhold ved å øke/reducere lengden på de to driftsfasene. Biologisk fosforfjerning kan i OCO-prosessen typisk stå for 50-70% fosforfjerning, mens ytterligere reduksjon gjøres ved simultanfelling (Kofod og Maribo, 1995).



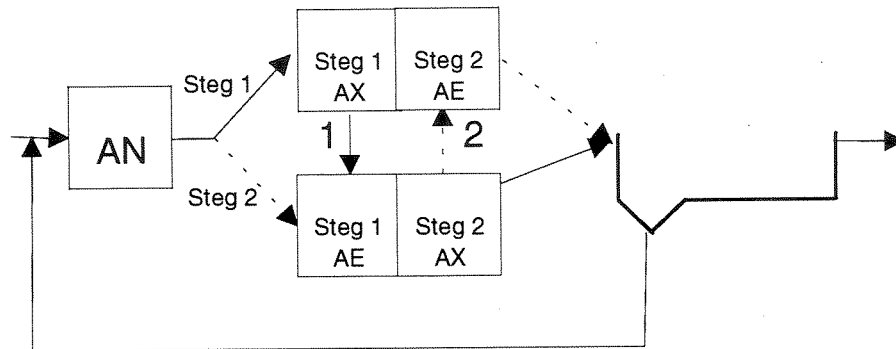
Figur 25. OCO-reaktoren

- 1= Anaerob sone
- 2= Anoksiske sone
- 3=Aerob sone

### 2.2.2 Alternierende prosesser

Med alternierende prosesser menes her anleggsutforminger hvor gitte soner vekselvis kan være aerobe eller anoksiske/anaerobe.

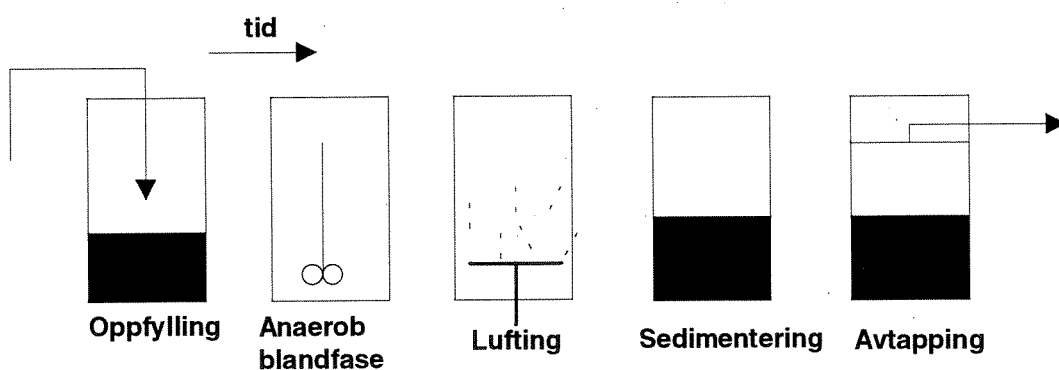
Det danske firmaet Krüger utviklet prosessene Bienenitro og Bienenipho som er innrettet på hhv. bio-N og bio-P/N. Disse anleggene baserer driften på reaktorer som drives i vekslende faser. Utformingen og driften i de ulike fasene er vist for Bienenipho (bio-N/P) i figur 26 (Bundgaard, 1988). I Danmark har det blitt svært vanlig å utføre disse aktivslamreaktorene som ringkanaler med børsteluftere som slås av og på avhengig av hvilken fase de er i.



Figur 26. Biotenipho prosessen (Bundgaard, 1988).

Alternierende prosesser kan også bygges i bare ett tankvolum hvor nitrifikasjon, denitrifikasjon og fosforfjerning skjer i samme tank. Her vil også lufterne slås av og på. Anlegg av denne type kan ha kontinuerlig eller intermittert føding og utslipp.

"Satsvis Biologisk Reaktor" (SBR) er fellesbetegnelsen på de anlegg som har intermitteret drift. De ulike faser inklusive sedimentering, foregår i en gitt syklus i den samme reaktor som figur 27 gir et eksempel på. For håndtering av større vannmengder (vanlige fullskalaanlegg) benyttes gjerne flere tanker i parallell. Særlig i USA har SBR-systemene fått stor oppmerksomhet og utbredelse (Irvine et al., 1988).



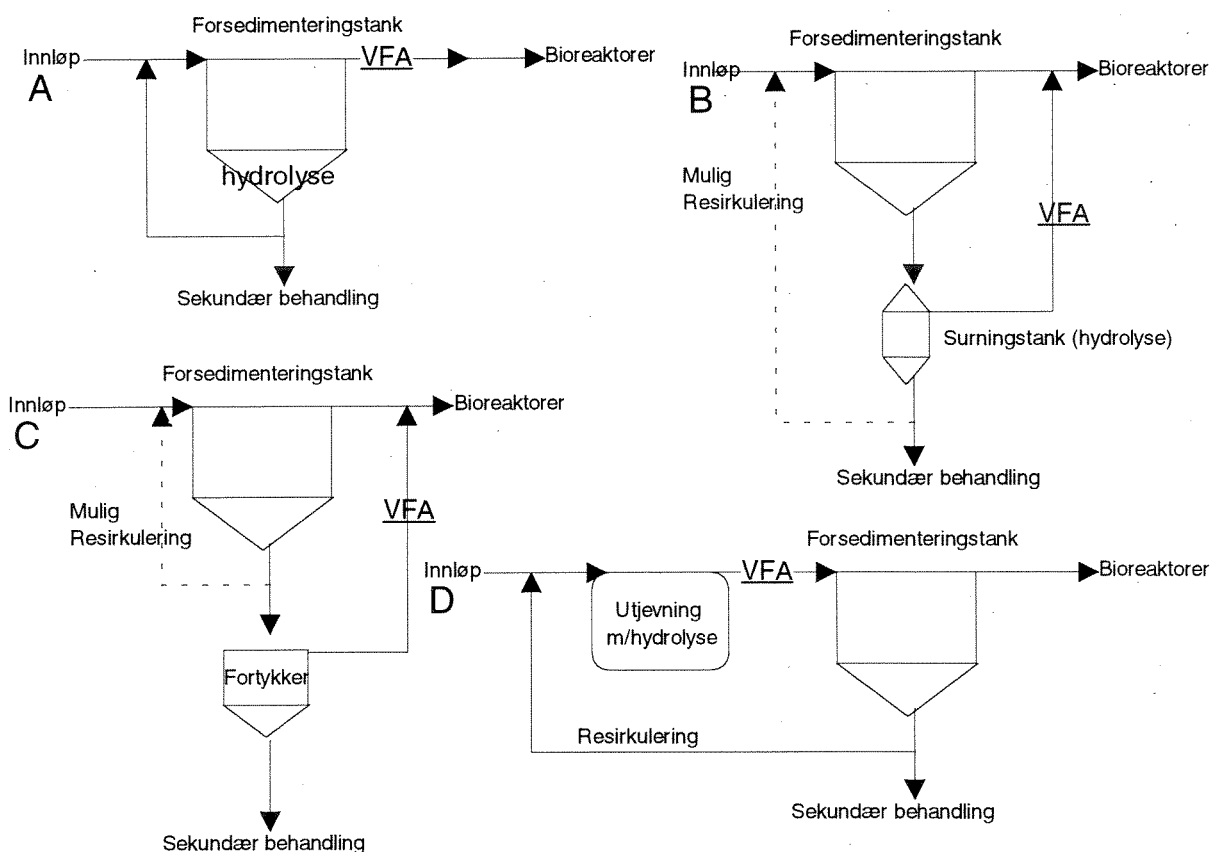
Figur 27. Eksempel på faser.

## 2.3 Nye trender innen prosessutforming

I de foregående avsnitt har vi omtalt konvensjonelle og vel dokumenterte utforminger for bio-P og bio-P/N anlegg. Det er imidlertid en høy utviklingsaktivitet igang på dette feltet og vi skal kort se på noen av de nye trendene innen prosessutforming.

### 2.3.1 Anleggsintern karbon produksjon

En av hovedbegrensningene for bio-P prosessen er mangel på lett nedbrytbart organisk stoff i form av flyktige fettsyrer (VFA) (ref. kap. 1,3). For anlegg med tynt innløpsvann (lave konsentrasjoner) vil gjerne biologisk fosforfjerning være avhengig av ekstra tilførsel av lett tilgjengelig organisk stoff. En slik tilsetning kan være enten i form av en ekstern kilde (f.eks. avfallsprodukt fra industri) eller ved anleggsintern produksjon av organisk stoff. I det siste tilfellet gjøres dette gjerne ved fermentering eller biologisk hydrolyse av forsedimentert mekanisk slam. Figur 28 viser ulike prosesskonfigurasjoner som kan brukes for å oppnå slik slamhydrolyse (Martinez og Wilderer, 1991, Yoon og Suzuki, 1991, Jespersen-Kernn et al., 1993).



Figur 28. Konfigurasjoner for anleggsintern produksjon av VFA.

Konfigurasjon A er basert på at hydrolysen skjer direkte i forsedimenteringstanken. Primærslammet resirkuleres over tanken (internsirkulasjon eller eksternsirkulasjon) og delstrøm ledes til anaerob sone i biotrinnet, mens resten av slammet ledes til øvrig slambehandling.



I prosess B og C skjer hydrolysen i en separat tank som er hhv. en lukket surningstank (B) og en mer konvensjonell åpen slamfortykker (C). Som i første tilfelle trekkes det av et hydrolysat som føres til biotrinnet anaerobe sone, mens slammet går til videre behandling.

Konfigurasjon B er løsningen som er valgt ved utbygging av RA-Groos i Grimstad. Ved bruk av fortykker er det mest utbredt med en oppstrøms løsning selv om dette ikke fremgår av denne prinsippskissen.

Alternativ D er basert på at hydrolysen skjer i en (ikke-luftet) utjevningstank hvor det er mulig å resirkulere forsedimenteringsslam.

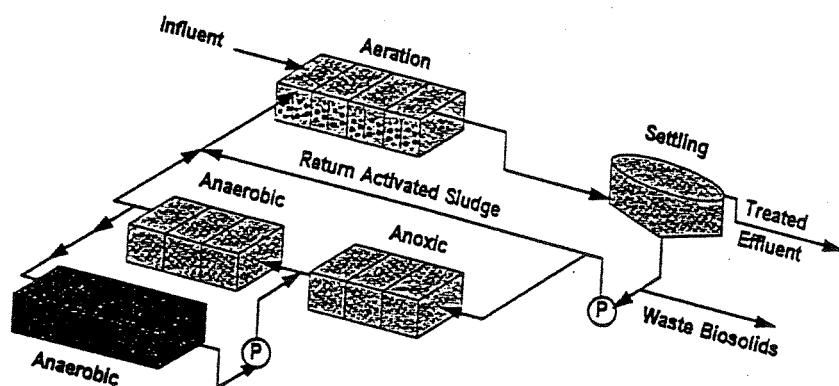
Valg av utforming vil avhenge av faktorer som utnyttelse av eventuelle eksisterende anleggselementer og avløpets konsentrasjon og sammensetning. Et separat hydrolyse volum (alternativ B, evt. C) gir best kontroll og styringsmuligheter. Avhengig av utforming er det viktig at fermenteringsprosessen styres, slik at det viktige første syredannende trinnet stimuleres, samtidig som metanproduksjonen i neste trinn unngås (Rabinowitz og Oldham, 1985).

I tillegg til de ovennevnte biologiske hydrolyseprosesser har det i den senere tid vært en økt interesse for bruk av kjemisk og termisk hydrolyse av slam for anleggsintern karbon produksjon. På sikt kan det derfor tenkes at også disse hydrolyseprosessene vil bli vanlige i bruk.

### 2.3.2 Biologisk sidestrømsprosess

Det store flertall av bio-P/N prosesser er basert på hovedstrømsprinsippet. Den eneste sidestrømsprosessen som har fått noe anvendelse er Phostrip-prosessen (ref. kap. 2.1.), som er basert på anaerob fosfat utløsning og påfølgende kalkfelling av fosforet.

Det er imidlertid rapportert en ny biologisk sidestrømsprosess som kalles POH-prosessen (navnet refererer til et amerikansk konsulentfirma med navnet Piedmont Olsen Hensley). Prosessen baseres på et konvensjonelt aktivslamsystem komplettert med to sidestrømsprosesser. I den ene strømmen blir først en del av returslammet denitrifisert for å forhindre nitrat retur og ledes deretter til et anaerobt trinn for fosfatfrigjøring. I den andre sidestrømmen skjer en hydrolyse av deler av slammet for produksjon av fettsyrer til anaerobt trinnet. En prinsippskisse av prosessen er vist i figur 29.



Figur 29. Biologisk sidestrømsprosess (POH-prosessen).

Denne prosessen baseres på de samme delprosesser som de mer konvensjonelle utformingene. Ved at prosessen skilles ut i egne sidestrømmer hevdes det imidlertid at kontroll og variasjonsmulighetene blir mye bedre. Denne konfigurasjonen er benyttet på et fullskala anlegg i North Carolina i USA og har oppnådd utgående fosfatkonsentrasjoner i området 0,1-0,6 mg/l (WWI, 1994).

Et tredje bio-P alternativ (uten N-fjerning) har blitt utviklet av Orange Water and Sewer Authority (OWASA), North Carolina. Metoden baserer seg på et konvensjonelt aktivslamanlegg (luftet basseng) men med en anaerob kontaktsone for resirkulert slam. I den anaerobe kontaktsonen tilføres nødvendig VFA fra en egen fermentor som hydrolyserer primærslam.

### 2.3.3 Biofilmprosesser

De hittil omtalte prosessutforminger baserer seg på aktivslamløsninger, dvs. prosesser hvor bakteriekulturen finnes fritt suspendert i reaktoren(e). I biofilmprosesser vokser derimot biomassen som en fastsittende film på et medium. Det finnes svært mange typer biofilmprosesser som for eksempel biorotor, rislefilter og ulike typer dykkede biofiltre (anlegg med stasjonære faste eller granulære media samt anlegg med beveglige media).

Bio-P i biofilmprosesser har hatt liten anvendelse til nå, men også på dette feltet er det en betydelig utviklingsaktivitet igang. De siste 5-6 årene er det publisert en del forsøksresultater (Martinez og Wilderer, 1991, Yoon og Suzuki, 1991, Jespersen-Kern et al., 1993).

En fransk prosess opprinnelig utviklet for bio-N baseres på oppstrøms filter med flytende media (BIOSTYR). Ved å kjøre fem slike filtre i serie og alternere med anaerobe forhold i et filter om gangen, ble det oppnådd 60-70% fosforfjerning uten at nitrogenfjerningen ble negativt påvirket (Goncalves et al., 1994).

Til tross for forsøksvirksomheten innen bio-P i biofilm er ikke fullskala anvendelser ennå dokumentert. I Winsconsin, USA, er det imidlertid gjort forsøk i et fullskala biorotor anlegg (Neu, 1992). Der resirkulerte man biomasse over rotorkamrene, samt manipulerte luftingen for å skape anaerobe og aerobe soner. Fosforreduksjonen økte til ca. 73% (fra ca.-55%) samtidig med at andre driftsmessige gevinster ble oppnådd. Dette er imidlertid en slags kombinasjonsløsning mellom biofilm og aktiv slam, pga. slamreturen.

Også i Nederland er det rapportert kombinasjonssystemer med aktivslam og biofilm for bio-P/N (Roeleveld et al., 1994). Her er kombinasjonen imidlertid enda mindre integrert ved at bio-P prosessen foregår i et rent aktivslam trinn, mens biofilm reaktorer besørger nitrogenfjerningen.

Den utbredte forsøksaktiviteten med biofilmprosesser med bevegelig media og den populariteten biofilmprosesser har oppnådd innen bio-N, tilsier at en ny generasjon bio-P/N biofilm anlegg vil være på plass relativt snart. Biofilmprosesser med bevegelig medium (f.eks den norske KMT-prosessen eller fluidized bed prosessen) kan i prinsippet tenkes utformet på samme måte som de ulike aktivslamprosessene, men dette er foreløpig ikke sett rapportert.

### 3. Faktorer som påvirker valg av prosessutforming

Valg av prosessutforming for bio-P/(N) fjerning avhenger av svært mange faktorer, ikke minst vil lokale forhold kunne spille en avgjørende rolle (eksisterende renseanlegg, evt. industritilknytning osv.). Det finnes i dag svært mange prosessutforminger som markedsføres internasjonalt og forskjellene innbyrdes kan ofte oppfattes som marginale. Det er likevel noen viktige hovedfaktorer som kan benyttes for å vurdere egenskaper ved og kriterier for valg av ulike prosessutforminger for bio-P(N).

De viktigste faktorer som påvirker biologisk fosforfjerning eventuelt i kombinasjon med nitrogenfjerning (bio-P/(N)-anlegg) og dermed valg av prosessutforming er:

- Avløpsvannets sammensetning: Råvann og ved innløpet til hver sone i prosessen
- Eventuelt nitrogenfjerningskrav
- Fosforfjerningskrav

I det etterfølgende vil vi diskutere de ulike faktorenes innflytelse i forhold til de systemer som er presentert foran. De ulike faktorer vil bli diskutert på prinsipielt grunnlag og konklusjoner som trekkes vil være av generell art og vil nødvendigvis ikke gjelde for alle tilfeller. I den etterfølgende diskusjon vurderer vi kun ulike prosessutforminger for bio-P mot hverandre, mens kjemisk felling holdes utenfor. For alle prosessutformingene som diskuteres forutsettes det god styring av de biologiske delprosesser (blant annet optimal oksygenstyring i aerobe soner og optimale resirkuleringsforhold for slamreturer) og at behandlingen av overskuddsslam er forsvarlig utført. De viktigste konklusjoner er sammensatt i kapittel 3.4, tabell 3.

#### 3.1 Avløpsvannets sammensetning

Oppnåelige resultater for et bio-P anlegg er sterkt avhengig av avløpsvannets sammensetning. Dette gjelder både for selve råvannet som går til det biologiske trinn og for innløpsvannet til ulike soner i den biologiske prosess, inkludert returstrømmer, sidestrømmer og rejektivann fra slambehandling.

Viktige faktorer som kan påvirkes ved valg av prosessutforming er avløpsvannets innhold av ulike fraksjoner av bionedbrytbart organisk stoff, tilstedeværelse av nitrat evt. oksygen og pH/alkalitetnivå. Temperatur, inhiberende stoffer, metaller etc. vil være faktorer som normalt vil være uavhengige av prosessutformingene og vil ikke bli nærmere diskutert. En må imidlertid være oppmerksom på at avløpsvannets temperatur ofte vil være den viktigste faktor for dimensjonering av bio-P anlegg, mens den alltid vil være en nøkkelparameter for kombinerte bio P/N-anlegg.

##### 3.1.1 VFA/P- forhold (eller BOF/P-forhold) og BOF/N-forhold

Både bio-P- og bio-N fjerning krever tilstrekkelige mengder med bestemte fraksjoner av organisk stoff, for at fjerningen skal bli effektiv. Det er svært viktig å være klar over at dersom råvannet har for lite organisk stoff i forhold til fosfor og nitrogen vil bio-P/N (basert på fordenitrifikasjon) ikke være aktuelle prosesser. Ekstern dosering av karbonkilde kan og blir ofte benyttet for bio-N (basert på etterdenitrifikasjon) dersom innholdet av organisk stoff er lavt. For høy og kostnadseffektiv fosforfjerning vil kjemisk felling være å foretrekke framfor bio-P basert på ekstern karbonkildedosering.

Fjerningen av fosfor og nitrogen utføres av heterotrofe bakterier som krever organisk stoff for deres metabolisme ("vekst"). Det er derfor mulig å beskrive hvor mye biotilgjengelig organisk stoff (beskrives gjerne som VFA, BOF eller KOF) som skal til for å redusere en gitt mengde fosfor eller nitrogen. Basert på en inngående karakterisering av avløpsvannets fraksjoner av organisk stoff (ulike VFA, andel lett hydrolyserbart organisk stoff etc.) kan en anslå hvilken mengde av nitrogen og fosfor det er mulig å fjerne. En slik karakterisering er ressurskrevende, men bør utføres. I motsatt fall må anlegget dimensjoneres med store sikkerhetsmarginer og høy fleksibilitet.

Bio-N prosessen (denitrifiserende bakterier) kan i tillegg til VFA også benytte andre fraksjoner av organisk stoff som er bionedbrytbart. Selv om oppnåelig nitrogenfjerning også er sterkt avhengig av hvilke fraksjoner av organisk stoff som er tilstede kan en grovt anslå at en trenger ca. 8-9 mg KOF/l i avløpsvannet for å fjerne 1 mg  $\text{NO}_3\text{-N/l}$ . For de bio-P systemer som også inkluderer bio-N, vil forholdet mellom gjenværende biologisk nedbrytbart organisk stoff etter det anaerobe steg være avgjørende for hvor god bio-N en kan oppnå. De ulike prosessutformingene opererer imidlertid normalt med ulike slamaldre/oppholdstider (f.eks. VIP kontra 5-trinns Bardenpho). Flesteparten av anleggene drives som rene fordenitrifikasjonsanlegg (f.eks. 3-trinns Phoredox) mens andre kombinerer for- og etterdenitrifikasjon (f.eks. 5-trinns Bardenpho). Dette gjør at oppnåelig bio-N fjerning vil variere mellom ulike anleggsutforminger for et gitt avløpsvann med et bestemt C/N-forhold. Dette vil vi diskutere nærmere i kapittel 3.2.

For bio-P prosessen er det VFA (særlig eddiksyre) i innkommende avløpsvann som er den mest effektive karbonkilden og som bør benyttes som modellparameter ved vurderinger. Et grovt anslag basert på erfaringsverdier tilsier et behov på ca. 50-60 mg KOF for fjerning av 1 mg fosfor fra kommunalt avløpsvann. For godt luftete avløpsvann (aerobt ledningsnett) har en imidlertid erfaringer for at en trengte opp til 100 mg KOF per mg fosfor som skulle fjernes. En bedre parameter for å anslå forventet bio-P fjerning er forholdet mellom BOF og fosfor. Flere uavhengige forsøk har vist at en trenger et  $\text{TBOF}_5/\text{TP}$ -forhold i innkommende avløpsvann til anaerob sone på minimum 20 for å oppnå utløpskonsentrasjoner på 1,0 mg TP/l eller lavere (T=total).

Dersom vi har et avløpsvann med  $\text{TBOF}_5/\text{TP}$ -forhold rundt eller lavere enn 20 vil hovedstrømsprosesser som f.eks. A/O, Bardenpho, UCT osv. få problemer med å oppnå god fosforfjerning. Phostrip-prosessen er imidlertid teoretisk mindre følsom for BOF/P-forholdet. Derfor kan trolig Phostrip-prosessen generelt være bedre egnet for fjerning av fosfor fra tynt avløpsvann i forhold til de øvrige prosessutformingene.

Som beskrevet er bio-P prosessen først og fremst avhengig av tilstrekkelig VFA. Dersom et avløpsvann viser seg å være fattig på VFA (generelt eller i perioder), men forøvrig har et tilstrekkelig BOF/P-forhold, vil fermentering av primærslam kunne være av interesse. Fermentering vil øke innholdet av VFA og dermed bedre bio-P fjerningen. Dette vil særlig være aktuelt når en har et fellessystem med aerobt avløpsnett hvor avløpsvannets innhold av VFA ofte er lavt. Fermentering av primærslam kan innføres i alle hovedstrømsalternativene. Prosessutformingens følsomhet for BOF/P-forhold vil bli redusert og oppnåelig nitrogenfjerning vil kunne bli forbedret. Langtidserfaringer fra fullskalaforsøk i Canada har vist at en kan oppnå lave fosforkonsentrasjoner i utløp ( $< 0,5 \text{ mg/l}$ ) ved innføring av fermentering. Det er imidlertid usikkerhet knyttet til fermentering av primærslam ved lave og svingende temperaturer fra relativt tynt/luftet avløpsvann. For kaldt og relativt tynt avløpsvann må ytterligere erfaringer med fermentering høstes før en generelt kan anbefale denne metoden.

### 3.1.2 Tilførsel av nitrat og oksygen til anaerob sone og tilførsel av oksygen til anoksisk sone

Ved kombinasjon av bio-P og bio-N fjerning kan tilførsel av nitrat og oksygen til anaerob sone og oksygen til anoksisk sone føre til redusert nitrogen- fosforfjerning. Dette skyldes at utnyttbart organisk stoff vil kunne forbrukes ved alternative biokjemiske omsetningsveier enn de vi tilstreber. Hoveddeler av bakteriene som utfører bio-P fjerning vil foretrekke oksygen og nitrat som elektron akseptor og omdanne det organiske stoff i den "anaerobe" sone til karbondioksid og vann. Først når oksygenet og nitraten er omdannet får vi den ønskede lagring av organisk stoff for senere fosforfjerning. Tilsvarende vil denitrifiserende bakterier benytte oksygen framfor nitrat fordi de får større energi til vekst gjennom bruk av oksygen. Disse reaksjonene reduserer tilgjengelig organisk stoff for fosfor- og nitrogenfjerning og vil dermed kunne redusere oppnåelig fjerning. Riktig valg av prosessutforming og god prosessstyring vil minimalisere disse uønskede forhold.

Dersom avløpsvannet har et høyt BOF/N-forhold og tilstrekkelig VFA vil valg av prosessutforming spille mindre rolle for eventuell negativ effekt av tilført nitrat og oksygen. I motsatt fall kan valg av prosessutforming være av avgjørende betydning særlig for bio-P fjerning. F.eks. fører  $A^2/O$ -prosessen, 3-trinns Phoredox og 5-trinns Bardenpho nitratholdig returslam direkte til den anaerobe sone og vil dermed redusere tilgjengelig VFA for bio-P fjerning. Dersom BOF/P-forholdet er lavt vil dette føre til en redusert bio-P fjerning. Derimot fører UCT-prosessene og VIP prosessen nitratholdig returslam til en anoksisk sone. Først etter den anoksiske sone resirkuleres det denitrifiserte aktivslammet tilbake til den anaerobe sone. En god styring av disse prosessene vil kunne gi en anoksisk slamretur uten nitrat.

Er BOF/P-forholdet i avløpsvannet lavt (rundt 20) bør en derfor velge UCT-prosessene eller VIP-prosessen framfor de øvrige hovedstrømsalternativene. Dersom BOF/P-forholdet til enhver tid er høyt (langt høyere enn 20) vil imidlertid disse prosessene bli kostbare (og komplekse) på grunn av at de har en ekstra returslumpumpe. Se forøvrig tabell 3 under "risiko for hemmende nitrat (og oksygen) i anaerob sone".

### 3.1.3 pH/alkalitet

Biologisk fosforfjerning har vist seg å ha et optimalt pH-område på 7-8. For de prosessutformingene som også inkluderer nitrifikasjon vil denne prosessen føre til en reduksjon i alkalitet (reduserer med ca. 0,14 mekv./  $NH_4-N_{\text{redusert}}$ ). Dersom avløpsvannet opprinnelig har en lav bufferevne (lav alkalitet) vil nitrifikasjon kunne ha en negativ effekt på grunn av pH-reduksjon som igjen vil kunne ha en negativ effekt på bio-P prosessen. Alle prosessutforminger som inkluderer nitrifikasjon kan dermed hevdes å være mer følsom for lave pH/alkalitets forhold i avløpsvannet. For de prosessutforminger som inkluderer nitrifikasjon kan de prosesser som først har et anoksisk trinn, som produserer alkalitet før slammet resirkuleres til den anaerobe sone (bla. UCT- og VIP-prosessene), hevdes å være mindre følsom for lave pH/alkalitets forhold i avløpsvannet enn de øvrige prosessutforminger.

## 3.2. Eventuelt nitrogenfjerningskrav

Krav til nitrogenfjerning varierer fra anlegg til anlegg blant annet avhengig av resipientens tilstand. I det etterfølgende har vi delt inn kravene i tre klasser:

- Ingen krav
- Moderate krav (50-70 %)
- Strenge krav (>70 %)

Når det gjelder aktuelle krav til fjerning av nitrogen (og fosfor) er det også viktig å ta hensyn til kravets utforming. Vi tenker her på om kravet skal oppfylles som for eksempel på døgn-, uke- eller årsmiddelbasis. Fraksjoneringen som er foreslått over må derfor sees i sammenheng med aktuell utforming av krav, og eventuelt korrigeres for dette. For eksempel vil et anlegg som får "middels krav" angående prosentvis nitrogenfjerning og/eller for utløpskonsentrasjon for fosfor men samtidig et strengt utformet krav basert på oppfyllelse av krav for alle døgnprøver, må en samlet vurdering tilsi at anleggets utforming må basere seg på klassifiseringen "strengt krav".

### 3.2.1 Ingen krav til nitrogenfjerning

Uten krav om nitrifikasjon eller nitrogenfjerning er det selvsagt unødvendig å benytte kombinerte bio-P/N prosesser. En bør da velge enten A/O-prosessen eller Phostrip-prosessen (eller andre sidestrømsprosesser). Valg mellom disse prosessene avhenger blant annet av BOF/P-forholdet og krav til fosforfjerning. A/O-prosessen vil være spesielt følsom for lave BOF/P-forhold og kan gi lavere fosforfjerning enn Phostrip-prosessen. Derimot vil Phostrip-prosessen gi økt slamproduksjon og vanligvis høyere driftsutgifter. Optimalt valg vil følgelig være avhengig av avløpsvannets sammensetning, fosforfjerningskrav, slambehandlingskostnader og lokale forhold.

### 3.2.2 Krav til nitrifikasjon eller nitrogenfjerning på 50-70 %

Dersom det stilles krav til nitrifikasjon og eventuelt et middels nitrogenfjerningskrav på 50-70 %, er det tilstrekkelig med ett anoksisk trinn. Eksempler på slike prosesser er A<sup>2</sup>/O, UCT eller VIP. Dersom avløpsvannet har et høyt BOF/P-forhold vil en foretrekke A<sup>2</sup>/O-prosessen fordi det da vil være tilstrekkelig tilgjengelig organisk stoff og resirkulert nitrat vil dermed ikke hemme den biologiske fosforfjerning. Har en derimot lavt BOF/P-forhold vil en anbefale UCT-prosessen eller VIP-prosessen, som har en lavere risiko for tilførsel av hemmende nitrat i anaerob sone.

### 3.2.3 Krav til nitrogenfjerning over 70 %

For anlegg med strenge krav til nitrogenfjerning må en benytte prosesser som opererer med lang oppholdstid (som regel over 12 timer) og høy slamalder (over 20 døgn). Slike anlegg må normalt operere med minimum to anoksiske steg eller ha flere anoksiske sykluser (NB! Merk at vi her forutsetter "rene" aerobe trinn hvor simultan denitrifikasjon ikke er betydelig). Et eksempel på denne type anlegg er 5-trinns Bardenpho (jfr. fig. 19) som ved optimale betingelser (høyt C/N-forhold, høy slamalder/oppholdstid) kan oppnå utløpskonsentrasjoner på 3 mg Tot-N eller lavere. Tilsvarende høy renseseffekt kan en oppnå ved bruk av ringkanalsystemer eller BIODENIPHO-systemet forutsatt høyt C/N-forhold, høy slamalder/oppholdstid og mange vekslende aerobe/anoksiske sykluser.

Lang oppholdstid og høy slamalder har imidlertid i flere tilfeller vist seg å være ugunstig for den biologiske fosforfjerningen. Dette gjelder særlig når avløpsvannets BOF/P-forhold er lavt (organisk stoff blir begrensende for prosessen). Både teori og praksis har indikert en sterk sammenheng mellom slamalder/slambelastning og oppnåelig fosforfjerning for et gitt BOF-innhold. Generelt bør derfor hovedstrømsprosessen operere med så lav slamalder som mulig, men selvsagt uten at det går utover øvrige renskrav til organisk stoff og nitrogen.

Erfaring viser foreløpig at den biologiske fosforfjerning ofte er beskjedent for systemer som oppnår høy nitrogenfjerning, slik at kjemikaliendosering har vært nødvendig for å oppnå lave fosforkonsentrasjoner i utløp. Optimalisering for nitrogenfjerning ved forlengelse av slamalder/oppholdstid i et kombinert bio P/N-anlegg kan med andre ord være negativt for den totale fosforfjerning. Det kan derfor hevdes at det for et gitt avløpsvann vil finnes et optimum for

kombinert fjerning av fosfor og nitrogen, og at en i styringen av prosessene må ta hensyn til at optimalisering for fjerning av ett av næringssaltene kan gå ut over fjerningen av det andre.

Det må imidlertid nevnes at når BOF/P/N-forholdet er gunstig, har enkelte undersøkelser vist at biologisk fosforfjerning er uavhengig av slamalderen. Det hevdes at dette gjelder for slamaldere i området 2-40 døgn! (Randall et al., 1992). Ytterligere diskusjon og anbefalinger vedrørende slamalder er gitt i kapittel 5.4.5.

### 3.3 Fosforfjerningskrav

Alle bio-P/(N) prosesser som er beskrevet over har potensiale til en betydelig fjerning av fosfor, men vi må igjen minne om at dette avhenger først og fremst av avløpsvannets sammensetning og at anlegget drives optimalt. Som nevnt kan en ved en inngående analyse av avløpsvannets sammensetning beregne forventet reduksjon av fosfor og eventuelt nitrogen for en gitt anleggsutforming. En metode for å finne retningsgivende fosforfjerningskapasitet kan blant annet finnes i Environmental Protection Agency (EPA), Design Manual: Phosphorus Removal, 1987. Vi vil imidlertid anbefale bruk av dynamiske EDB-modeller for avløpsrensaneanlegg (f.eks. ASIM, EFOR, BIOSIM, STOUT, SIMWORKS, AQUASIM eller tilsvarende programvare).

De ulike anleggsutforminger har imidlertid vist seg å ha ulikt potensiale for fjerning av fosfor forutsatt at en i perioder har begrensende forhold. Dette kan for eksempel være perioder med lavt BOF/P-forhold, for høy slamalder/oppholdstid (lav slambelastning), hemmende nitrat i anaerob sone etc. De ulike anleggsutforminger kan derfor hevdes å ha ulikt potensiale for biologisk fosforfjerning for et avløpsvann med en gitt sammensetning.

Forøvrig vil selvsagt alle prosessutformingene kunne oppnå høy P-fjerningskapasitet ved tilsetning av fellingskjemikalier og dermed utføre simultanfelling. Dette vil imidlertid i utgangspunktet ikke være ønskelig for en anleggseier da dette vil øke både driftskostnadene og slamproduksjonen.

Nedenfor har vi delt inn ulike fosforfjerningskrav i tre typer:

- Lave krav (utløp 1-3 mg P/l)
- Moderate krav (utløp 0,5-1,0 mg P/l)
- Strengt krav (utløp < 0,5 mg P/l)

#### 3.3.1 Lave krav (middel utløp 1-3 mg P/l)

For anlegg med lave krav til fosforfjerning kan en velge bio-P prosesser uten å ta spesielle hensyn til blant annet resirkulert nitrat til anaerob sone. A<sup>2</sup>/O, 5 trinns Bardenpho, Biedenpho og ringkanalsystemer vil normalt sørge for utløpskonsentrasjoner lavere enn 3 mg P/l, men vil bare unntaksvis klare å holde jevne utløpskonsentrasjoner lavere enn 1 mg P/l uten at spesielle tiltak gjennomføres (f.eks. primærslam fermentering, simultanfelling og/eller sluttfiltrering).

#### 3.3.2 Moderate krav (middel utløp 0,5-1,0 mg P/l)

Forskning og utvikling knyttet til ulike utforminger for bio-P har bedret den grunnleggende forståelse av delprosessene. Særlig har økt kunnskap vedrørende praktisk drift av fullskalaanlegg

bedret resultatene på årsbasis. For bare få år siden ble det hevdet at en ikke kunne regne med lavere utløpskonsentrasjoner enn ca. 1 mg P/l som årsgjennomsnitt. I den senere tid har imidlertid godt drevne bio-P anlegg oppnådd årsgjennomsnitt ned mot 0,5 mg P/l. Forutsetningen er imidlertid at avløpsvannet har et høyt BOF/P-forhold (evt. tilførsel av VFA fra anleggsintern karbon produksjon) og at anlegget drives og styres optimalt.

Midlere fosforkonsentrasjoner lavere enn 1,0 mgP/l krever som hovedregel spesielle tiltak. Dette kan være innføring av primærslamfermentering for produksjon av VFA, redusere risiko for hemmende nitrat i anaerob sone og/eller bruk av felling/ filtrering.

Av de ulike prosessutformingene vil A/O-, Phostrip-, UCT- og VIP-prosessen i utgangspunktet ha størst potensiale til å klare utløpskonsentrasjoner lavere enn 1,0 mg P/l. Hovedstrømsprosessene kan med fordel kombineres med fermentering for produksjon av VFA. For å sikre lave fosforkonsentrasjoner til enhver tid bør en i tillegg ha mulighet for å dosere fellingsmidler i perioder hvor den biologiske prosessen ikke klarer kravet alene. Filtrering kan også vise seg å være nødvendig avhengig av det produserte slammets sedimenteringsegenskaper.

### 3.3.3 Strengt krav ( middel utløp < 0,5 mg P/l)

Dersom kravet er lavere enn 0,5 mg P/l anbefales foreløpig de prosessutformingene som i utgangspunktet har størst potensiale for fosforfjerning i tillegg til ett eller flere optimaliseringstiltak. Som hovedregel må en i tillegg ha sluttfiltrering, mulighet for å dosere fellingskjemikalier og eventuelt muligheter for å dosere intern produsert karbonkilde (bruk av ekstern karbonkilde blir trolig dyrere sammenlignet med å dosere fellingskjemikalier). Anlegg som skal oppnå stabile utløpskonsentrasjoner lavere enn 0,5 mg P/l vil nok som regel måtte opereres som kombinerte biologiske og kjemiske fosforfjerningsanlegg. I tillegg må det legges stor vekt på optimal slambehandling slik at utløsning av fosfor under behandlingen unngås. Det innebærer blant annet at flotasjonsfortykker anbefales for slamfortykkning og at bruk av anaerob stabilisering av slamm unngås (alternativt eget renseskrinn for rejektvann dersom anaerob stabilisering velges).

## 3.4 Konklusjon

Tabell 3 gir en oversikt over generelle egenskaper ved og kriterier for valg av ulike prosessutformingene for biologisk fosforfjerning. Det må presiseres at konklusjoner som trekkes her er av generell art basert delvis på "teoretiske" vurderinger og dels på dokumenterte erfaringer.

Videre har vi forutsatt at aktuell slamalder/oppholdstid er tilpasset det aktuelle avløpsvann innenfor prosessutformingens "normale" driftsbetingelser (angitt i tabellen). Slamseparasjonsegenskaper og -kapasitet regnes som rimelig tilfredstillende for alle alternativene, men for prosesser med spesielt lange slamaldere regner vi litt høyere utslipp av partikulært stoff (dårligere slamseparasjonsegenskaper). For å kunne vurdere prosessutformingene opp mot hverandre har vi videre forutsatt følgende avløpsvann ved innløp til biosteg (inkludert evt. rejektvannsbelastning fra slambehandling):



Temperatur	: 10 °C
Tot-N	: 25 mg/l
Tot-P	: 5 mg/l
BOF/P-forhold	: ca.20-25 ("tilfredstillende" men nær begrensning)
VFA/P-forhold	: ca. 6-7 ("tilfredstillende" men nær begrensning)
BOF/N-forhold	: ca. 4-6 (nær begrensning for resirkuleringsanlegg med råvann som C-kilde)

For sammenligning av biologisk fosforfjerningskapasitet har vi vurdert behovet for å innføre spesielle tiltak for å klare et utslippskrav på henholdsvis 1,0 og 0,5 mg P/l. Filtrering/kjemisk felling og dosering av intern karobonkilde, er her benyttet som eksempler på slike tiltak.

Tabell 3 Generelle egenskaper ved og kriterier for valg av ulike prosessutførelser for biologisk fosforfjerning.

Prosess	Typisk oppholdstid/ slamalder (h/d)	Kompleksibilitet (Lav/middels/høy)	Nitrifikasjon (Ja/Nei)	Følsomhet for lav bufferevne (Lav/middels/høy)	Retningsgivende oppnåelig nitrogenfjerning <sup>1</sup> (%)	Risiko for hemmende NO <sub>3</sub> -N (og O <sub>2</sub> ) i anaerob sone (Lav/middels/høy)	Fosforfjerning (krav til utløp):		
							Behov for tiltak for å oppnå krav <sup>2</sup> :	Intern c-kilde tilførsel	Intern c-kilde tilførsel
							Filtering/felling	Filtering/felling	Intern c-kilde tilførsel
A/O	2-5 / 4-5	Lav	Nei	Lav	Ingen <sup>3</sup>	Lav	Lavt	Middels	Middels
Phostrip	2-4 / 4 <sup>4</sup>	Middels	Nei	Lav	Ingen <sup>3</sup>	Lav	Lavt	Middels	Middels
3-trinns Phoredox (A <sup>2</sup> /O)	8-12 / 15-20	Middels	Ja	Høy	60-75	Høy	Lavt	Middels	Høyt
5-Bardenpho	12-20 / 20-25	Høy	Ja	Høy	70-90	Høy	Middels	Middels	Høyt
UCT (lav belast.)	10-12 / 15-20	Høy	Ja	Middels	65-75	Lav	Lavt	Middels	Middels
VIP (høy belast.)	4-8 / 6-10	Høy	Ja	Middels	55-70	Middels	Lavt	Middels	Middels
UCT-modifisert	11-13 / 15-20	Høy	Ja	Middels	65-75	Lav	Lavt	Middels	Middels
Biodenifiko	8-15 / 15-25	Middels	Ja	Høy	60-85	Høy	Middels	Høyt	Høyt
Ringkanaler, f.eks. OCO	12-20 / 20-25	Lav	Ja	Høy	70-85	Høy	Middels	Høyt	Høyt

<sup>1</sup>Avhenger av C/N-forholdet. Her forutsatt C/N = 5.

<sup>2</sup>Avhenger av BOF/P-forholdet. Her forutsatt BOF/P=20-25 ("tilfredstillende" men rundt C-begrensning) for alle systemer. For hver prosessutførelse anses behovet for å innføre optimaliseringsiltak for å klare krav til henholdsvis 1,0 og 0,5 mg P/l i utløp. Angitt som lavt (vil trolig klare kravet uten optimaliseringsiltak), middels behov (iltaket er sannsynligvis nødvendig for å oppnå krav) eller høyt behov (iltaket anses som nødvendig for å oppnå krav) for optimaliseringsiltak.

<sup>3</sup>Ingen fjerning utenom assimilasjon og fysisk fjerning (ca. 10-15 % TN-reduksjon)

<sup>4</sup>Oppgitte oppholdstider er i hovedvannstrømmen (luftet konvensjonelt aktivslam). Oppholdstid i anaerob striper: 1-10 h.

## 4. Eksempler på Bio-P/N anlegg

De langt fleste eksempler på bio-P/N anlegg i drift stammer fra USA og Sør-Afrika. I Europa er det først og fremst Tyskland og i noen grad Nederland, Sverige og Danmark som rapporterer om storskala anlegg i drift.

Øvrige europeiske land med bio-P/N anlegg og/eller FoU-aktivitet innen fagfeltet:

- Finland, - ett anlegg i drift. Gammelt ringkanalanlegg tilrettelagt med anaerob selektor. Driver med ekstremt høy slamalder (80 døgn).

*Kilde: Kiuru, H., Solnanitie 26B, 00330 Helsinki*

- Belgia, - FoU-virksomhet (Katholieke Universiteit Leuven - praktiske forsøk i pilotskala)

*Ref.: Ghekiere et al., 1991*

- Italia, - FoU-virksomhet (Politecnico de Milano D.I.I.A.R - modellering)

*Ref.: Pollice og Cabziani, 1994*

I 1985 var det kjent ca. 40 anlegg (Sedlak, 91). I løpet av det siste 10-året er det grunnlag for å tro at dette tallet er nærmere 10 doblet. Flere av anleggene drives imidlertid som kombinerte kjemiske anlegg enten med simultanfelling eller etterpolering.

RA-Groos blir Norges første bio-P/N anlegg.

Kapitlet gjennomgår en del eksempler på anlegg med biologisk fosforfjerning. Presentasjonene gjøres med få unntak korte under henvisning til aktuelle referanser for utfyllende opplysninger, f.eks om driftsdokumentasjon.

### 4.1 Sør-Afrika

Avløpsrensaneanleggene i Sør-Afrika er stort sett ombygde nitrogenfjerningsanlegg. Avløpsvannet som behandles er konsentrert med hensyn til organisk stoff og næringssalter. Temperaturen i avløpsvannet er naturlig nok høy, ofte  $> 20^{\circ}\text{C}$ .

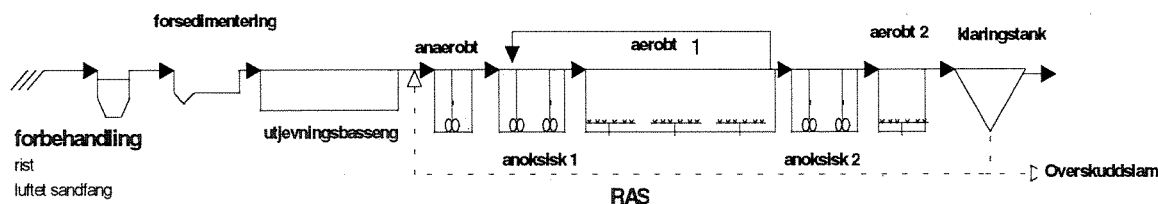
Nedenfor presenteres to eksempler.

#### 4.1.1 Goudkoppies rensanlegg, Johannesburg

Kilde: Sedlak, R., 1991

Tabell 4. Anleggsdata for Goudkoppies rensanlegg i Johannesburg

Rensemoduler	Antall	Areal (m <sup>2</sup> )	Volum (m <sup>3</sup> )	Kommentar
Forsedimentering	6	4 100	-	Oveflatebelastning: 1,5 m/time
Utjevningssjø	3		22 759	Utstyrt med lameller
Anaerobe basseng	3		2 080	Oppholdstid 1 time
Anoksiske basseng	3		4 800	Oppholdstid 2 timer 20 minutter
Aerobe basseng	3		14 700	Oppholdstid 7 timer 06 minutter
Sek.anoksiske basseng	3		4 800	Oppholdstid 2 timer 20 minutter
Makeup-lufting	3		2 700	Oppholdstid 1 time 20 minutter
Biologi totalt			27 080	Oppholdstid ca. 14 timer
Ettersedimentering	12	12 350		2-medium-filter



Figur 30. Flyttdiagram for Goudkoppies rensanlegg i Johannesburg

#### Presentasjon og erfaringer

Anlegget er utformet som et 5-trinns *Bardenpho*-anlegg der returslammet (RAS) ledes inn på anaerob selektor og intern resirkulering av aktiv slam fra første luftede basseng inn på det første anoksiske trinnet (figur 30).

Anlegget har tidvis hatt dårlige driftserfaringer p.g.a. lav kapasitetsutnyttelse. Hovedsakelig skyldes problemene vansker med å styre oksygentilførsel. Dette har igjen ført til slamsvelling og dårlig renseseffekt.

Dårlig oksygenstyring har i tillegg ført til forhøyede oksygenkonsentrasjoner (og nitratkonsentrasjoner) i returslam fra ettersedimenteringen til første anaerobe sone (selektor) med påfølgende reduksjon i fosforfjerning (>2 mg P/l i utløp).

Gjennomsnittlig rensesgrad ligger imidlertid på > 90%, med <1 mg PO<sub>4</sub>-P/l i utløpet. Rensesegraden svinger mellom 2 mg P/l tidlig i uken og ned mot 0,1 mg P/l på fredager.

Tabell 5 viser renseseffekten når anlegget mottar normalt avløpsvann.

Tabell 5. Renseeffekt ved Goudkoppies renseanlegg i Johannesburg.

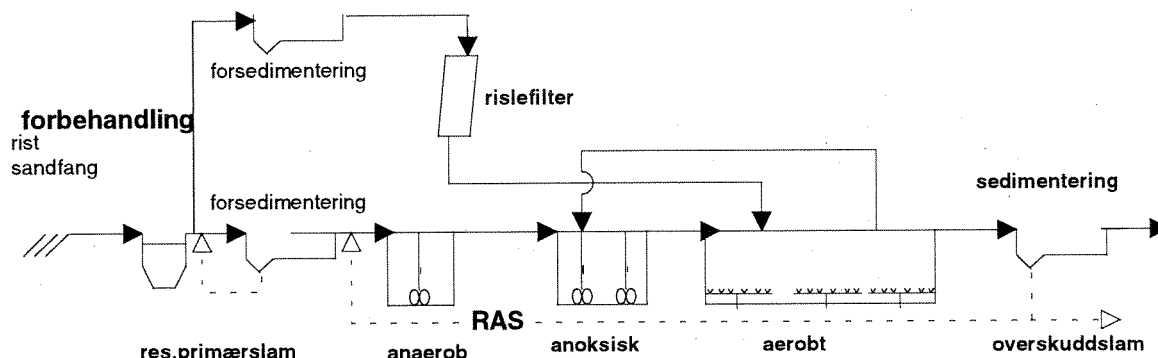
Hovedstrøm	KOF (mg/l)	BOF <sub>7</sub> (mg/l)	TKN (mg/l)	Tot-P (mg/l)	PO <sub>4</sub> -P (mg/l)	NO <sub>3</sub> -N (mg/l)	NH <sub>4</sub> -N (mg/l)
Innløp	340	170	39	5,9			
Utløp		15		1,11	0,89	4,51	1,33

#### 4.1.2 Olifantsfontein renseanlegg, Tembisa

Ref.: van Huyssteen et al., 1990

Tabell 6. Anleggsdata for Olifantsfontein renseanlegg i Tembisa

Rensemøduler	Antall	Areal (m <sup>2</sup> )	Volum (m <sup>3</sup> )	Kommentar
Forsedimentering				Oveflatebelastning: 2 m/time
Anaerobe basseng			2 160	4 kamre (stempel)
Anoksiske basseng			3 700	
Aerobe basseng			8 400	40% total - 60% stempel
Biologi totalt			14 260	
Ettersedimentering	4	2 825		



Figur 31. Flytdiagram for Olifantsfontein renseanlegg i Tembisa.

#### Presentasjon og erfaringer

Renseanlegget består av en "rislefilter-linje" parallelt med en 3-trinns Bardenpho-linje (figur 31). Anleggsdata for anlegget er presentert i tabell 6.

42% av innløpet ledes til rislefilter. Forsedimenteringen er utstyrt med resirkuleringspumpe for å strippe slammet for flyktige fettsyrer (intern hydrolyse, jfr. kapittel 2, figur 28). Utløpet fra forsedimenteringen ledes til det anaerobe bassenget som er inndelt i 4 kamre som gir mulighet for stempelstrøm. Avløpet og slammet (mikset slam) blandes så med mikset slam fra luftet basseng (internstrøm = 3\*Q) i innløp til anoksiske basseng. I første halvdel av det luftede bassenget foregår en fullstendig blanding bl.a. med tilførsel fra rislefilteret (0,42 \* Q). I resten av det aerobe bassenget tilstrebes en stempelstrøm (6 kamre).

P.g.a. rislefilteret opererer anlegget med et lavt C/N-forhold (< 10). Anlegget drives allikevel med høy rensesgrad. Det viser seg at punktlufting gir grunnlag for lokal denitrifikasjon i det luftede bassenget. Bakteriene utnytter da lagret karbon i polyfettsyrer. Dette gjør at nitrat-konsentrasjonen i returstrømmen til anoksisk sone er meget lav som igjen fordrer små behov for anoksisk volum.

Slamvolumindeksen (SVI = ml/g slam) synes å være noe høy i anlegget. En mulig forklaring er at i områder med lavt oksygentrykk i de aerobe bassengene, vil forholdene legges til rette for oppvekst av filamentære (tråd-formige) organismer. Disse vokser ut av slam-fnökkene og kan derfor bedre utnytte de små mengdene med molekylært oksygen som er til stede (< 1 mg/l).

Det hevdes at anlegg med moderat gode SVI-kvaliteter (< 180 mg/l) har fordeler fordi lette og kohesive slamtepper har en tendens til å fange opp mindre slam-fnokker som igjen fører til lave konsentrasjoner med suspendert stoff (SS) i utløpet. Dette krever imidlertid overdimensjonerte ettersedimenterings-bassenger.

## 4.2 USA / Canada

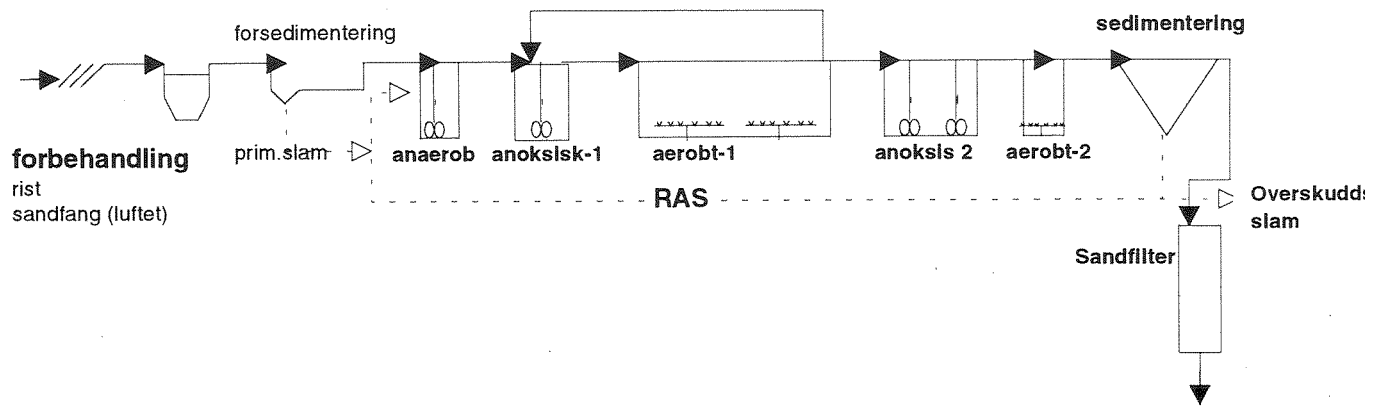
I USA er det etablert mange anlegg som baseres på biologisk fosforfjerning. For deler av USA gjelder samme betingelser som for Sør Afrika, d.v.s. relativt høye temperaturer og konsentrerte avløpsvann. USA har også vært sentral i den historiske utviklingen av bio-P anlegg med lansering av sidestrøms-utforminger tidlig på 70-tallet og senere etablering av en rekke patenter på returslamsløsninger (jfr. kapittel 2). Nordover i USA og ikke minst i Canada synker temperaturen i avløpsvannet. Erfaringene med bio-P/N anlegg er imidlertid gode. Kelowna renseanlegg er behørig presentert i rapporten *Biologisk fosforrensing i Norge, Grimstad som eksempel* (Næs et al., 1992).

### 4.2.1 Palmetto renseanlegg, Florida

Kilde: Sedlak, R., 1991

Tabell 7. Anleggsdata for Palmetto renseanlegg i Florida.

Rensemодuler	Antall	Areal (m <sup>2</sup> )	Volum (m <sup>3</sup> )	Kommentar
Forsedimentering	2		-	Oveflatebelastning: 1,2 m/h
Anaerobe basseng	2		220	Oppholdstid 1 time
Anoksiske basseng	2		600	Oppholdstid 2 timer 40 minutter
Aerobe basseng	2		1 040	Oppholdstid 4 timer 40 minutter
Sek.anoksiske basseng	3		485	Oppholdstid 2 timer 12 minutter
Sek. aerobe basseng	3		220	Oppholdstid 1 time
Biologi totalt			2 565	Oppholdstid ca. 12 timer
Ettersedimentering	2			Avløp gjennom sandfilter



Figur 32. Flyttdiagram for Palmetto rensesanlegg i Florida

Tabell 8. Dimensjonerende grunnlag for Palmetto rensesanlegg i Florida

Parameter	Dimensjonerende verdi (mg/l)	Gjennomsnittsverdi (mg/l)	
BOF <sub>5</sub>	270	158	(maks. 232)
SS	250	135	(maks. 224)
Tot-N	43	33.1	(maks. 46)
Tot-P	14	5.3	(maks. 8)
Temperatur		18°C - 25°C	
BOF <sub>5</sub> /Tot-P	19/1	30/1	

## Presentasjon og erfaringer

Anlegget er et 5-trinns Bardenpho anlegg, utformet for høygradig nitrogen-fjerning. Anleggsdata er presentert i tabell 7. Dimensjonerende grunnlag er vist i tabell 8.

I Palmetto rensesanlegg blandes primærslammet med returslam for totalblanding i selektoren. Avløpet ledes gjennom et sandfiltersystem for fjerning av suspendert stoff (sluttpolering).

Anlegget har en svært varierende gjennomstrømning (tidvis >70% overskridelse av dimensjonerende verdi). P.g.a høy temperatur i avløpsvannet (>20°C) og høy slamalder (>20 døgn) er imidlertid N-fjerningen meget effektiv.

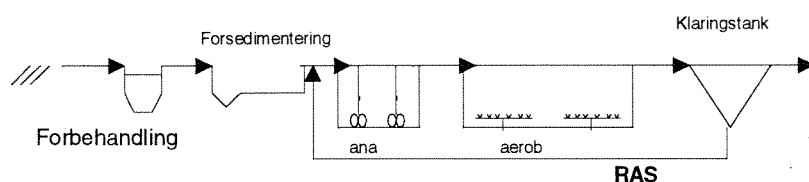
Fosforkonsentrasjonen i utløpet, etter sandfilter, ligger normalt <1 mg/l.

#### 4.2.2 East Boulevard rensanlegg, Michigan

Kilde: Sedlak, R., 1991

Tabell 9. Anleggsdata for East Boulevard rensanlegg i Michigan

Rensemoduler	Antall	Areal (m <sup>2</sup> )	Volum (m <sup>3</sup> ) (to linjer)	Kommentar
Forsedimentering	2		-	Oveflatebelastning: 1,5 m/time
Anaerobe basseng	2		1 860	Oppholdstid 1:45 time
Aerobe basseng	2		7 000	Oppholdstid 6 timer 20 minutter
Biologi totalt			8 860	Oppholdstid ca. 8 timer
Ettersedimentering	12			utløp til 2-medie-filter



Figur 33. Flyttdiagram for East Boulevard rensanlegg i Michigan

#### Presentasjon og erfaringer

East Boulevard er bygget opp som et såkalt *A/O anlegg* som kun er innrettet på bio-P. Forbehandlet vann ledes til forsedimentering og derfra til 4 parallelle biologiske prosesslinjer som hver er dimensjonert for å motta 13 100 m<sup>3</sup>/døgn. 2 av linjene er utformet som et *A/O-anlegg* (Det er typisk at rensanlegg har en fleksibel oppbygging som muliggjør utprøving av og sammenlikning mellom forskjellige utforminger.) Anleggsdata er vist i tabell 9.

Tabell 10 viser at avløpsvannet ved East Boulevard rensanlegget er sammenlignbart med avløpsvannet inn på RA-Groos ved normal gjennomstrømning.

Tabell 10. Avløpsvannets kvalitet m.h.p en del sentrale parametre ved henholdsvis East Boulevard rensanlegg i Michigan og Groos rensanlegg i Grimstad.

Parameter	Gjennomsnittsverdi (mg/l)	Gjennomsnittsverdi Groos RA
BOF <sub>5</sub>	228	180 (BOF <sub>7</sub> )
SS	213	200
Tot-P	3.2	3.05
BOF <sub>5</sub> /Tot-P	70	59
TKN	22,5	23.3 (Tot-N)
NH <sub>4</sub> -N	14,8	13.7
Temperatur	10°C - 20°C	6°C - 16°C



Fosforkonsentrasjonen i utløpet varierer normalt mellom 0,3 og 1,0 mg/l. Utløpsskonsentrasjonen i de to linjene som ikke kjører som A/O-anlegg (aktivslamanlegg) er til sammenlikning 1,5 - 2,0 mg/l. I måleperioden varierte den hydrauliske oppholdstiden (HRT) mellom 5 og 10 timer, mens slamalderen lå mellom 12 og 24 døgn.

### 4.3 Sverige

I Sverige har det pågått forsøk med biologisk fosfor-fjerning (bio-P) og kombinert biologisk fosfor og nitrogenfjerning (bio-P/N) siden midt på 80-tallet. Imidlertid ble de første observasjonene som dokumenterte biologisk fosforfjerning gjort på slutten av 70-tallet ved renseanleggene i Kristianstad og Falkenberg. Ved siden av de store rådgivende ingeniørene, spesielt RUST-VA project AB og VBB VIAK er det spesielt miljøet ved Lunds Tekniska Högskola (LTH) som har arbeidet med bio-P relatert FoU-virksomhet. Det er ennå ikke bygget anlegg med eksklusiv bio-P-konfigurasjon i Sverige, men flere steder er det satt igang forsøk for å teste ut biologisk fosforfjerning som alternativ til kjemisk felling i konvensjonelle nitrogenfjerningsanlegg (bio-N anlegg). Dette er forøvrig en utvikling som går igjen i de aller fleste land.

De mest kjente "bio-P/N anleggene" i Sverige er listet opp nedenfor.

1. Helsingborg / Öresundverket
2. Halmstad / Sördals AVR
3. Dalby
4. Staffanstorp
5. Ängstorps AVR
6. Kävlinge
7. Kristianstad

Ved Sjölundaverket i Malmö er det dessuten to større pilotanlegg i drift; ett i regi av LTH (Carlsson, H.) og ett i regi av gatukontoret i Malmö (Aspegren, H).

#### 4.3.1 Öresundverket, Helsingborg kommune

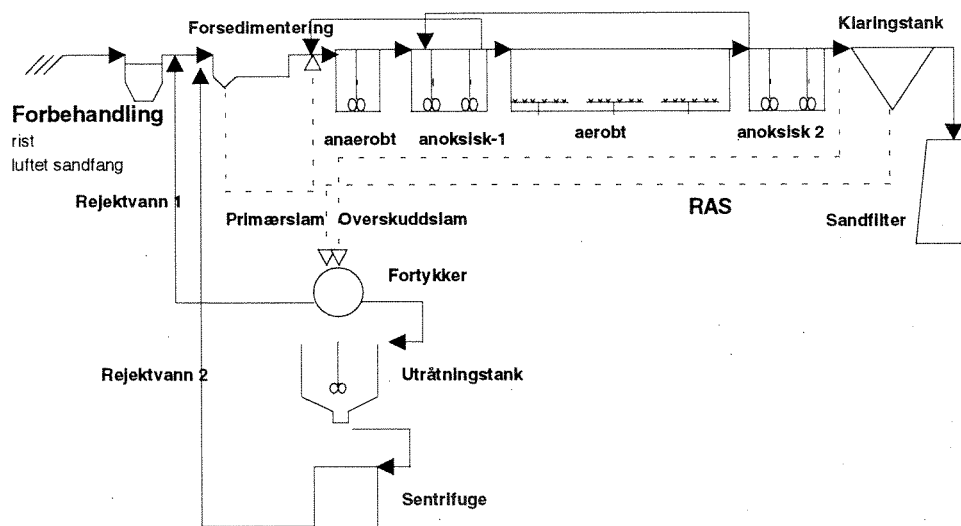
Kilder: Jönsson, K., *Lunds tekniska Högskola, pb 118, S-221 00 Lund*  
Christensson et al., 1995

Tabell 11. Anleggsdata for Öresundverket i Helsingborg kommune.

Rensemoduler	Antall	Areal (m <sup>2</sup> )	Volum (m <sup>3</sup> )	Kommentar
Sil/rist	2			spaltevidde, 10 mm
Sandfang	2		750	
Forsedimentering	8	2 400		
Utjevningsbasseng	8		8 000	
Anaerobe basseng	4	750	4 100	1 sone pr. linje
Anoksiske basseng	4	2 800	12 400	1 sone pr. linje
Aerobe basseng	12	3 000	14 200	3 soner pr. linje
Sek.anoksiske basseng	4	400	2 150	1 sone pr. linje
Biologi, total		7 000	32 800	4 linjer
Sedimentering	16	5 300	21 000	
Filter	12	600		2-medie-filter

Renseanlegget er dimensjonert for år 2010 etter følgende spesifikasjoner:

$Q_{dim}$	:	3 250 m <sup>3</sup> /time
$Q_{max}$	:	6 500 m <sup>3</sup> /time
BOD <sub>7</sub>	:	15 000 kg/døgn
Tot-N:	:	2 700 kg/døgn
Tot-P	:	490 kg/døgn
Suspendert stoff	:	14 500 kg/døgn
Temperatur	:	8 °C



Figur 34. Flyttdiagram for Øresundverket i Helsingborg.

## Presentasjon og erfaringer

Renseanlegget slik det fremstår i dag sto ferdig i desember 1991. I en prøveperiode frem til 1. april 1995 har det pågått omfattende forsøksvirksomhet på renseanlegget. Hovedmålet med forsøkene er å driftsoptimere renseanlegget med hensyn på nitrogenfjerning i kombinasjon med ulike fosforfjerningsalternativer.

Renseanlegget består av mekanisk rensing, biologisk rensing, filtrering samt slambehandling (figur 34).

Fosforfjerning kan skje gjennom forfelling, simultanfelling eller ved bio-P. Den mekaniske rensingen består av forbehandling (sil og sandfang) etterfulgt av forsedimentering. Den biologiske rensingen er delt inn i 4 uavhengige linjer med separate væske og slamtransporter. Nitrogen fjerningen drives som en fordenitrifikasjonsprosess. Vannet etterpoleres gjennom filtrering i 2-mediefiltre. Slammene fortynnes, råtnes og avvannes. Rejektivannet fra slamavvanningen ledes sammen med filter-avannet til en pumpeump etter grovsil.

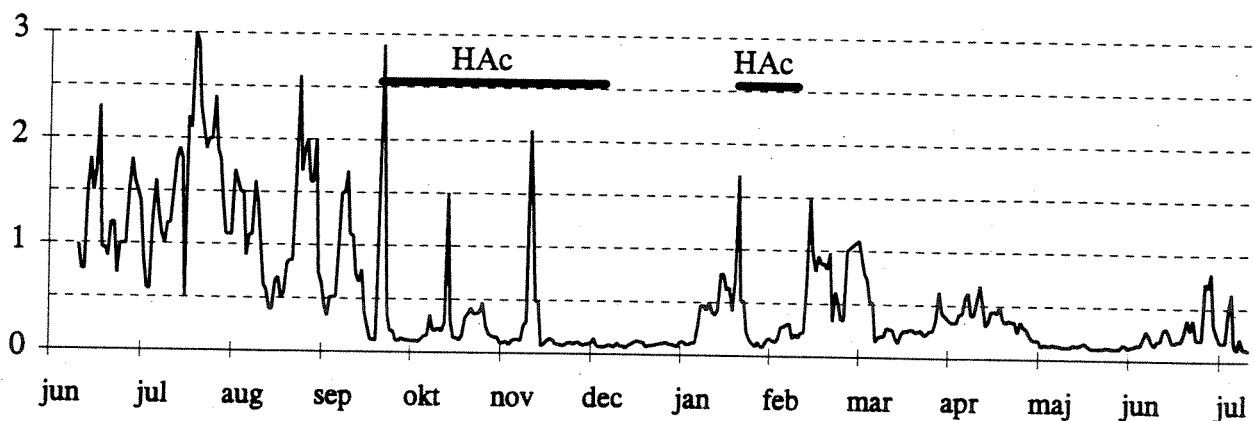
Bio-P fjerning oppnås i en såkalt *UCT-prosess* (jfr. kapittel 2.1)

Öresundsverket i Helsingborg kommune er laget meget fleksibelt ettersom avløpet etter sandfanget splittes i 4 separate linjer. Denne oppbygningen har gjort det mulig å vurdere biologisk fosforrensing i ¼ av renseanlegget, med og uten dosering av hydrolysat eller kommersiell eddiksyre. Tidligere målinger har vist at sammensetningen av KOF i forsedimentert avløpsvann ikke egner seg for bio-P prosessen.

Renseanlegget anvender derfor en enkel hydrolyseprosess for å danne lett nedbrytbare fettsyrer, først og fremst eddiksyre. Denne prosessen skjer mens slamm oppholder seg i forsedimenteringsbassenget. Utbyttet økes ved at slammets oppholdstid forlenges gjennom intern resirkulasjon (jfr. kapittel 2, figur 28). Pumpekapasiteten er satt til 50 m<sup>3</sup>/time pr. basseng.

I en periode på ett år fra juni 1993 til juli 1994 ble det gjennomført forsøk med bio-P/N fjerning i Öresundverket. Resultatene fra disse forsøkene viste at en effektiv bio-P prosess for en stor del er avhengig av at det er tilstrekkelig karbon tilstede i avløpsvannet. Figur 35 viser fosforkonsentrasjonen ut fra biotrinnet i forsøkslinjen. Forklaringen på den klare forbedringen i rensesgrad ligger i forbedret hydrolyse av primærslam og i tilsetningen av eddiksyre (HAc).

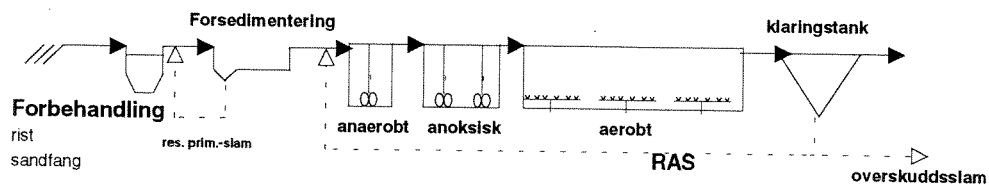
(mg/l)



Figur 35. Filtrert totalfosfor ut fra biotrinnet i forsøkslinje ved Öresundverket i Sverige (Christensson et al., 1995)

#### 4.3.2 Särda's renseanlegg, Halmstad kommune

Kilde: Persson, C. G., VBB VIAK, Geijlersgatan 8, 216 18 Malmö



Figur 36. Flytdiagram for Särda's renseanlegg i Halmstad kommune.

#### Presentasjon og erfaringer

Särda's kloakkrenseanlegg er et såkalt *Johnson* anlegg og har vært i drift fra 1971. Fra høsten 1987 har det vært gjennomført forsøk med nitrogenfjerning ved anlegget og fra vinteren 1990 ble anlegget ombygd til et bio-P/N anlegg.

I figur 36 er anleggsutformingen vist skjematisk. Ved normal drift passerer avløpet to anaerobe bassenger med frigivelse av fosfor og en aerob sone med opptak av fosfor og nitrifisering. Denitrifikasjonen skjer delvis i ettersedimenteringen. Overskuddsslam pumpes til fortykker og transporteres til Halmstads renseanlegg. Belastningen på renseanlegget er ca. 10 000 p.e. inklusive industriavløp som domineres av en potetfabrikk.

Renseeffekten i anlegget er merkbart bedre om våren og høsten, da utløpskonsentrasjonene for fosfor og nitrogen er henholdsvis 1 mg/l og 6,9 mg/l (figur 37 og 38).

Gjennomsnittlig belastning inn på renseanlegget er:

BOD<sub>7</sub> : 800 kg/døgn (Konstant hele året, men karbonkilden varierer. På sommeren dominerer husholdningsavløpene, mens potetindustrien overtar vinterstid.  
 Tot-N : 100 kg/døgn  
 Tot-P : 20 kg/døgn

Om vinteren inntreffer tilfeller med alvorlig slamflukt i forbindelse med høye gjennomstrømninger gjennom anlegget. Sommerstid forklares eventuelt lave renseseffektiviteter med forandringer i de biologiske prosessene.

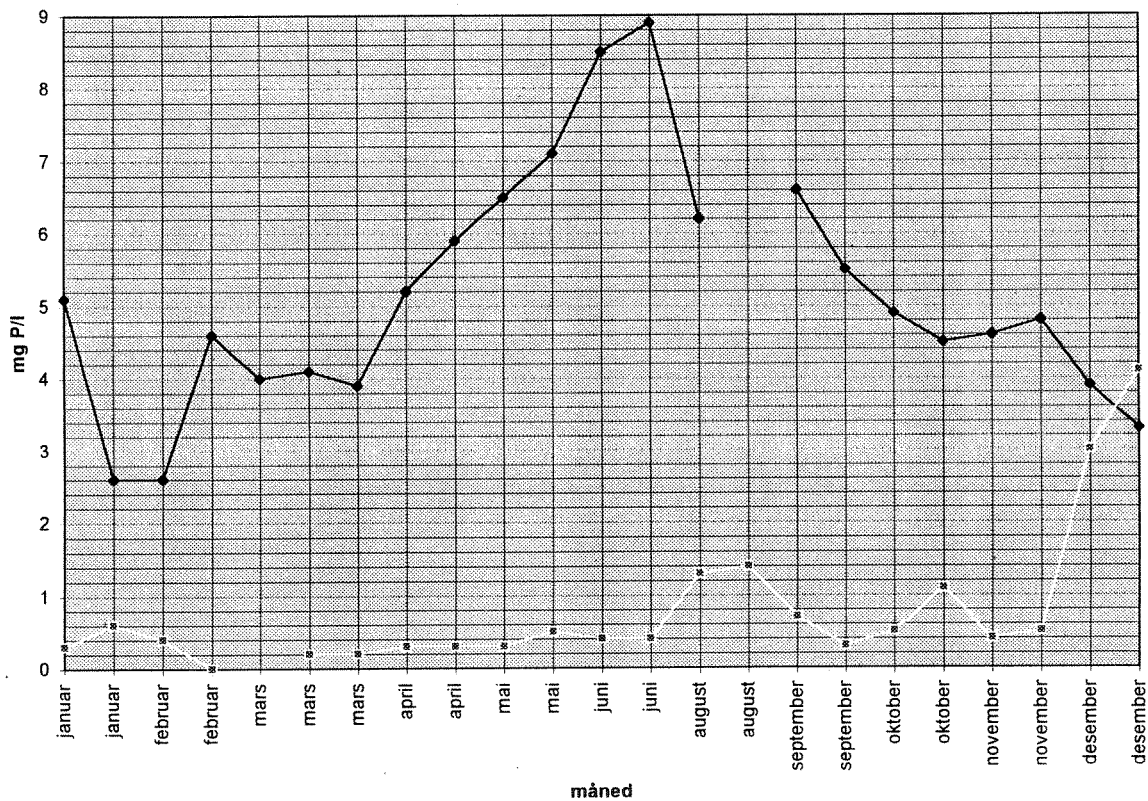
Kortversjoner av driftsdokumentasjonen ved Särddal renseanlegg presenteres i tabell 12 og 13.

Tabell 12. Utvalgte driftsdata fra Särddal renseanlegg i 1993

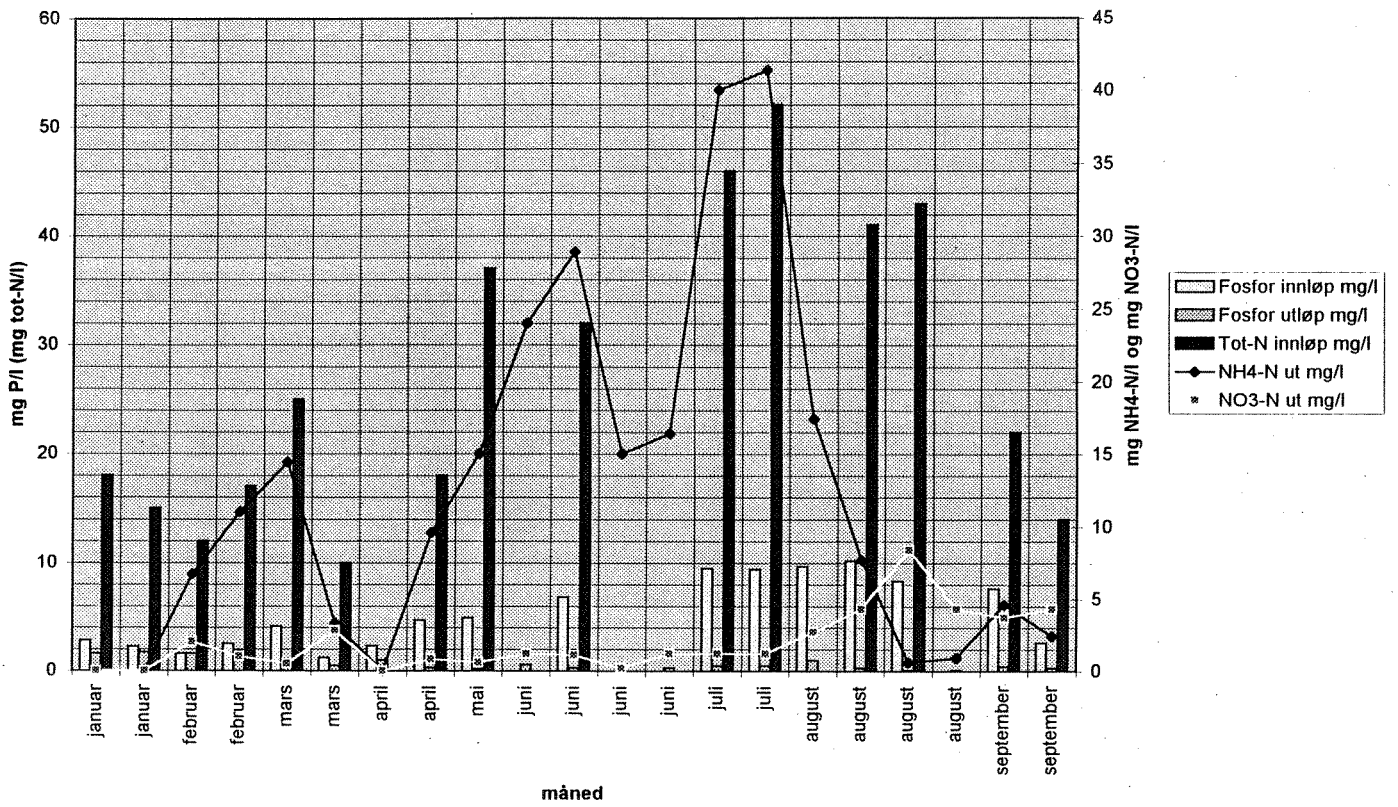
	Q inn 3/døgn	KOF innløp		KOF utløp		Fosfor innløp		Fosfor utløp		Tot-N innløp		Tot-N utløp		SS innløp	SS utløp	KOF filtrert	Tot-P filtrert	Tot-P f-ut	NH <sub>4</sub> -N innløp	NH <sub>4</sub> -N ut	NO <sub>3</sub> -N ut	
	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	
januar	4841	180	110	2,8	1,6	18	15										0,3	0,1				
januar	2490	140	110	2,2	1,7	15	15											0,3				
februar		150	105	1,6	1,6	12	13										0,3	0,1		6,7	2	
februar		250	165	2,5	1,9	17	22												1,5		11	1
mars		250	60	4,1	0,7	25	16	152	32											14,4	0,5	
mars	8360	97	59	1,2	0,5	10	8		29								0,1				3,3	2,8
april	8262	396		2,3	1														0,1			
april	3222	300	38	4,7	0,3	18	11	110	14	180	0,1								10	9,6	0,6	
mai	2458	460	36	4,9	0,2	37	13	220	14	200								0,2	17	15	0,6	
juni	1597	555	53		0,6		26										0,2	0,2			24	1,2
juni	1486	359	109	6,8	0,3	32	23										0,1	0,1	28,8	28,9	1,1	
juni	1671	579																	0,2		15	0,2
juni	1522	480	110		0,3		20		25,4								0,1	1,2			16,4	1,2
juli	1702	580	60	9,5	0,5	46	43	270	25	200	0,2	1,2					0,2	1,2	43	40	1,2	
juli	1666	590	46	9,4	0,5	52	43	316	18	190	0,2	0,6	49,2	41,4	1,2							
august	1641			9,7	1													0,1	38,1	17,4	2,7	
august	1413	563	39	10,2	0,3	41	12,7	250	12	195		0,2	45,6	7,7	4,3							
august	1225	349	16	8,3	0,1	43	8,8	292	13	209	0,1	0,7	34,3	0,6	8,4							
august	1257		23		0,1		5,3		13									0,3		0,9	4,3	
september		282	34	7,6	0,4	22	7,5	186	10	77									13,1	4,6	3,7	
september		162	29	2,6	0,3	14	4,5	110	9	55									7,3	2,4	4,3	

Tabell 13. Utvalgte driftsdata fra Særdal rensanlegg i 1994

	Q inn3døgnl	KOF innløp	KOF utløp	Fosfor innløp	Fosfor utløp	Tot-N innløp	Tot-N utløp	SS innløp	SS utløp	KOF-filtrat	Tot-P-filtrat	Tot-P f-ut	NH4-N innløp	NH4-N ut	NO3-N ut
	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l
januar	4778	690	120	5,1	0,3	30	6,6	425	12	120	3,3	0,1	14	2,1	2,7
januar	8790	440	110	2,6	0,6	18	4,2			67	1,3	0,3	5,8	2	1,6
februar	9432	284	44	2,6	0,4	24	9	161	24	87	1,9	0,1	9,3	3,7	1,9
februar	5705	347	903	4,6	14,6	13	34	253	562		1,8	1,5	6,9	3,6	0,7
mars	4958	353		4		35		182		107			14,7		
mars	4185	282	34	4,1	0,2	25	11	88	4	162	3,2		13,9	8,8	1,2
mars		345	34	3,9	0,2	23	12		6			0,1		8,6	1,7
april	4160	396	45	5,2	0,3	32	9,5	241	6,5	142	3,1	0,1	14,9	6,8	1,7
april	3794	532	53	5,9	0,3	38	13	222	17	209			19,2	8,5	1,9
mai	3472	514	53	6,5	0,3	35	23	283	8	195	4,7	0,2	20,9	12,4	2,5
mai	3148	555	61	7,1	0,5	46	21	220	14	256	5,5	0,2	23,5	11,9	4,4
juni	3156	868	51	8,5	0,4	42	9,6	387	21	260	6,5	0,1	28,3	0,6	7,2
juni	2952	760	60	8,9	0,4	45	13	400	11	180	6,9	0,2	35	3,7	6,1
august	5755	604	40	6,2	1,3	34	7,2	317	8	132	3,5	1,2	18,1	0,1	6,9
august	4595		61		1,4			9,3				1,2		0,1	7,8
september	3300	550	37	6,6	0,7	31	7,6	230	8	160	4,5	0,6	22,9	0,2	6,6
september	3227	319	37	5,5	0,3	31	8,4	129	4	156	4	0,1	21,2	0,3	6,2
oktober	3390	315	44	4,9	0,5	28	14		14			0,2		9,1	4,3
oktober	5071	398	37	4,5	1,1	23	12	169	2			0,7	15,3	11,6	1,9
november	3292	430	58	4,6	0,4	30	16	170	13	220	3,4	0,3	19	15	0,7
november	5324	420	51	4,8	0,5	26	15							12,7	0,8
desember	2440	390	180	3,9	3	26	22								
desember	3967	180	170	3,3	4,1	19	19								



Figur 37. Fosforfjerning ved Særdal rensanlegg. Fosforkonsentrasjon ved inn- og utløp basert på ukeseblandprøver.



Figur 38 Fosfor og nitrogenfjerning ved Sirdal renseanlegg i 1994

### 4.3.3 Staffanstorp rensanlegg

Kilde: Emanuelsson, 1994

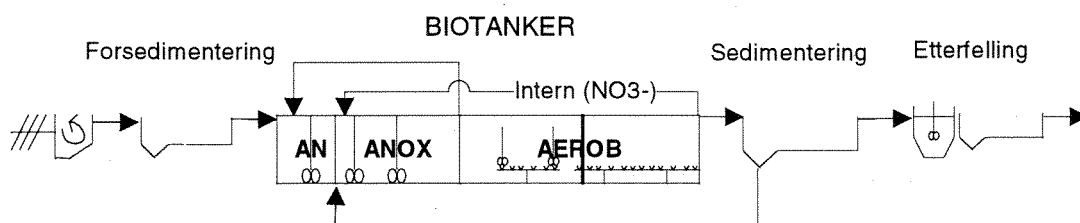
Krisstenson, J. driftsansvarlig,

Tabell 14. Anleggsdata for Staffanstorp rensanlegg

Rensemoduler	Areal (m <sup>2</sup> )	Volum (m <sup>3</sup> )
Rister		
Sandfang		40
Forsedimentering	175	
Anaerobe basseng		460
Anoksiske basseng		940-1880
Aerobe basseng		940-1880
Mellomsedimentering	375	
Flokkulering		165
Sluttsedimentering	375	

Anlegget er dimensjonert for å 2 000 som beskrevet under:

$Q_{dim}$  : 360 m<sup>3</sup>/time  
 $Q_{max}$  : 1 200 m<sup>3</sup>/time  
 $BOD_7$  : 1 500 kg/døgn  
Tot-N : 230 kg/døgn  
Tot-P : 55 kg/døgn  
p.e. : 24 000



Figur 39. Flydiagram for Staffanstorp rensanlegg

### Presentasjon og erfaringer

Staffanstorp rensanlegg er representant for et nitrogenfjerningsanlegg som har fått implementert en anaerob selektor og dermed drives som et bio-P/N anlegg. Utslippskravene er (for en prøveperiode) satt til:

$BOF_7$  : 10 mg/l  
P-tot : 0,3 mg/l  
N-tot : 12 mg/l

Anlegget benytter etterfelling som standard og oppnår derfor meget høy fosforfjerningsgrad (< 0,1 mg P/l i utløp).

#### 4.3.4 Ängstorp renseanlegg

Kilde: Emanuelsson, 1994

Tabell 15. Anleggsdata for Ängstorp renseanlegg

Rensemoduler	Areal (m <sup>2</sup> )	Volum (m <sup>3</sup> )
Rist		
Sandfang		90
Flokkulering		200
Forsedimentering	250	
Anaerob basseng		360
Anoksisk basseng		1300-3700
Aerobt basseng		1700-1900
Anoksisk basseng		120
Mellomsedimenteringsbasseng	375	
Flokkulering		200
Sluttsedimentering	380	

Ängstorp renseanlegg er dimensjonert for:

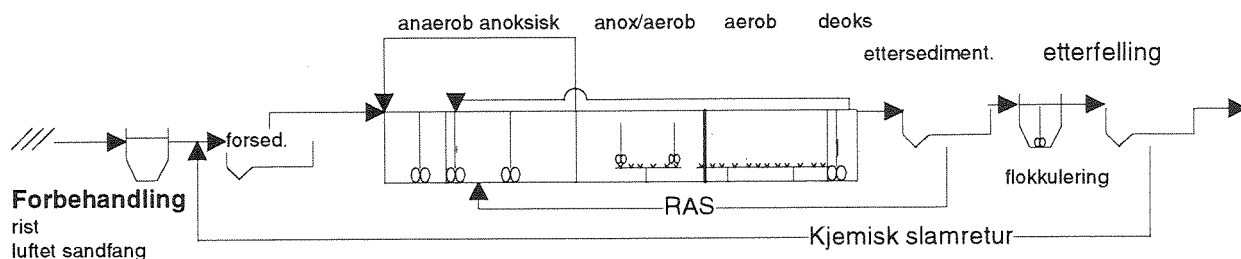
Q <sub>dim</sub>	: 420 m <sup>3</sup> /time
Q <sub>max</sub>	: 1 680 m <sup>3</sup> /time
BOD <sub>7</sub>	: 1 900 kg/døgn
Tot-N	: 291 kg/døgn
Tot-P	: 55 kg/døgn
p.e.	: 20 000

Dimensjoneringskriteriene for Ängstorp AVR er beskrevet i tabell 16.

Tabell 16. Dimensjonerende kriterier for Ängstorp renseanlegg

Parameter	verdi	benevning
Slamproduksjon	0,8	kg SS/kg BOF <sub>7</sub> * døgn
Slammengde	4,0	kg SS/m <sup>3</sup>
Glødetap	67	%
Temperatur	8	°C
Oppholdstid i anaerob basseng	1	time
Denitrifikasjonshastighet	1,0	g N /kg VSS * time
Nitrifikasjonshastighet	1,5	g N /kg VSS * time
SRT	15	døgn
Overflatebelastning i mellomsedimentering	0,7	m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> * time
RAS	1,5	* Q <sub>dim</sub>
Resirkulasjonsmengde til anaerob basseng	1	* Q <sub>dim</sub>
Resirkulasjonsmengde til anoksisk basseng	3	* Q <sub>dim</sub>





Figur 40. Flyttdiagram for Ångstorp rensanlegg

## Presentasjon og erfaringer

Ångstorp rensanlegg oppnår fosforkonsentrasjoner i utløpet på under 0,5 mg/l uten tilsetning av kjemikalier, hvilket må sies å være meget lavt. Slammets innhold av fosfor ligger opp mot 4% av TS. Resultatene er oppnådd uten at driften er spesielt rettet inn mot bio-P fjerning.

Den nåværende kapasitetsutnyttelsen er imidlertid lav og ligger på 52% m.h.p. Q, 45% med hensyn på tot-N og bare 35% m.h.p. BOF<sub>7</sub>.

## 4.4 Danmark

Det er beskrevet 3 returslamsanlegg med nitrogenfjerning og eksklusiv bio-P utforming i Danmark.

1. Fredriksværk rensanlegg
2. Solrød rensanlegg
3. Melby rensanlegg

I tillegg drives en del nitrogenfjerningsanlegg som bio-P/N anlegg ved at det er bygget inn en anaerob selektor i forkant av anoksiske og aerobe basseng. Ved disse anleggene doseres fellingskjemikalier. Et unntak er Nakskov rensanlegg, der slammets tilledes et takerørsanlegg for avvanning. Fosforkonsentrasjonen i rejektivannet fra dette anlegget er omtrent som konsentrasjonen i inngående avløpsvann (5-10 mg/l). Fosforkonsentrasjonen i utløpet ligger på 2 mg/l i gjennomsnitt.

Eksempler på danske bio-N anlegg med selektor er (Emanuelsson, 1994):

- Havnsø rensanlegg i Bjergsted kommune
- Hunseby rensanlegg i Maribo og Sakskøbing kommune
- Lyngesyd rensanlegg i Allerød kommune
- Nakskov rensanlegg i Nakskov kommune
- Usseerød rensanlegg i Hørsholm kommune

I Danmark er såkalte intermitterende anlegg (patenterte systemer fra I Krüger) tilrettelagt for biologisk fosforfjerning (Biodeniphos). Henze (personlig meddelelse, 1994) rapporterer om i overkant av 30 bio-P/N anlegg med intermitterende drift i Danmark. Disse anleggene drives for en stor grad som simultanfellingsanlegg med tilsetning av jernsulfat eller jernklorid i forkant av den anaerobe selektoren eller før ettersedimenteringsbassenget (simultanfelling).

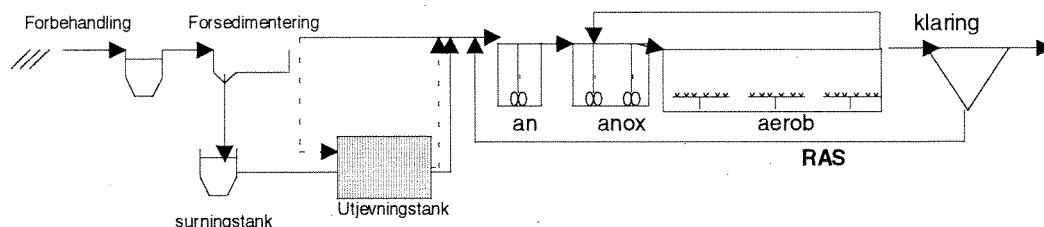
Viby renseanlegg i Århus kommune er et Bardenpho anlegg som visstnok drives uten inndosering av fellingskemikalier. Fosforkonsentrasjonen i utløpet fra dette anlegget ligger normalt < 0,2 mg P/l (etter sandfilter). Viby renseanlegg styres med basis i signaler fra on-line sensorer som registrerer  $\text{NH}_4^+$ -N og  $\text{NO}_3^-$ -N.

#### 4.4.1 Melby renseanlæg

Kilde: Carl Bro as, Granskoven 8, 2600 Glostrup

Tabell 17. Anleggsdata for Melby renseanlegg, Danmark

Rensemøduler	Antall	Areal (m <sup>2</sup> )	Volum (m <sup>3</sup> )	Kommentar
Forsedimentering	2	4 100	-	Oveflatebelastning: 1,5 m/timen
Utjevningssjø	2		22 759	Utstyrt med lameller
Anaerobe basseng	5		2 080	Oppholdstid 1 timer
Anoksiske basseng	2		4 800	Oppholdstid 2 timer 20 minutter
Aerobe basseng	4		14 700	Oppholdstid 7 timer 06 minutter
Biologi totalt			27 080	Oppholdstid ca. 14 timer
Ettersedimentering	4	12 350		2-medie-filter



Figur 41. Flytdiagram for Melby renseanlegg

#### Presentasjon og erfaringer

Melby renseanlegg er bygget som et 3 trinns Bardenpho anlegg med surningstank for hydrolyse av primærslam til fettsyrer (Figur 41).

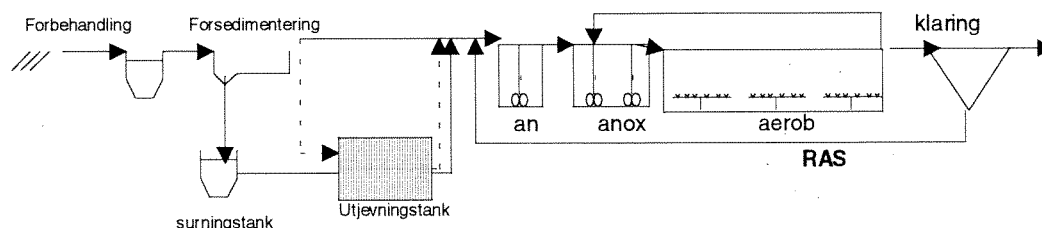
Anlegget er utstyrt med utjevningstank for utjevning ved høy organisk belastning. Karbonrikt avløpsvann ledes inn på renseanlegget i perioder med lite organisk stoff. Anlegget er dimensjonert for 35 000 p.e.

#### 4.4.2 Solrød Renseanlæg

Kilde: Carl Bro as, Granskoven 8, 2600 Glostrup

Tabell. 18. Anleggsdata for Solrød rensanlegg

Rensemoduler	Antall	Areal (m <sup>2</sup> )	Volum (m <sup>3</sup> )	Kommentar
Forsedimentering	1		1 500	Sirkulære basseng
Utjevningbasseng	1		1 400	Sirkulært basseng
Anaerobe basseng	5		1 800	
Anoksiske basseng	2		1 800	
Aerobe basseng	4		3 600	
Biologi totalt			7 200	
Ettersedimentering	2		3 450	2 x sirkulære basseng



Figur. 42. Flyttdiagram for Solrød rensanlegg

#### Presentasjon og erfaringer

Anlegget er et bygget som et tre-trinns Bardenpho anlegg med surningstank for produksjon av flyktige fettsyrer. Anlegget er likeledes anlagt med utjevningstank til bruk ved perioder med høye belastninger. Anlegget er dimensjonert for en belastning på 23 000 p.e. med maksimal  $Q = 10\,000\text{ m}^3/\text{døgn}$ .

#### 4.5 Tyskland

Det er vanskelig å få full oversikt over antall bio-P/N anlegg i Tyskland. Hartwig (personlig meddelelse, 1995) rapporterer om en høy aktivitet m.h.t. nyetablering av bio-P/N anlegg og vurderer antallet nitrogenfjerningsanlegg med anaerob selektor ("bio-P/N") å ligge nærmere 150. Det presiseres imidlertid fra Hartwig at anleggene i lengre perioder drives med tilsats av fellingskjemikalier, fortrinnsvis som  $\text{FeCl}_3$  eller at en eller flere linjer i anleggene drives som rene fellings- eller nitrogenfjerningsanlegg.

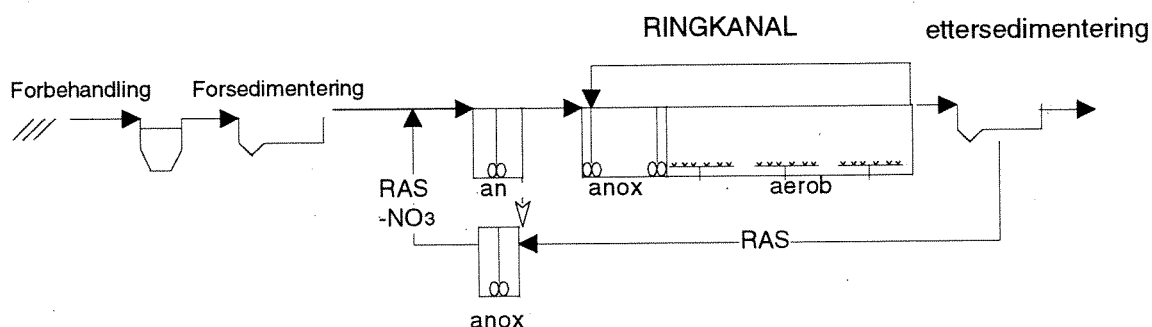
Grunnen til et stadig økende omfang av bio-P/N anlegg i Tyskland ligger i behovet for å redusere slamvolumene, da det er forbudt å deponere avfall med mer enn 3% organisk stoff.

#### 4.5.1 Hildesheim RA

Kilde: Hartwig, P., aqua consult Ingenieur GmbH, Mengendamm 16, 3000 Hannover 1

Tabell 19. Anleggsdata for Hildesheim renseanlegg

Rensemодuler	Antall	Areal (m <sup>2</sup> )	Volum (m <sup>3</sup> )	Kommentar
Forsedimentering				ukjent
Anaerobe basseng	2		1 750	
Ringkanal (anoks + aerob)	2		14 200	
Anoksiske basseng for RAS	2		1 250	4 kamre (stempel)
Biologi totalt			17 200	
Ettersedimentering	2	2 036	6 720	Overflatebelastning 1,22 m/h



Figur. 43. Flydiagram for Hildesheim renseanlegg

#### Presentasjon og erfaringer

Slik anlegget beskrives ligger utformingen nær opp til den valgte utformingen for RA-Groos (4-trinns Bardenpho, jfr. kapittel 2.1). Renseanlegget har 4 uavhengige linjer hvorav to drives som bio-P/N. Anlegget er dimensjonert for å motta 37 500 m<sup>3</sup>/døgn. Kvaliteten på avløpsvannet er beskrevet i tabell 20.

Tabell 20. Kvalitet i avløpsvann inn på Hildesheim renseanlegg

	Tot-P (mg/l)	BOF <sub>5</sub> (mg/l)	Tot-N (mg/l)
Innløpskonsentrasjon	10	250	54

Det presiseres at avløpsnettets er i dårlig forfatning slik at anlegget periodevis mottar mye fremmedvann ved store nedbørshendelser. I slike perioder er avløpsvannet svært tynt med lave BOF<sub>5</sub>/TKN- og BOF<sub>5</sub>/Orto-P-forhold.

Anlegget drives med en gjennomsnittlig slambelastning på 0,12 kg BOF<sub>5</sub> / kg TS \* døgn.

Slamkonsentrasjonen ligger på ca. 3 g TS/liter og gjennomsnittlig temperatur i avløpsvannet er 12°C.

Rensegraden ligger nå på ca. 81%, hvilket vil si utløpskonsentrasjoner på ca. 2.2 mg P/l. Fosforinnholdet i avvannet slam ligger på 3,4 - 5,1% (av TS). Det har inntruffet flere tilfeller med bortfall av fosforfjerning p.g.a. høye  $\text{NO}_3^-$ -konsentrasjoner i returslammet. Følgende forsøk har vært gjennomført for å høyne fosfor-reksegraden:

1. Delvis resirkulasjon av primærslam i forsedimenteringsbassenget for produksjon av flyktige fettsyrer til poly-P bakteriene
2. Inndosering av eddiksyre.

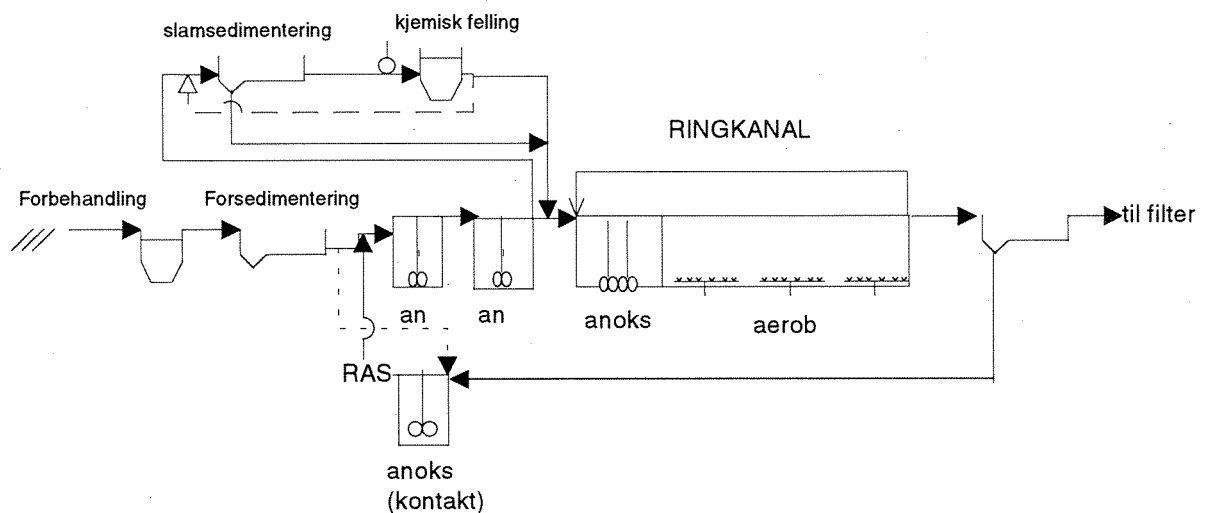
Begge tiltakene er prøvd ut med gode resultater, - d.v.s. < 1 mg P/l i utløpet.

Hydrolyse av primærslam er antagelig den metoden som vil implementeres, men siden renseanlegget har råtetanker for metanproduksjon fra primærslammet må energitapet (15% reduksjon i metanproduksjon) veies opp mot en økning fra 81% til 90% reksegrad.

Inndosering av eddiksyre eller andre "rene avløpsstrømmer" blir et kostnadsspørsmål. Når alt kommer til alt er bio-P/N foretrukket fordi driftskostnadene blir lavere bl.a. som funksjon av lavere utgifter til kjemikalier.

#### 4.5.2 Husum renseanlegg (kombinert kjemisk - biologisk)

Kilde: Hartwig, P., aqua consult Ingenieur GmbH, Mengendamm 16, 3000 Hannover 1



Figur 44. Flytskjema for Husum renseanlegg

#### Presentasjon og erfaringer

Renseanlegget skal behandle avløpsvann med ekstremt variable kvaliteter p.g.a. høysesonger med hensyn på turisme. Bl.a. svinger døgnbelastning m.h.p.  $\text{BOF}_5$  mellom 400 og 17 000 kg/døgn. Anlegget er opprinnelig bygget som et ringkanalsystem med nitrifikasjon / denitrifikasjon. For å få til et fleksibelt system med mulighet for biologisk fjerning av fosfor er det etablert et preanoksisk basseng i forkant av 2 anaerobe basseng. Ved høy belastning er det mulig å ta ut en delstrøm fra det andre anaerobe bassenget til en egen sedimenteringsenhet etterfulgt av kjemisk felling. Anleggsutformingen er vist i figur 44.

Sammensetningen til avløpsvannet inn på anlegget er normalt velegnet for biologisk fosforfjerning:

BOF <sub>5</sub> /TKN	:	7
KOF/TKN	:	12
BOF <sub>5</sub> /Tot-P	:	58 - 120 mg organiske syrer /l.

Etter at forholdene ble optimalisert for denitrifikasjon har anlegget oppnådd meget gode renses effekter. Fosforkonsentrasjonen i avløpet ligger mellom 0,2 og 1,5 mg/l.

I store perioder av året er nitrogenfjerningen meget effektiv, med bare 1,0 mg NH<sub>4</sub>-N/l og 1,5 mg NO<sub>3</sub>-N/l i utløpet.

#### 4.5.3 Ruhleben rensesanlegg i Berlin, Tyskland

Kilde: Peter og Sarfert, 1989

##### Presentasjon

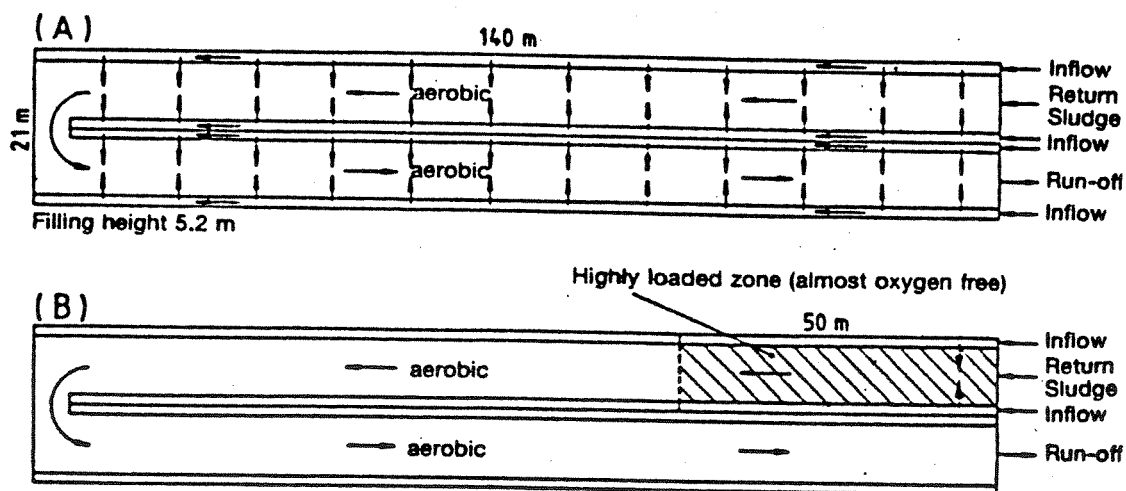
Ruhleben rensesanlegg er et ringkanalanlegg bygd ut i to etapper i 1963 og i 1984. Første utbyggingstrinn behandler pr. dato 40 000 m<sup>3</sup>/døgn, mens det nyeste anleggstrinnet behandler 200 000 m<sup>3</sup>/døgn. I forbindelse med gjennomføring av tiltak for å forhindre flyteslam ble biologisk fosforfjerning observert som en "bi-effekt". Siden 1987 har det pågått forsøk i begge anleggene for å optimalisere både for nitrogen og fosforfjerning.

Avløpsvannet gjennomgår normal forbehandling (rist og sandfang) før det distribueres til biolinjene via forsedimenteringsbasseng. Her blandes forøvrig avløpsvannet med overskuddslam. Det sammen-blandede slamm tilføres koagulant og avvannes v.h.a. sentrifuge før det brennes i *fluidized bed* ovner. Sentrifuge-rejektet tilføres biotrinne.

Utbyggingstrinn nr. 2 (1984) består av 8 forsedimenteringstanker, 4 to-kanals luftebasseng med tilsetning av luft fra membraner (findispergert) og 6 sirkulære ettersedimenteringstanker.

##### Erfaringer fra forsøksperiode

Avløpsvannet ble fra først av tilført ringkanalene fra kant (figur 45 A). Dette driftsopplegget førte imidlertid til flyteslam (SVI > 200 ml/g) og tvang frem driftsrevisjonen beskrevet i figur 45 B. Her blir avløpsvannet tilført oppstrøms som fører til en høyt belastet sone. Det ble ikke bygget inn fysisk skille mellom denne "anaerobe sonen" og luftet sone i ringkanalen.



Figur 45. Anleggsutforming i byggetrinn nr. 2 ved Ruhleben rensesanlegg i Berlin. A: før endring av driftsruiner, B: etter overgang til bio-P drift.

SVI sank umiddelbart til verdier mellom 50 og 100 ml/g samtidig med at fosforkonsentrasjonen i utløpet sank ned mot 1 mg/l. Resultatene førte til at samtlige fire ringkanaler ble modifisert i 1985.

Tabell 21 viser forsøksbetingelsene fra en av bio-P-linjene. Tabell 22 viser gjennomsnittlige renseseffekter for en del parametere, mens figur 46 viser N og P konsentrasjoner i innløp til biotrinn og utløp fra anlegget.

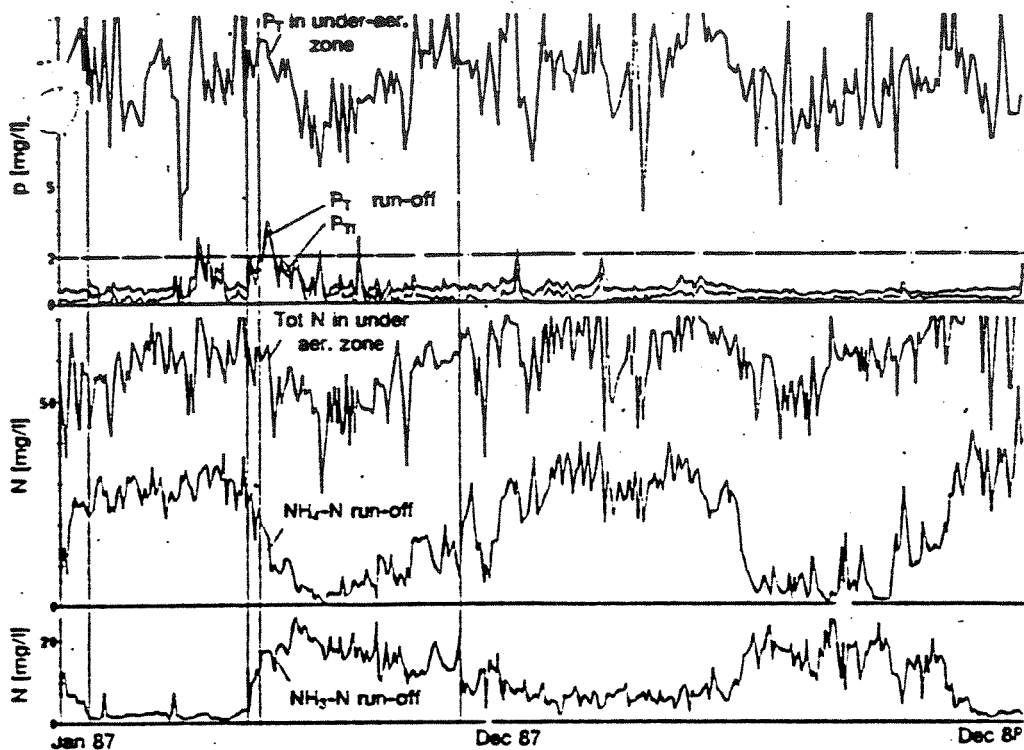
Som resultatene viser oppnås en gjennomsnittlig bio-P fjerning på 90% (0,9 mg P/l i utløpet) selv når anlegget drives med nitrifikasjon. Dette strider imot teorien om at nitrat influerer negativt på utskillelse av fosfor i selektor, men kan muligens forklares med at avløpsvannet er rikt på BOF<sub>7</sub> som igjen gir mulighet for parallell aktivitet av både poly-P bakterier og denitrifiserende bakterier.

Tabell 21. Forsøksbetingelser for en forsøkslinje i byggetrinn nr. 2 ved Ruhleben rensanlegg i Berlin

Periode	Snittverdier for hele 1987	januar-juni periode uten nitrifikasjon	juni - november periode med nitrifikasjon
Q <sub>innløp</sub>	54 925 m <sup>3</sup> /døgn	52 373 m <sup>3</sup> /døgn	51 702 m <sup>3</sup> /døgn
Volum: anaerob/anoksisk	2 800 m <sup>3</sup>	2 800 m <sup>3</sup>	2 800 m <sup>3</sup>
Tid: anaerob/anoksisk	1,2 timer	1,3 timer	1,3 timer
Volum: aerob	12 330 m <sup>3</sup>	12 330 m <sup>3</sup>	12 330 m <sup>3</sup>
Tid: aerob	5,4 timer	5,6 timer	5,7 timer
Slammengde	4,62 g/l	4,88 g/l	4,48 g/l
Sambelastning	0,23 kg BOF <sub>5</sub> /kg*d	0,26 kg BOF <sub>5</sub> /kg*d	0,21 kg BOF <sub>5</sub> /kg*d
Slamalder	4,2 døgn	4,9 døgn	4,5 døgn

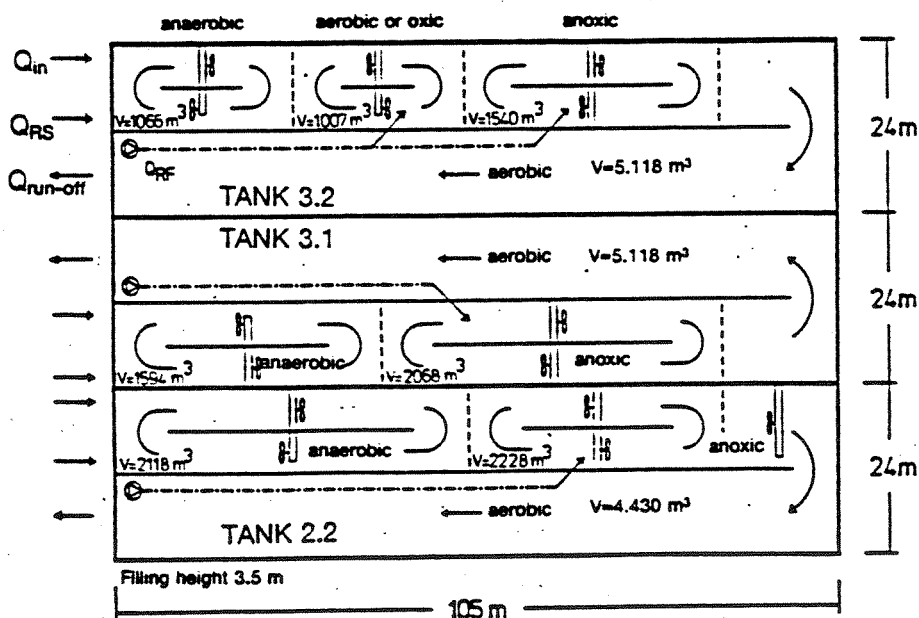
Tabell 22. Gjennomsnitts rensesresultater ved en forsøkslinje i Ruhleben rensanlegg i Berlin

Periode	Snittverdier for hele 1987		januar-juni periode uten nitrifikasjon		juni - november periode med nitrifikasjon	
	Innløp	Utløp	Innløp	Utløp	Innløp	Utløp
BOD <sub>5</sub>	240 mg/l	12 mg/l	266 mg/l	14 mg/l	213 mg/l	11 mg/l
KOF	473 mg/l	55 mg/l	519 mg/l	60 mg/l	415 mg/l	50 mg/l
Hac (eddiksyre)	56 mg/l	-	52 mg/l	-	51 mg/l	-
Tot-N	56,2 mg/l	32,7 mg/l	59 mg/l	35,6 mg/l	52 mg/l	29,8 mg/l
NH <sub>4</sub> -N	37,0 mg/l	18,2 mg/l	37,0 mg/l	29,0 mg/l	35 mg/l	8,0 mg/l
NO <sub>3</sub> -N	-	9,8 mg/l	-	2,2 mg/l	-	17,0 mg/l
Tot-P	9,3 mg/l	0,9 mg/l	9,4 mg/l	0,83 mg/l	8,9 mg/l	1,00 mg/l
Tot-Pf	-	0,48 mg/l	-	0,41 mg/l	-	0,61 mg/l
SS	210 mg/l	14 mg/l	254 mg/l	14 mg/l	185 mg/l	13 mg/l
SVI	-	58 ml/g	-	60 ml/g	-	53 ml/g
Temperatur	-	17,0 °C	-	14,0 °C	-	20 °C
Rensegrad Tot-P	-	90 %	-	91 %	-	89 %
Rensegrad Tot-N	-	42 %	-	40 %	-	43 %



Figur 46. Nitrogen og fosforkonsentrasjoner i innløp til biotrinns og utløp fra biotrinns i forsøkslinje ved Ruhleben rensanlegg i Berlin i årene 1987 - 88.

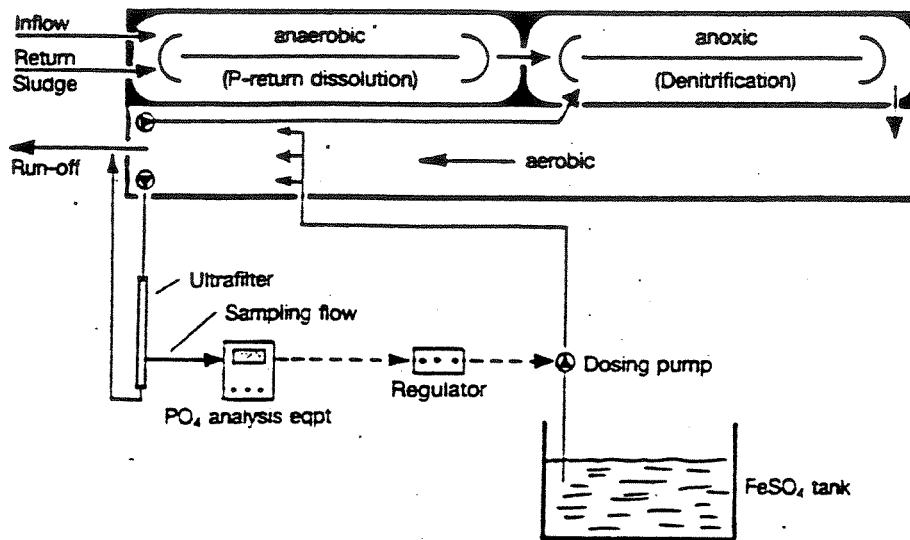
Basert på resultatene i det nye anlegget ble det gjennomført flere forsøk i det eldste byggetrinnet. For å sikre lave P-verdier i utløpet ble biotrinnet komplettert med et makeup-fellingstrinn. 3 av de opprinnelige luftetankene ble konvertert til bio-P/N linjer dimensjonert for  $Q = 8\,800\text{ m}^3/\text{døgn}$ . Figur 47 viser at de anaerobe og anoksiske sonene ble etablert med forskjellige volumer i de tre linjene. Sonene ble også fysisk separert fra hverandre med betongvegger.



Figur 47. Ombygde biolinjer (forsøkslinjer) ved eldste byggetrinns i Ruhleben rensanlegg



For å sikre fosforkonsentrasjoner  $< 0,5 \text{ mg/l}$  i utløpet ble de tre forsøkslinjene utstyrt med kjemikaliedosering ( $\text{FeSO}_4$ ) for simultanfelling. Kjemikaliedoseringen ble styrt med basis i signaler fra on-line sensor for  $\text{PO}_4\text{-P}$  plassert like ved utløpet fra renseanlegget. Jernsulfat ble dosert inn oppstrøms når ortofosfatverdien oversteg  $0,5 \text{ mg/l}$  (fig 48).



Figur 48. Doseringsystem for simultanfelling ved en av forsøkslinjene i eldste byggetrinn ved Ruhleben renseanlegg i Berlin

Driftskriterier for de tre linjene er vist i tabell 23.

Tabell 23. Driftskriterier i forsøksperioden ved 3 ombygde linjer i eldste byggetrinn ved Ruhleben renseanlegg i Berlin

	Linje A	Linje B	Linje C
PERIODE	15.04.88-25.09.88	10.09.88-31.12.88	1.08.88-31.12.88
Parameter			
Q	11 721 m <sup>3</sup> /døgn	12 439 m <sup>3</sup> /døgn	12 593 m <sup>3</sup> /døgn
QRAS	103 %	91 %	38 %
Qintern	384%	322 %	318 %
Anaerobe volumer	2 118 m <sup>3</sup>	1 594 m <sup>3</sup>	1 066 m <sup>3</sup>
HRT	4,6 timer	3,1 timer	2,1 timer
Anoksiske volumer	2 228 m <sup>3</sup>	2 068 m <sup>3</sup>	2 547 m <sup>3</sup>
HRT	4,8 timer	4,1 timer	5,0 timer
Aerobe volumer	4 430 m <sup>3</sup>	5 118 m <sup>3</sup>	5 118 m <sup>3</sup>
HRT	9,6 timer	10,1 timer	10 timer
Slamkonsentrasjon	3,00 g/l	3,14 g/l	3,08 g/l
Slambelastning	0,13 kg BOF <sub>5</sub> /kg *døgn	0,14 kg BOF <sub>5</sub> /kg *døgn	0,37 kg BOF <sub>5</sub> /kg *døgn
SRT	9,8 døgn	8,4 døgn	8,4 døgn

Resultater gjengis i tabell 24.

Tabell. 24. Gjennomsnitts renseeffekter ved 3 forsøkslinjer ved Ruhleben renseanlegg i Berlin

Periode	Tank 2.2		Tank 3.1		Tank 3.2	
	Sommer 1988		Høst 1988		Høst 1988	
	Innløp	Utløp	Innløp	Utløp	Innløp	Utløp
BOD <sub>5</sub> (mg/l)	209	5	232	6	226	8
KOF (mg/l)	469	50	483	54	480	69
Hac (eddiksyre-mg/l)	78	-	83	-	88	-
Tot-N (mg/l)	57	10,3	63	13,8	61,7	16,2
NH <sub>4</sub> -N (mg/l)	38,4	0,71	43,7	0,68	42,4	0,89
NO <sub>3</sub> -N (mg/l)	-	6,3	-	8,95	-	9,4
Tot-P (mg/l)	7,8	0,36	7,4	0,41	7,3	1,06
Tot-P <sub>f</sub> (mg/l)	5,2	0,21	5,6	0,16	5,5	0,16
PO <sub>4</sub> -P (mg/l)	4,2	0,11	4,6	0,05	4,4	0,05
SS (mg/l)	161	8,3	144	15,1	146	44,2
SVI (ml/g)	-	84	-	102	-	86
Temperatur (°C)	-	20,7	-	18,2	-	19,3
Rensegrad Tot-P (%)	-	96	-	94	-	86
Rensegrad Tot-P <sub>f</sub>	-	97	-	98	-	98
Rensegrad Tot-N (%)	-	82	-	78	-	74

## 4.6 Nederland

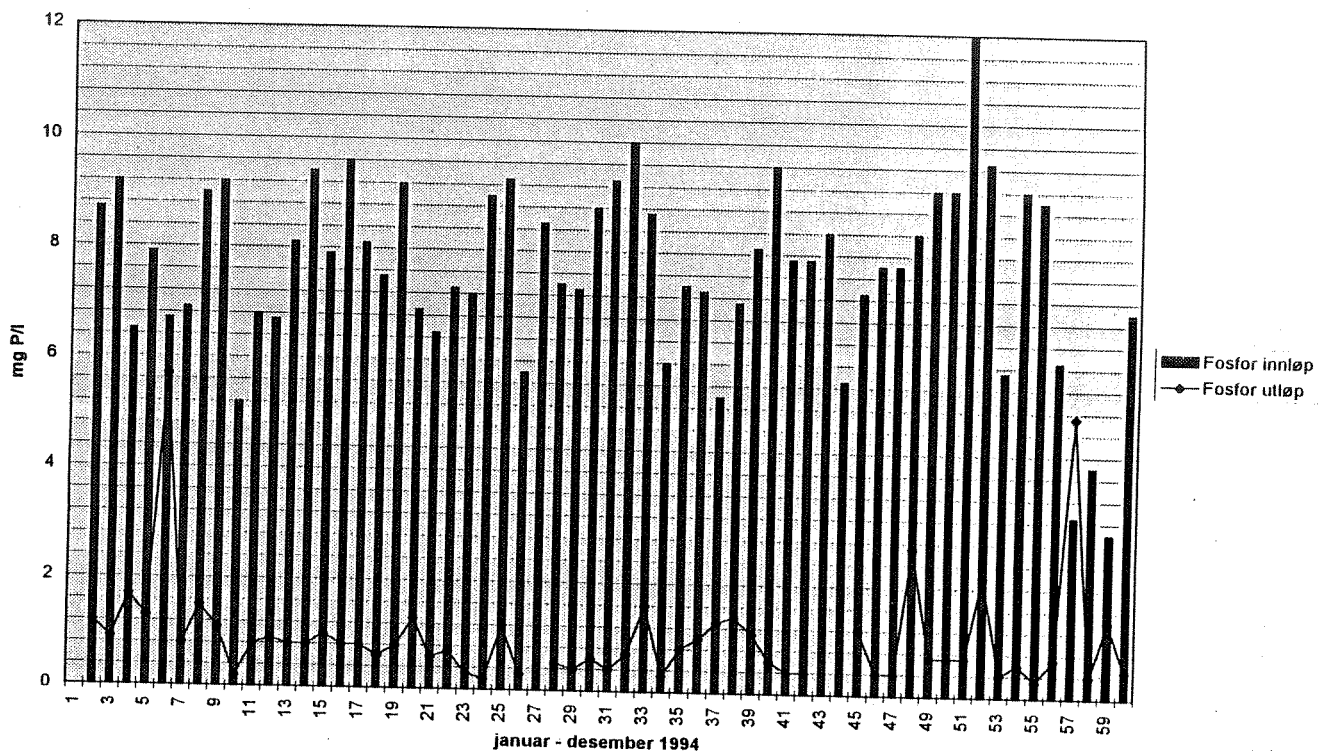
Kilde: Eggers, E., *DHV Water & Environment*, pb 971, 3800 AZ Amersfoort

Nederland er i omtrent samme situasjon som Tyskland med høy produksjon av avløpsslam. Eggers (personlig meddelelse, 1994) opplyser om 5-6 eksisterende bio-P/N anlegg og at 10-15 nye/eller tilpassede anlegg vil være i drift de nærmeste årene.

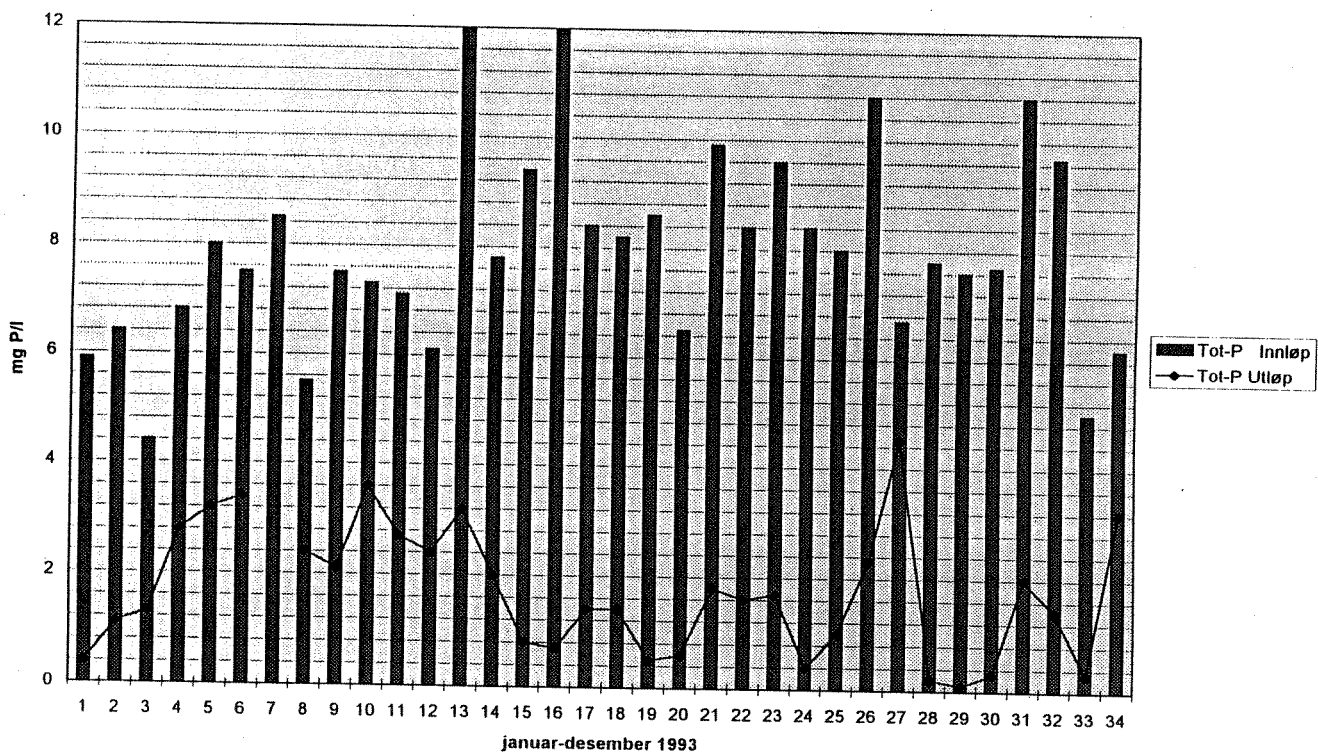
Følgende bio-P/N- anlegg skal være i drift uten at vi har klart å få nærmere informasjon om anleggsutforminger:

1. STP Beemster
2. STP Wervershoof
3. STP Veenendaal

Med forbehold om at anleggene benytter kjemisk felling viser figurene 49 og 50 resultater fra henholdsvis STP Beemster og STP Wervershoof. Som det fremgår er fosforfjerningsgraden meget variabel. Dette skyldes bl.a. ujevn belastning og liten grad av bio-P innrettet drift.



Figur 49. Fosforfjerning ved Beemster renseanlegg i Nederland.



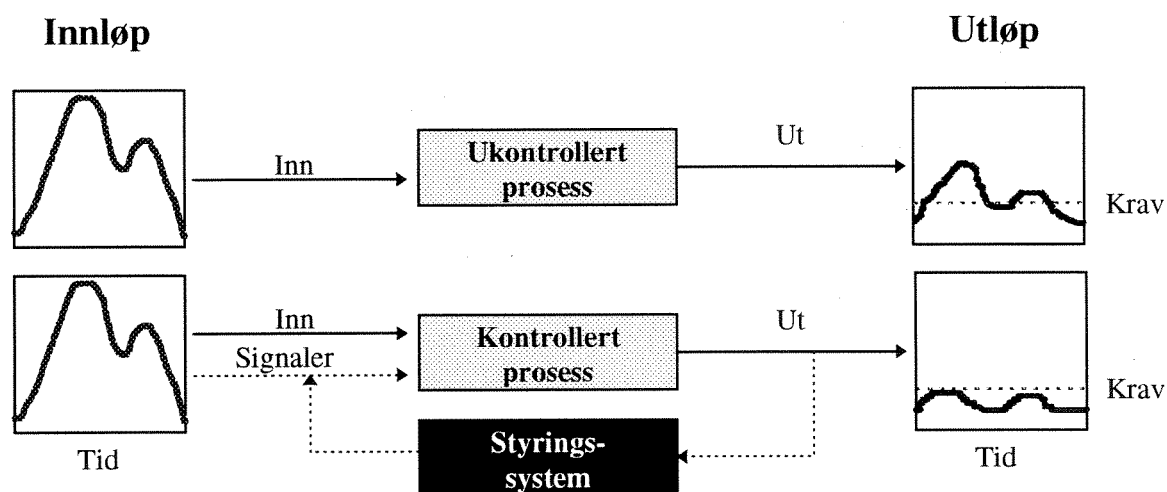
Figur 50. Fosforfjerning ved Wervershof renseanlegg i Nederland

## 5. Styring av biologiske P/N-fjerningsanlegg

Biologiske P/N-fjerningsprosesser er mer avhengig av tilfredsstillende styring og regulering enn for eksempel konvensjonelle aktivslamanlegg eller rene fellingsanlegg. De biologiske prosesser som er aktive i et bio-P/N anlegg er følsomme for endringer i driftsforholdene. For eksempel vil et utilsiktet tap av biomasse i en kald årstid kunne være katastrofal for nitrifikasjonen og dermed for fjerning av nitrogen. Dersom luftingen i de aerobe bassenger av en eller annen grunn ikke er tilfredsstillende (for lav eller helt utelatt) vil dette hurtig føre til store utslipp av både fosfor og nitrogen. Bio-P/N-prosesser er dessuten svært avhengig av sammensetningen til innkommende avløpsvann i ulike soner, og vil følgelig være sårbare dersom ikke styringsstrategien tar høyde for naturlige variasjoner i avløpsvannets sammensetning.

### 5.1 Drivkrefter mot økt styring og automatisering

Internasjonalt blir det mer og mer vanlig å bygge ut renselanlegg for biologisk fosfor- og nitrogenfjerning. Dette har ført til en økende etterspørsel etter kunnskap om metoder for styring og regulering av renselanleggene. Renselanlegg blir ofte (feilaktig) dimensjonert for "steady-state" situasjoner, mens rensesultatene til anlegget er svært følsomme for tidsvarierende forhold. Dersom styringen av anlegget ikke tar hensyn til avløpsvannets variasjon (ukontrollert prosess), vil dette kunne føre til økte utslipp til resipienten og uøkonomisk drift i motsetning til en kontrollert prosess, ref. figur 51. Renselanleggenes rensesultater avhenger derfor ofte av driftsoperatørens "følelse" for prosessen. Driftsoperatører mangler imidlertid ofte kompetanse innen styring og kontroll av biologiske prosesser og er ikke vant med å jobbe med on-line instrumenter. De fleste ingeniører har også bruk for mer basiskunnskap knyttet til effekter av varierende belastninger, slik at en kan se behovet og potensialet for effektiv instrumentering, styring og automatisering.



Figur 51. Tidsvarierende inn- og utganger for kontrollerte og ukontrollerte prosesser.

Stadig større kunnskap vedrørende de biologiske prosesser og muligheten for å styre disse optimalt har bidratt til økt potensiale for gode rensesultater og bedre økonomi for renselanlegg som er villige til å investere og vektlegge styring av prosesser. I den senere tid har følgende

motivasjonsfaktorer for økt vektlegging av instrumentering, styring og automatisering vært regnet som sentrale internasjonalt (Olsson, 1993):

- Strengere krav til utslipp av næringsstoffer
- Økonomi
- Mer komplekse renseanlegg
- Stadig utvikling av modeller og Edb-programmer som er nyttige hjelpemidler til optimal design og styring samt en rivende utvikling innen sensor teknologi

### **5.1.1 Strengere krav til utslipp av næringsstoffer**

En stadig økende interesse og engasjement fra samfunnet angående behov for å redusere forurensninger har ført til strengere utslippskrav både i Norge og ellers i verden. Nasjonale og internasjonale avtaler (f.eks Nordsjøavtalen og EU-direktiver) forplikter i stadig større grad renseanleggseiere og bygger opp under utviklingen og moderniseringen av dagens renseanlegg. Strengere utslippskrav kombinert med bøter ved overskridelser har vært en viktig faktor for å stimulere anleggseiere til å satse på instrumentering, styring og automatisering.

Ved drift av renseanlegg vil prioriteringen som regel være a) holde anlegget i drift, b) klare utslippskravene og c) minimalisere kostnadene. Utløpskvaliteten og stabil drift må som regel garanteres til enhver tid, hvilket øker krav og behov for instrumentering, styring og automatisering. Samtids styringsmodeller har ofte innebygde funksjoner med sikte på å minimalisere ubehandlede overløp, stabilisere prosessene og utløpskvaliteten, minimalisere den totale utslippsmengde og antall "flaskehalssituasjoner" (Novotny og Capodaglio, 1992). Myndighetene ser ofte etter den best tilgjengelige teknologi når de vurderer krav til rensing (men selvsagt innenfor forsvarlige økonomiske rammer). I Europa vil det komme EU-direktiver som strammer inn på kravene. Dette vil tvinge frem en modernisering med hensyn til instrumentering, styring og automatisering. Norge vil trolig også måtte følge disse retningslinjene.

### **5.1.2 Økonomi**

Økonomi er som regel den viktigste faktor for at renseanleggseiere satser på instrumentering, styring og automatisering. Anleggseiere vil hele tiden søke etter den mest kostnadsbesparende løsning i forhold til utslippstillatelsen og eventuelt gebyrer for ulike forurensninger. Kostnadsbesparelsene består først og fremst i:

1. Redusere driftsutgifter (energi-, kjemikalie- og personellkostnader)
2. Unngå overskridelser av utslippstillatelseter og dermed unngå bøter
3. Maksimal utnyttelse av eksisterende anlegg slik at en utsetter eller reduserer eventuelle behov for utvidelser
4. Redusere behov for investeringer ved nybygging fordi en ved avansert styring kan redusere tillegg knyttet til sikkerhetsfaktorer

### **5.1.3 Komplekse renseanlegg**

Dagens renseanlegg blir stadig mer komplekse med stadig økende antall prosessenheter som må optimaliseres og styres. Det blir derfor stadig mer behov for kostnads- og miljøeffektive styringsverktøy samt automatisering. I tillegg vil stadig mer komplekse renseanlegg forsterke behovet for detaljerte driftsstrategier. Driftsstrategier må inkludere ulike driftshendelser og kjente avløpsvariasjoner med handlingsplaner for disse.

### 5.1.4 Modeller, Edb-programmer og sensorer

I dag er det en rivende utvikling innen modellering og simulering av prosesser i avløpsrensaneanlegg og trenden går mot brukervennlige, styringsrettede systemer og Edb-programmer. Stadig flere oppdager fordelene ved å benytte simuleringsverktøy som et viktig hjelpemiddel for opplæring, design, styring og konsekvensvurderinger. En ser også tendenser til økt interesse for integrerte systemer som kopler sammen f.eks design og drift, og modeller som integrerer alle elementer fra avløpsnett til resipient.

Når det gjelder å utnytte potensialet til PLS- (Programmerbar Logisk Styring, prosessregulator) baserte styringssystemer og ikke minst såkalte ekspertsystemer, er det ennå behov for betydelig forskning og utvikling. Det finnes i dag ekspertsystemer som blant annet tar i bruk informasjonen fra flere on-line instrumenter inn i kontrollsløyfer, for deretter å automatisk optimalisere styringen av prosesser. Det er imidlertid fortsatt behov for videre utvikling innen dette feltet. Blant annet vil ytterligere utbredelse avhenge av utviklingen innen sensortechnologi.

På programvaresiden savnes gode verktøy for bearbeiding og presentasjon av driftsdata (Hellström, 1995). Eksisterende programvare presenterer som regel bare enkle fremstillinger av f.eks. tidskurver for ulike parametre og enkelte forholdstall. For å kunne utnytte eksisterende datamateriale på best mulig måte bør data bearbeides med tanke på prosessoptimalisering. Dette innebærer blant annet ønsker om programvare som enkelt fremstiller resultatene i prosessrelaterte detaljer (og ikke som f.eks. rene utløpsdata) samt inkluderer massebalanser i systemet.

I det etterfølgende vil vi gjennomgå ulike styringsnivåer som praktiseres i dag på biologiske anlegg for fjerning av næringssalter, samt at vi vurderer mulige fremtidige løsninger. Videre vil vi gjennomgå hvilke driftsanalyser som er nødvendige for å kunne styre prosessene, samt muligheter og begrensninger for bruk av on-line målinger. Deretter tar vi for oss de viktigste optimaliseringstiltak som brukes for å styre bio-P/N anlegg og deres tilhørende "styringshåndtak" (enheter som aktivt styres, f.eks. resirkuleringspumper, blåsemaskin etc.).

## 5.2 Styringsnivåer

De ulike styringsstrategier kan prinsipielt inndeles i *manuell styring* hvor driftsoperatør stiller inn ulike nivåer/settpunkter, eller *on-line styring* hvor signaler fra ett eller flere instrumenter direkte bestemmer innstillingen av ulike styringshåndtak. Vi velger å presentere de ulike løsningene som fire styringsnivåer:

1. Manuell styring med begrenset bruk av on-line instrumenter
2. Manuell styring med aktiv bruk av on-line instrumenter ("off-line styring")
3. On-line styring basert på data fra on-line instrumenter
4. On-line styring basert på data fra on-line instrumenter, verifisert og korrigert ved hjelp av ulike former for Edb-systemer/modeller

I praksis vil styringen ved et rensaneanlegg ofte skje som en kombinasjon av to eller flere av de ovennevnte styringsnivåer. Eksempelvis kan enkelte prosessenheter styres manuelt mens andre (f.eks. oksygenkonsentrasjon i aerob sone) styres on-line.

Til alle strategier er det også mulig å benytte seg av modeller og simuleringsverktøy som hjelpemidler for styringen. De tradisjonelle modellene, som er mye i bruk, er som regel deterministiske (f.eks. ASIM og EFOR). Beskrivelsen av de ulike delprosesser bygger på et meget

stort antall prosess-parametre/konstanter, som i hvert enkelt tilfelle må kalibreres inn slik at modellen passer til det aktuelle avløpsvannet. Kalibreringen skjer vanligvis ved at en kombinerer bruk av erfaringsdata og at en for bestemmelse av enkelte sensitive parametre/konstanter benytter seg av laboratorieforsøk. Simulering av ulike styringsstrategier og eventuelt endringer i design ved ulike renseanlegg har vist seg å gi nyttig informasjon til prosessoptimaliseringen og kan gi store kostnadsbesparelser. Forutsetningen er imidlertid at datagrunnlaget er omfattende slik at modellene lett kan kalibreres. Slike modeller kan også med fordel kalibreres inn ved hjelp av on-line instrumenter ved renseanlegget (Thornberg og Thomsen, 1994).

### 5.2.1 Nivå 1: Manuell styring med begrenset bruk av on-line instrumenter

Styring av bio-P/N prosesser med begrenset bruk av on-line instrumenter skjer som regel ved hjelp av faste programmerte styringer (PLS-anlegg). Som regel er prosessstyringen kun basert på måling av vannføring og oksygen i aerobe bassenger.

Settpunkter for oksygen endres manuelt fra driftskontroll-systemet. Resirkulering av slam skjer som regel proporsjonalt med vannføringen (innløp) innen visse minimums- og maksimumsverdier. Programmeringen inkluderer ofte variasjoner som følge av ulike belastninger på hverdager kontra helgedager og sommer- kontra vintersituasjon.

Fordelen med et slikt system er at det er enkelt og relativt billig i anskaffelse. Ulempene eller begrensningene med et slikt system ligger i:

- Styringen kan ikke innstilles optimalt fordi analyseresultatene hele tiden kommer på etterskudd (endringer av settpunkter skjer normalt manuelt, basert på laboratorieanalyser av stikkprøver eller døgnprøver)
- Det er umulig å forutsi forskyvningene i døgnvariasjoner. En må derfor velge brede styringsgrenser som tillater forskyvninger innenfor relativt store intervaller som kan forventes
- Driftskostnadene blir forholdsvis høye som følge av tidvis: 1) For høye resirkuleringsforhold, 2) for stor lufttilførsel og 3) for høy kjemikaliedosering

Dette innebærer at et renseanlegg med manuell styring uten bruk av on-line instrumenter må ha innebygget en relativt stor overkapasitet for å sikre at utløpskravene holdes under alle belastningsforhold.

### 5.2.2 Nivå 2: Manuell styring med aktiv bruk av on-line instrumenter ("off-line styring")

Bruk av on-line instrumenter vil gi en bedre mulighet for å mestre ulike driftsforhold ved renseanlegget. Slike målinger gir god kontroll med døgn-, uke- og sesongvariasjoner på anlegget. Denne informasjonen kan av operatører utnyttes til å justere relevante parametre i driftskontroll-systemet. Styringen på dette nivået skjer fortsatt manuelt, men endringer i driftskontroll-systemet skjer med bakgrunn i data fra on-line instrumentene. Denne styringsformen kalles derfor ofte "off-line" styring.

Fordeler og begrensninger for dette styringsnivået er:

Fordeler:

- Kritiske driftssituasjoner med f.eks. høy belastning eller regnvær/snøsmelting kan grundig studeres slik at en i ettertid kan vurdere hva som ville vært optimal styring
- Det skjer ingen utilsiktede styringsinngrep på grunn av feilmålinger fra on-line instrumenter fordi driftsoperatøren hele tiden vurderer om de målte data er realistiske før endringene utføres

Begrensninger:

- Styringen (settpunkter o.l.) kan forhåndsinnstilles etter den generelle døgnvariasjon. Renseanlegget må imidlertid ha en viss overkapasitet for å kunne mestre avvikelser fra middelvariasjonene
- Uforutsette belastningssituasjoner, f.eks. plutselige industriutslipp og regnvær, vil ikke hurtig nok bli tatt vare på i driftskontroll-systemet

### 5.2.3 Nivå 3: On-line styring basert på data fra on-line instrumenter

På dette styringsnivået mottar driftskontroll-systemet data direkte fra on-line målere. Denne type automatisk styring kan for eksempel benyttes til å styre settpunktet for oksygenkonsentrasjon, ulike interne resirkuleringsforhold og dosering av ulike kjemikalier (f.eks. koagulant, alkalie- eller karbonkilde). Styringen vil da innrette seg etter den aktuelle belastningen på renseanlegget. For eksempel vil styringen om natten og i helgene normalt føre til et lavere settpunkt for oksygen, lengre denitrifikasjonsfase og kortere nitrifikasjonsfase ved alternerende anlegg, alternativt lavere resirkuleringsforhold ved resirkulasjonsanlegg på grunn av lavere C/N-forhold.

Fordeler og begrensninger for dette styringsnivået er:

Fordeler :

- Reduserte driftskostnader (energibruk og kjemikaliekostnader)
- Bedre rensresultater som følge av god utnyttelse av anlegget for ulike belastninger

Begrensninger:

- Styringen er helt avhengig av tilfredsstillende vedlikehold av on-line målere. Dersom målerne plutselig faller ut vil selvsagt dette kunne taes hånd om av driftskontroll-systemet, men når on-line instrumenter langsomt "driver vekk" fra sann verdi, vil ikke styringssystemet reagere på dette
- Ved on-line styring i aktivslam bassenger, hvor flere on-line målesignal er typisk forsinket i 10-30 minutter (gjelder blant annet for næringssalter), vil styringssignalene bli forsinket (respons ved styringstiltak)

### 5.2.4 Nivå 4: On-line styring basert på data fra on-line instrumenter, verifisert og korrigert ved hjelp av ulike former for Edb-systemer/modeller

Det har i den senere tid blitt publisert mye om kunnskapsbaserte systemer for styring av ulike typer prosesser (Beck et al., 1990, Berkman et al., 1990, Lai og Bethouex, 1990, Thomsen et al., 1994). Disse er kraftfulle overordnede systemer med høy lagringskapasitet som kan utstyres med mer eller mindre komplekse programmer for driftsoptimalisering. Systemene kan bestå av erfarings-database/ekspertsystem, komplekse regulatorer basert på "fuzzy logic" (system for å håndtere usikker informasjon) og/eller "neural networks" (system som gjør datamaskinen i stand til å gjenkjenne et mønster/struktur og til å modifisere dens eget gjenkjennelsessystem slik at den bedrer sin utførelse, eller kortere: systemet er i stand til å lære).

De fleste av disse systemene er rapportert å være prototyper og få av dem har vært i bruk i stor skala. Systemene benyttes foreløpig mest off-line som hjelp til driftsoperatører. Brukergrensesnittet bærer dessuten ofte preg av å være utviklet for forskning eller design. Brukergrensesnittet bør derfor tilpasses brukerne ved renseanleggene. Potensialet for slike modeller er imidlertid antatt å være stort innenfor avløpsrensing (Vassos, 1993), og det forventes at slike systemer vil bli mer utbredt i nær fremtid (Olsson, 1993).



Erfaringer fra noen få tyske og danske anlegg har vist at både "on-line" og "off-line" kunnskapsbaserte systemer har gitt nyttig kunnskap til driftsoperatører, samtidig som de har vært kostnadsbesparende (Ladiges og Kayser, 1993, Thomsen et al., 1994).

### 5.2.5 Lønnsomheten ved å innføre mer avanserte styringsnivåer

Hvilket styringsnivå som bør velges vil avhenge av anleggsstørrelse, utslippskrav, belastningsforhold og forbruk av innsatsfaktorer (energi, kjemikalier m.m.). Erfaringer fra danske og svenske anlegg har vist at oppgradering til et høyere nivå kan gi betydelige driftsforbedringer og besparelser for renseanlegget (Nyberg et al., 1993, Thomsen, et al., 1994). Riktig valg av nivå må imidlertid vurderes i hvert enkelt tilfelle og vil i stor grad bli påvirket av lokale forhold.

## 5.3 Behov for driftsanalyser og muligheter/begrensninger for on-line målinger

### 5.3.1 Driftsanalyser og aktivitetstester i laboratorieskala

Biologiske fosfor- og nitrogen fjerningsanlegg har et mye større behov for prosessovervåking enn et konvensjonelt aktivslam anlegg eller et kjemisk fellingsanlegg. Analyseprogrammet (antall parametre, prøvesteder og hyppighet) blir relativt omfattende, men er nødvendig for å kunne optimalisere prosessene, og dermed redusere driftskostnadene samtidig som utslippskravene overholdes.

Overordnet kontroll med fosfor- og nitrogenfjening kan observeres ved å analysere for total- og filtrert fosfor og total-nitrogen ved inn- og utløp av det biologiske steg. Den overordnede kontroll kan også med fordel relateres til innløpsvannets innhold av filtrert og total KOF, filtrert og total BOF, samt ulike C/N og C/P forhold (f.eks. BOF/Tot-N, BOF/Tot-P).

For bedre å forstå systemets kapasitet og begrensninger er det imidlertid nødvendig å fremskaffe ytterligere informasjon som angår faktorer som påvirker nitrogen- og fosforfjeningen. Disse faktorene er blant annet innløpsvannets temperatur og innhold av VFA (lavmolekylære flyktige fettsyrer), nitrat og oksygen i innkommende avløpsvann til anaerob sone, oksygenkonsentrasjon i aerobe soner, nitrat/nitritt- og ammoniumkonsentrasjoner i anoksiske og aerobe soner, fosfat i alle soner, samt slamalder.

Tabell 25 gir et eksempel på et prøveprogram for et kontinuerlig biologisk forfor- og nitrogenfjerningsanlegg. Eksemplet som er benyttet her refererer til en 3 eller 5 trinns prosess, som for eksempel Bardenpho. Andre prosessløsninger vil ha et tilsvarende prøveprogram.

Analyseprogrammet gjennomføres fortrinnsvis med basis i 24 timers blandprøver (døgnblandprøver) eller minimum på flere stikkprøver tatt ut på ulike belastningstidspunkt. Dersom en ikke har mulighet eller ressurser for å ta ut døgnprøver fra alle punkter er det vanlig å prioritere døgnprøver fra inn- og utløp til den biologiske prosessen samt fra overskuddsslammet. I de øvrige soner av aktivslamanlegget taes det stikkprøver i profiler.

Analyseprogrammet som er anbefalt i tabellen er relativt omfattende men må anses som påkrevd i perioder. Dette gjelder særlig for innkjøringsperioden, perioder med svært skiftende belastninger og i perioder hvor en spesielt ser på optimalisering av anlegget. Etter at renseanlegget er innkjørt og

og i perioder hvor en spesielt ser på optimalisering av anlegget. Etter at renseanlegget er innkjørt og det er bygget opp en solid database med resultater kan analyseprogrammet reduseres. Bruk av statistiske metoder som f.eks. kjerneometri anbefales i denne sammenheng. Det vil for eksempel være relativt faste korrelasjoner mellom enkelte innløpsparametre for ett gitt avløpsvann slik at en kan redusere antall parametre ved innløp. For enkelte prøvesteder i aktivslam anlegget kan reduksjon i prøvetakingsfrekvens vurderes. Grad av reduksjon i analyseprogrammet må imidlertid vurderes i hvert enkelt tilfelle basert på oppnådde resultater i forhold til de mål renseanlegget har satt seg.

Analyseprogram for sidestrømsprosessene (Phostrip-prosessen) vil være noe forskjellig og mindre omfattende sammenlignet med hovedstrømsprosessene. Eksempel på analyseprogram for begge prosessstypene er gitt i samme tabell.

Tabell 25. Eksempel på analyseprogram for driftsoppfølging av en hovedstrøms- (bio P/N fjerningsanlegg) og en sidestrømsprosess

Prøvested	Parametre														
	Q	Tempr	TogF KOF	T og F BOF <sub>7</sub>	VFA <sup>1</sup>	T og F TN	NH <sub>4</sub> -N	NO <sub>x</sub> -N	O <sub>2</sub>	TP	PO <sub>4</sub> -P	pH/alk	STS/ FSTS	SVI	Kalsium Magnesium Kalium
<b>1. Hovedstrømsprosesser</b>															
Innløp biotrikk	D	D	D	D/P	P	D	D	P	P	D	D	D			P
Anaerobt trikk							D	D	P	D	D				
Anoksidisk(e) trikk (min. siste sone)						D	D	D	P	D	D				
Intern resirkulering															
Aerob(e) trikk (min. siste sone)	D	D				D	D	D	D	D	D <sup>2</sup>	D <sup>2</sup>			
Evt. 2. anoks. trikk								D	D	D	D				
Evt. 2. aerobe trikk						D	D	D	D	D	D	D		D	
Returslam	D						D	D	P	D	D	D		D	
Overskuddslam	D														
Utløp (ettersedimentering)			D	D/P	D/P	D	D	D	D	D	D	D			
<b>2. Sidestrømsprosesser:</b>															
Innløp biotrikk	D	D	D	D/P	D/P	D	D	D	D	D	D				
Aerobt trikk						D	D	D	D	D	D			D/P	D/P
Returslam	D						D	D	D	D	D			D	
Fortykket stripperslam															
Slamvann	D										D			D	
Utløp (ettersedimentering)						D	D	D	D	D	D				

D- Daglige prøver, døgn- eller stikkprøver

P- Periodelise prøver, stikk-, døgn- eller ukeblandprøver

<sup>1</sup> Lavmolekylære flyktige organiske syrer

<sup>2</sup> Utelates dersom renseanlegget har ett ekstra nedstrøms aerobt trikk (i tab. kalt 2. aerobe trikk, f.eks. 5-trinns Bardenpho prosess).

I tillegg til driftsanalyser har aktivitetstester i laboratorieskala vist seg å være nyttige for å optimalisere og kontrollere de ulike biologiske prosesser. For nitrogenfjerningen gjelder dette særlig for nitrifikasjonsprosessen fordi den ofte er den begrensende og mest følsomme delprosess. Ved hjelp av aktivitetstester for nitrifikasjon kan en blant annet vurdere slammet nitrifikasjonskapasitet over tid, og eventuelt dokumentere hemmende stoffer i avløpsvannet. På samme måte kan denitrifikasjonstester gi verdifull informasjon vedrørende utnyttelse og omsetningshastigheter av/for organisk stoff og nitrat. For biologisk fosforfjerning kan likeledes fosfor-utløsning og opptak av fettsyrer studeres i en anaerob aktivitetstest og fosforopptakshastighet i en aerob test.

### 5.3.2 On-line instrumentering

Effektiv prosessstyring er avhengig av pålitelige on-line sensorer. Optimal styring av kompliserte prosesser som biologisk fosfor- og nitrogenfjerning krever målinger for bestemmelse av variasjoner i innløpsvannets sammensetning. I tillegg må også avløpsvannets variasjoner internt i rensesanleggets øvrige mekaniske, biologiske og kjemiske steg og avløpsstrømmer belyses. De ulike styringsnivåer som er beskrevet i kapittel 5.2 er alle mer eller mindre avhengige av pålitelige on-line instrumenter. Driftskostnadene reduseres ved innføring av on-line instrumentering og må tas med som et positivt element.

Generelt sett er det sensorene som er det svakeste ledd i en sanntidsbasert prosessstyring av avløpsrenseanlegg. Sammenlignet med data teknologien som er utviklet for rensesprosesser ligger sensor-teknologien langt etter.

Utvikling og forbedring av sensorer er en kritisk faktor for implementering av effektive styringstrategier for avløpsrenseanlegg. Internasjonalt (blant annet The Water and Wastewater Instrumentation Testing Association, ITA) er det allerede etablert gode rutiner for enkelte sensorer for evaluering av pålitelighet, installasjon, uttesting, vedlikehold og kalibreringsprotokoller. Dette gjelder blant annet for suspendert stoff, oksygen og vannføring. Utvikling av styringstrategier for biologisk P/N-fjerning som inkluderer bruk av on-line instrumenter for næringsalter ( $\text{NH}_4$ ,  $\text{NO}_3$  og  $\text{PO}_4$ ) og bioaktivitetsmålere (respirometre, redoksmålere og NADH-målere) har vist et stort potensiale for optimalisering av prosessene (Vassos, 1993).

Til tross for en rivende utvikling innen sensorteknologi i den senere tid er det imidlertid ennå behov for å forbedre påliteligheten til noen av disse nye sensorene. Samtidig har ofte eksisterende rensesanlegg begrensninger i selve utformingen og konstruksjon slik at de ikke er egnet for sanntidsstyring uten betydelige investeringer (f.eks. ikke mulighet for å variere slamresirkulasjonen eller oksygenkonsentrasjonen i aerobe tanker). Det er derfor viktig å prøve å anslå en realistisk nytteverdi for en gitt sensor ved et gitt anlegg før en går til investeringer. Det er imidlertid forventet at innen relativt kort tid vil noen av de sensorer som er nevnt over bli mer og mer vanlige som en integrert del av avløpsrenseanlegg (Olsson, 1994).

Forutsetninger som må være tilstede for at det skal investeres i on-line instrumenter kan oppstilles i to hovedpunkter:

1. Nytteverdien av stabil drift av sensorene må forstås, verdsettes og prioriteres i alle ledd og det må avsettes tilstrekkelige ressurser for rutinemessig kontroll og vedlikehold av sensorene
2. Driftspersonalet som har ansvaret for sensorene må ha en viss innsikt i laboratorievirksomhet. Vedlikehold og egenkontroll av f.eks. næringsaltsensorer er i realiteten sammenlignbar med automatiserte laboratoriemetoder

I det etterfulgte vil vi gi en kort beskrivelse av ulike sensorer som er aktuelle og i bruk ved avløpsrensingsanlegg. En detaljert oversikt over ulike instrumenter inneholdende blant annet måleprinsipper, måleområde, nøyaktighet, responstid, priser og erfaringer er gitt i tabellene 1a, 1b og 1c i vedlegg 1. Data til de ulike tabeller i vedlegg 1 er hovedsaklig hentet fra Harremoës et al. 1993, samt basert på erfaringer som forfatterne har hatt i ulike biologiske nitrogenfjerningsprosjekter i den senere tid. Utviklingen innen sensorområdet er imidlertid rask og priser, måleprinsipper og erfaringer med de ulike parametre vil endre seg over tid. Tabellene må derfor sees i lys av at de hovedsaklig er utarbeidet med 1993 som referanseår.

### 5.3.3 Oversikt over sensorer

Vedlegg 1a gir en oversikt over kommersielt tilgjengelige on-line instrumenter for aktuelle parametre for styring av biologiske P/N-fjerningsanlegg. Prisene som er oppgitt er ikke inkludert kostnader for installering, kalibrering og kontroll.

Kostnader for drift av sensorer er vanskelig å beregne da det er store forskjeller både for ulike analyseparametre, men også blant ulike leverandører for måling av samme parameter. Tabell 26 gir et typisk eksempel på hva en kan forvente av tidsforbruk og driftskostnader for et sett on-line instrumentering (Thomsen et al. 1994).

*Tabell 26 Eksempel på tidsforbruk og driftskostnader for et sett on-line instrumenter for bruk i biologiske bassenger (kostnader basert på 1994 priser)*

Parameter	Tidsforbruk timer/måned	Driftskostnader kr./år (Kjemikalier, elektroder)
Ammonium (elektrode)	4,5	4-5000
Nitrat (UV-absorpsjon)	2	800-1000
Fosfat (fotometrisk)	3	10-12000
Filtreringsenhet:		
Filter	0,9	6.000 (1 filtermodul per år)
Pumpe	0,1	6.000 (el. forbruk)

### 5.3.4 Status og erfaringer med ulike sensorer for å overvåke sedimenteringstanker

For et aktivslam anlegg er stabil drift av sedimenteringstanken(e) en forutsetning for at anlegget som helhet skal fungere. I dag er det vanlig å måle tørrstoff innholdet i primærslam ved bruk av sensorer, mens denne parameteren sjelden måles i sedimenteringstanker. I den senere tid har det imidlertid blitt mer og mer vanlig å måle slamkonsentrasjonen i aktivslambassenget (MLSS), suspendert stoff i utløp og også slamteppe nivå i ettersedimenteringen. Vedlegg 1b gir en oversikt over sensorer som benyttes for overvåking, kontroll og i noen tilfeller styring av sedimenteringstanker.

### 5.3.5 Status og erfaringer med ulike sensorer for å overvåke og eventuelt styre prosessene

Som nevnt i kapittelet om styringsnivåer er det i dag vanlig praksis å måle vannføring, oksygen, luftmengder, temperatur og slamkonsentrasjon i noen slamstrømmer on-line. De øvrige parametre blir analysert i etterkant med de ulemper det medfører. Det har derfor vært en stor økning i antall renseanlegg utstyrt med on-line instrumenter, særlig for måling av næringssalter. Oversikt over

sensorer er forøvrig gitt i vedlegg 1c. Vær oppmerksom på at forbehandling er nødvendig ved måling av næringssalter i de biologiske bassenger (pumpe og filter).

Driften av ulike oksygensensorer er meget godt dokumentert, og slike finnes på tilnærmet alle biologiske rensesanlegg. En utfordring knyttet til bruken av oksygensensorer er å finne representative målesteder i bassengene.

pH er normalt en svært nøyaktig måleparameter som opererer stabilt. Mangelfull rengjøring kan imidlertid forårsake problemer.

Ammonium måles enten elektrokjemisk eller kolorimetrisk. Det synes som om målinger basert på elektrokjemisk analyseprinsipp er best egnet for dokumentasjon av driften i rensesanlegg.

Nitratmålinger baseres på a) elektrokjemiske prinsipper, b) kolorimetriske prinsipper eller c) bruk av UV-absorpsjon. Av disse målemetodene er det hittil høstet best erfaringer med UV-absorpsjon, på grunn av nøyaktigheten og enkelt vedlikehold.

Instrumenter for fosfatmålinger er alle basert på samme kolorimetriske prinsipp. Alle referanser viser gode erfaringer med on-line fosfatmålinger. En nøyaktighet på ca. 10 % oppnåes for intervallene 0,05-1,0 og 0,5-10 mg PO<sub>4</sub>-P/l. Fosfatmålingene er regnet for å være en mer nøyaktig måleparameter enn både ammonium og nitrat. Men som vist i tabell 26 er det også den analysen som har de høyeste driftskostnader.

## 5.4 Optimaliseringstiltak og tilhørende styringshåndtak

Biologisk fosfor- og nitrogenfjerning har fokus på langt flere og mer sammensatte optimaliseringstiltak enn det konvensjonelle aktivslamprosesser eller ren kjemisk felling har. I de etterfølgende underkapitler gjennomgås noen av de mest aktuelle optimaliseringstiltak og deres tilhørende styringshåndtak. I tillegg gis en vurdering av hvilke on-line instrumenter som kan være aktuelle å benytte enten for on-line styring eller som indirekte støtte for driftspersonell.

Hvilke optimaliseringstiltak og tilhørende styringshåndtak som er aktuelle og eventuell prioritering av disse vil variere fra anlegg til anlegg. Faktorer som spiller inn er blant annet anleggets valgte prosessutformingsalternativ (inklusive forbehandling og slambehandling), fleksibilitet i oppbyggingen, dimensjonering av de ulike prosesstrinn, avløpsvannets sammensetning/ variasjon, utlippskrav, samt beregnet potensiale for bedret renseseffekt og/eller reduksjon av driftskostnader. Ved nybygging eller oppgradering av rensesanlegg er det derfor svært viktig å planlegge også for lang sikt slik at en ikke begrenser fremtidige muligheter for å innføre ytterligere optimaliseringstiltak ved behov.

I det etterfølgende settes fokus på tiltak vedrørende hovedstrømsprosesser og i mindre grad på sidestrømsprosessene (Phostrip ol.). Flere av optimaliseringstiltakene i hovedstrømsprosessene vil imidlertid også gjelde for sidestrømsprosessene. For mer detaljerte opplysninger vedrørende sidestrømsprosessene henvises det til Sedlak (1991 pp. 185). Videre vil rapporten begrenses til å omfatte optimaliseringstiltak som særlig går ut på å effektivisere fosforfjerningen samt ulike aspekter knyttet til de kombinerte fosfor- og nitrogenfjerningsalternativenes effekter for fosforfjerningen. Av en rekke optimaliseringstiltak som er aktuelle utdypes følgende:

- Utjevning av belastning inn til renseanlegget og eventuell by-pass av biosteget for deler av avløpsvannet ved høye hydrauliske belastninger
- Påvirkning av BOF/P og BOF/N-forholdet ved innløpene til de biologiske trinn
  - Øke overflatebelastningen til forsedimenteringen
  - Slamfermentering
  - Rejektvannsbehandling
- Optimalisere anaerob, anoksisk og aerob volumfordeling (eller fasefordeling for alternerende systemer)
- Optimalisering av slamalder
- Optimalisering av oksygenkonsentrasjon i aerob(e) sone(r)
- Minimalisere tilførsel av nitrat til anaerob sone
- Optimalisere oppholdstid i anaerob sone
- Back-up/støttedosering av fellingskjemikalie

I tilknytning til hvert optimaliseringstiltak vises det også til aktuell on-line instrumentering for å kunne styre og kontrollere prosessene on-line eller off-line. Aktuell henspeiler i denne sammenheng på de parametre som vil kunne gi direkte nyttbar informasjon for styring av prosessene og må ikke forstås som nødvendig for å kunne styre prosessene tilfredstillende. Endel av parametrene som er tatt med blir foreløpig i svært liten grad analysert og fulgt opp på dagens renseanlegg, men er tatt med for å illustrere fremtidig potensiale for ulike on-line instrumenter.

#### 5.4.1 Utjevning av belastning

En relativt jevn belastning er ofte en forutsetning for at et renseanlegg basert på biologisk fosfor- og nitrogenfjerning skal fungere godt. En hurtig belastningsøkning utover det som anlegget er dimensjonert for vil kunne gi svært negative kort- og langtidsvirkninger for de ulike biologiske prosessene. Belastningsfluktuasjoner også innenfor dimensjonerende rammer vil kunne påvirke de biologiske prosessene negativt.

Belastningstopper (hydrauliske og forurensningsmessige) inn til renseanlegget kan utjevnes dersom anlegget har tilstrekkelige lagringsvolumer tilgjengelig til dette formål. Ved hjelp av utjevningssjøer eller overdimensjonert innløpstunnel/rør kan belastningen bedre tilpasses driften av renseanlegget slik at de biologiske prosesser og sedimenteringstrinn ikke blir overbelastet. Utjevningssjøene kan også effektivt benyttes for å utjevne renseanleggets interne rejektivannsstrømmer fra ulike slambehandlingstrinn.

Normalt blir utjevningssjøer integrert i europeiske avløpssystemer og er i økende grad benyttet i Nord-Amerika (Marsalek et al. 1993).

Avløpsnett med fellessystem og avløpsrenseanlegg bør vurderes utifra deres samlede totale effektivitet. Det har vist seg at systemer med utjevningssjøer kan gi store forbedringer med hensyn til hele avløpssystemets samlede utslipp. En må imidlertid være oppmerksom på at innføring av utjevningssjøer i visse tilfeller kan gi negative effekter for renseanleggets drift hvilket fører til et større samlet utslipp til resipient (Schilling og Kollatsch, 1990, Lindholm, 1985). Dersom det kun er den hydrauliske belastningen på ettersedimenteringen som skaper problemer for et anlegg, kan utvidelse av ettersedimenteringssjøene være en bedre løsning framfor utbygging av utjevningssjøer i forkant av renseanlegget.

Utjevningssjøer bygges enten som en kontinuerlig enhet i hovedavløpsstrømmen ("on-line"), eller som separat enhet ved siden av hovedavløpsstrømmen hvor vannføring over en viss mengde

blir tilført i regnværperioder ("off-line"). Aktive styringshåndtak for drift av utjevningsbassenger er pumper, luker og ventiler som er knyttet til utjevningsbassenget. Strategi for styringen blir å 1) oppnå en jevnest mulig belastning til biotrinnet, 2) unngå kritisk slamtap og 3) minimalisere det totale utslipp av forurensninger fra overløp og utløpet til renseanlegget. Aktuell on-line instrumentering for å kontrollere styringen (on-line eller off-line) er normalt vannmengdemåler ved inn- og utløp samt nivåmåler i utjevningsbassenget/tunnelen. Det har i den senere tid blitt bygget anlegg med integrerte avløpsnett/reanseanleggsløsninger, hvor styringen også kan skje blant annet basert på nedbørsmålinger i nedbørsfeltet og evt. vannmålere/nivåmålere flere steder på nettet. Dersom stoffbelastningen varierer sterkt for det aktuelle avløpsvann (f.eks. ved dominerende industribelastning) kan pH og næringsalter også fungere som styringsparametre.

En annen nødvendig strategi for styring av bio P/N-anlegg er å lede deler av avløpsvannet forbi det biologiske steg (by-pass) ved høye hydrauliske belastninger (regnvær-/snøsmeltingsperioder). Dette gjelder for ekstreme belastningssituasjoner hvor den totale renseseffekt over tid blir bedret ved at deler av avløpsvannet for korte perioder ikke renses men forbipasserer det biologiske steg. Dermed unngås overbelastning som kan få store negative effekter (f.eks. generelt slamtap, tap av nitrifiserende biomasse etc.). Varighet av slike vannføringstopper er ofte korte og utgjør derfor bare en liten del av den totale vannmengden. Det er derfor ikke riktig å dimensjonere anlegg for disse ekstrembelastninger. Styring av "by-pass" vil som regel skje basert på innløpsvannmengden hvor en definerer en maksimal vannføring som tillates til det biologiske steg. En annen mulighet er å måle slamteppenivået i ettersedimenteringen og la denne styre innkommende vannmengder til biotrinnet (unngå slamtap).

#### 5.4.2 BOF/P- og BOF/N-forhold

Forholdet mellom biotilgjengelig organisk stoff og mengde fosfor og eventuelt nitrogen som skal fjernes, er helt avgjørende for hvilke renseseffekter som kan oppnås. Det er imidlertid flere tiltak som kan gjennomføres for å "manipulere" avløpsvannets sammensetning ved innløpet til ulike biologiske soner slik at fosfor- og eventuelt nitrogenfjerningen optimaliseres.

Ofte er situasjonen at avløpsvannets innhold av biotilgjengelig organisk stoff er så lavt at fosfor- og eventuelt nitrogenfjerning blir lite effektiv. For å øke BOF/P-forhold ved innløpet til anaerob sone og BOF/N forhold ved innløpet til anoksisk sone finnes blant annet følgende muligheter:

- Øke overflatebelastningen til forsedimenteringen og dermed øke tilførselen av partikulært organisk stoff som kan hydrolyseres i det biologiske steg og dermed utnyttes som karbonkilde. Dette alternativet er lite kostnadskrevende men gir normalt bare et begrenset tilskudd av biotilgjengelig organisk stoff fordi hoveddelen av det partikulære stoffet som passerer forsedimenteringen normalt er tungt nedbrytbart. I tillegg reduseres oppnåelig slamalder til biosteget, hvilket kan gi negative konsekvenser spesielt for anlegg som inkluderer nitrifikasjon. Denne løsningen er derfor bare å anbefale dersom anlegget er relativt lavbelastet og hvor behovet for ekstra tilførsel av biotilgjengelig organisk stoff er lavt.
- Innføre en såkalt "fermentor" for hydrolyse av fortykket primærslam bl.a. til VFA som kan nyttiggjøres av poly-P bakterier i den anaerobe sone. Dette har spesielt vist seg å være viktig for å oppnå effektiv fosforfjerning, men vil også være gunstig for eventuell nitrogenfjerning. Produksjon av VFA kan utføres på flere måter (ref. fig. 28), men den mest effektive (og kostnadskrevende) er å utføre hydrolysen i en separat surningstank. Separat hydrolyse av primærslam gir dessuten de beste muligheter for å kontrollere og styre tilførselen av VFA. I Sør-Afrika og Canada har det vært en betydelig utvikling innen fermenteringsløsninger. For de fleste anlegg med strenge krav til fosforfjerning (>90%) har innføring av primærslamfermentering blitt betraktet som et fundamentalt krav til design (Cooper et al. 1995).



- Rejektvannsstrategi. Belastningen fra ulike rejektivannsstrømmer fra slambehandling kan bli betydelig både med hensyn til fosfor og nitrogen. Dette gjelder særlig for anlegg som har anaerob stabilisering av slammet. I et beregningseksempel fra Sverige, Sjølunda renseanlegg, viste det seg at fosforkonsentrasjonen i avløpsvannet ble fordoblet etter tilførsel av rejektivann fra slambehandlingen (Aspegren, 1995.) Det er derfor svært viktig at en tar hensyn til den belastning som rejektivannet vil utgjøre på renseanlegget. Tilførsel av rejektivann til renseanleggets innløp må derfor gjøres under god kontroll slik at støtbelastninger og uheldige C/P/N-forhold ikke forekommer. Det anbefales derfor å ha utjevningsvolumer for rejektivann slik at tilbakeføring av rejektivann tilpasses drift og belastning til de biologiske trinn. For anlegg med anaerob stabilisering av slam, vil det være aktuelt med separat rensing av rejektivannet.

Hvilke styringshåndtak som benyttes for å optimalisere C/P/N-forholdet vil selvsagt avhenge av hvilke av ovennevnte tiltak som er integrert i renseanlegget. Generell strategi for styring av C/P/N-forholdet er å legge til rette for et optimalt forhold mellom biotilgjengelig organisk stoff og andel fosfor og nitrogen som skal fjernes fra innkommende avløpsvann. I dette forholdet skal eventuelle interne rejektivannstrømmer fra renseanlegget være inkludert. For effektiv fosforfjerning må hovedmålet være å til enhver tid tilføre tilstrekkelige mengder med VFA til det anaerobe steg slik at forholdene for de fosfatakkumulerende bakterier blir ideelle.

Aktuell on-line instrumentering for å kontrollere styringen (on-line eller off-line) er vannføringsmålere til vann- og slamstrømmer og næringssalter (C, N og P). Bioaktivitetsmålere som redokspotensial, OUR (oxygen uptake rate) eller NADH (nicotinamide adenine dinucleotide) vil trolig også bli mer og mer vanlig på renseanlegg i tiden fremover.

### 5.4.3 Optimalisere anaerob, anoksisk og aerob volumfordeling

Ofte vil inndelingen av anaerobe, anoksiske og aerobe bassenger være faste, men for optimal drift vil det være en stor fordel om anlegget har en innebygget fleksibilitet slik at volumfordelingen enkelt kan endres. Dette gjøres ved at deler av bassengvolumene utstyres med både omrørere og luftere slik at de enten kan opereres som anaerobe/anoksiske eller aerobe. I tillegg er det en fordel om til- og frakoplingspunkt for de interne resirkuleringsstrømmene enkelt kan endres. Dette muliggjør manipulering mellom anoksiske og rene anaerobe (nitratfrie) tankvolumer.

For et avløpsvann med en gitt temperatur og sammensetning, vil det teoretisk alltid være en eksakt volumfordeling som vil være optimal for en ønsket kombinasjon av fosfor- og nitrogenfjerning. For bio-P/N anlegg er det avløpsvannets temperatur som sterkest påvirker valg av volumfordeling. Det er imidlertid svært mange faktorer som blir påvirket ved endringer i volumfordelingen, hvilket gjør det vanskelig å finne den eksakt optimale løsning til enhver tid. For eksempel vil optimalisering for nitrogenfjerning kunne virke negativt inn på fosforfjerningen og omvendt (konkurransen om den samme karbonkilde). I tillegg vil avløpsvannets sammensetning hele tiden endre seg, hvilket skulle tilsi at optimal drift ville kreve en kontinuerlig endring av volumfordelingen. På grunn av de biologiske prosessers kompleksitet er imidlertid dette meget vanskelig å styre optimalt i praksis, selv for alternerende systemer der "volumfordelingen" enkelt endres gjennom endring av de ulike faselengdene. Renseanlegg dimensjoneres derfor ofte med en betydelig (og kostbar) overkapasitet, slik at avvik fra den "ideelle" volumfordeling ikke blir kritisk.

I praksis skjer optimalisering av volumfordeling/faselengder ved utprøving med det aktuelle avløpsvann, gjerne med on-line instrumentering som viktig støtte. Etterhvert som en opparbeider seg erfaringer ved det aktuelle renseanlegg, kan en basert på resultater fra disse utprøvingene

gradvis optimalisere volumfordelingen. Forutsetningen for denne optimalisering er selvsagt at en under bygging tillater en slik fleksibilitet, hvilket anbefales på det sterkeste.

Aktuell on-line instrumentering for henholdsvis å styre fase lengder for alternerende systemer eller velge volumfordelingen for kontinuerlige systemer (on-line eller off-line), er temperatur, vannføringsmålere til vann- og slamstrømmer, pH, oksygen i aerobe soner, næringssalter (C, N og P) og bioaktivitetsmålere.

#### 5.4.4 Slamalder

Slamalder er et uttrykk for slammets gjennomsnittlige oppholdsstid i renseanlegget. Slamalderen er en primær kontrollparameter for biologisk fosfor- og nitrogenfjerning og er, sammen med oksygenstyring, kanskje den viktigste styringsparameter for et biologisk renseanlegg.

For høybelastede biologiske fosforfjerningsalternativer (A/O, Phostrip) kontrolleres slamalderen som regel til over 4 døgn, men ikke så høy at det etableres nitrifikasjon i slammet. Ved høye temperaturer kan det imidlertid være vanskelig å unngå nitrifikasjon, slik at god styring og kontroll er nødvendig for å oppnå tilfredsstillende fosforfjerning.

For kombinerte fosfor- og nitrogenfjerningsalternativer må den aerobe slamalderen være høy nok til å sikre nitrifikasjon til enhver tid. I den forbindelse er det temperaturen som sterkest påvirker nødvendig aerob slamalder. Slamalderen kan økes ved å redusere uttak av overskuddsslam og dermed øke slamkonsentrasjonen. Maksimal oppnåelig slamalder vil imidlertid være direkte avhengig av hvor høy slamkonsentrasjon det er mulig å holde i systemet uten at slamtap fra ettersedimenteringen inntreffer. Nødvendig anaerob og anoksisk slamalder vil blant annet være bestemt av hvilke fosfatfrigivningshastigheter og denitrifikasjonshastigheter som oppnås.

Økt slamalder vil resultere i lavere slamproduksjon som igjen kan føre til en redusert biologisk fosforfjerning fordi fosforet fjernes i overskuddsslammet (Sedlak, 1991). Forutsetningen for denne hypotese er imidlertid at slammets relative innhold av bio-P bakterier (eller slammets %-vise innhold av fosfor) ikke blir påvirket av slamalderen, hvilket bestrides av Wentzel et al., (1988). Forfatterne mener slamalderen ser ut til å spille en mindre rolle for fosforfjerningen enn forventet. Dette forklares med den lave observerte endogene dødsrate til poly-p bakterier sammenlignet med vanlige heterotrofe organismer (ca. 0,05/d for poly-p organismer mot ca. 0,24/d for heterotrofe). Dette betyr at ved høyere slamalder vil slammets relative innhold av bio-P bakterier kunne øke med det resultat at slammets innhold av fosfor øker. Det vises videre til sammenhenger mellom % P i slammet som funksjon av slamproduksjonen, hvor fosforinnholdet øker ved redusert slamproduksjon (Randall et al., 1992).

Forsøk i pilotskala har vist at når organisk stoff er begrensende (d.v.s. lavt BOF/P-forhold) blir den beste kombinerte fosfor- og nitrogenfjerning oppnådd ved den laveste slamalder som samtidig muliggjorde fullstendig nitrifikasjon. Høyere slamalder ble vurdert å være optimalt når fosfor var begrensende (høyt BOF/P-forhold) for bio-P prosessen på grunn av lavere slamproduksjon (McClintock et al., 1993).

Den tilsynelatende usikkerhet og tildels uenighet i det internasjonale fagmiljø tyder på at slamalderens betydning kan variere fra forsøk til forsøk. Årsaken kan være kombinasjoner av at det finnes mange ulike typer organismer med ulike karakteristika som kan fjerne fosfor biologisk, forskjeller i avløpsvannets øvrige sammensetning og variasjon eller at øvrige driftsbetingelser kan spille en avgjørende rolle. I tillegg vil en økning i slamalder i noen tilfeller kunne resultere i uønskede bieffekter som for eksempel slamsvelling/skumming.

Med bakgrunn i overnevnte diskusjon vil vi generelt anbefale å starte opp kombinerte bio-P/N-fjerningsprosesser med å operere med den laveste slamalder som muliggjør fullstendig nitrifikasjon (gjelder særlig for systemer som er C-begrenset). Deretter økes slamalderen gradvis slik at erfaring med det aktuelle avløpsvann og system høstes.

Slamalderen kontrolleres best gjennom uttak av overskuddsslam direkte fra det aerobe aktivslambasseng. Slamkonsentrasjonen benyttes som kontrollparameter for uttak av overskuddsslam. Målet er å holde en konstant slammengde (slamkonsentrasjon) i systemet. Siden det anbefales å fortykke slam fra biologiske fosforfjerningsanlegg ved hjelp av flotasjon, har uttak rett fra biobassengene mange fordeler og få ulemper i forhold til å bruke understrømmen til ettersedimenteringen.

Aktuell on-line instrumentering for å kontrollere mengde overskuddsslam som tappes ut fra systemet daglig vil være vannføring ( $Q_{\text{slam}}$ ) og slamkonsentrasjon, mens temperaturen er den viktigste parameter for valg av aerob slamalder for nitrifiserende anlegg. I tillegg vil innløpsvannmengde, turbiditet/SS i utløp, pH og oksygen i aerobe soner være nyttig informasjon for styringen. For mer avanserte styringssystemer/-strategier kan det være aktuelt å også måle for næringsalter, bioaktivitet og slamtepenivå i ettersedimenteringen.

#### 5.4.5 Oksygen i aerob(e) sone(r)

Det er tilnærmet umulig å drive et bio P/N-anlegg forsvarlig uten bruk av en eller annen form for oksygen-kontroll i de aerobe soner. Styringen varierer fra de mest avanserte med bruk av on-line oksygenmålere som gir direkte styringssignaler til sofistikerte ekspertsystemer til de enkleste systemer som har timere som slår av/på luftere etter et bestemt tidsskjema. En generell regel er at jo tynnere og kaldere avløpsvann en har, dess mer avansert styringssystem behøves. I tillegg vil "luftbobleluftere" (fin- medium- eller grovluftere) trenge mer avansert kontroll enn overflateluftere.

Styring av oksygenkonsentrasjon ved bruk av overflateluftere utføres enten i et system hvor lufterne slås av/på eller ved at alle eller enkeltvis overflateluftere kan heves/senkes. Oksygenmålere gir signaler til styringssystemet som resulterer i av/på eller heving/senking av lufterne.

Som back-up mot feilmålinger eller havari av oksygenfølere benyttes ofte forutbestemte tidssykluser for oksygenering. Selv om styringen av overflateluftere tilsynelatende er enklere enn for luftboble systemene, kan den bli komplisert. Problemer kan oppstå når en overflatelufter som står nær en oksygenmåler blir slått av og dermed endrer strømningsbilde i luftebassenget. Dette kan føre til større fluktasjoner enn de som ville vært naturlige i den aktuelle sone.

Styring av oksygenkonsentrasjonen i luftboble systemer er vanskeligere, særlig når en sentral blåsemaskin skal gi luft til flere moduler. Den beste måte å styre slike systemer er å ha en hovedlinje som er under konstant trykk og hvor kontrollventiler er aktivert av oksygenmålere i hver sone og i hver modul av luftebassengene. På den måte kan ønsket oksygenkonsentrasjon holdes i hver eneste sone og det kan kompenseres for døgnvariasjoner i oksygenbehovet. I mer avanserte renseanlegg vil det normalt foreligge ulike settpunkter for ønsket oksygenkonsentrasjon i ulike soner i en linje og for ulike tider på døgnet. I renseanlegg med uttak av slam for intern resirkulering er det viktig å ha en redusert oksygenkonsentrasjon i enden av hver linje hvorfra slammet hentes ut. Unødig resirkulering av oksygen vil forbruke BOF som tilføres poly-P bakterier i anaerob sone eller denitrifiserende bakterier i anoksisk sone. Ofte vil den interne resirkulering av

slam foretas i en liten avstand fra utløpet til luftebassenget. Dette gir muligheter for å øke oksygenkonsentrasjonen igjen like før slammet ledes til sedimenteringsbassenget. Dermed reduseres/unngås fosfatutløsing/denitrifikasjon i ettersedimenteringen.

Som back-up mot feilmålinger eller havari av oksygenfølere benyttes ofte forutbestemte tidssykluser for luftmengdebehov til hver sone. For å benytte dette back-up systemet må luftmengdemålere installeres i hvert lufterør til hver sone av luftebassengene.

Aktuell on-line instrumentering vil primært være oksygenmålere og luftmengdemålere. Noen anlegg benytter målinger av ammonium i siste aerobe sone og i enkelte tilfeller er også alkalitet i siste aerobe sone benyttet som en direkte styringsparameter for setpunkter for oksygenkonsentrasjon. (Ved økende ammonium i utløp økes oksygenkonsentrasjonen i de aerobe soner for å øke nitrifikasjonshastigheten. Bruk av alkalitet som styringsparameter utnytter det faktum at nitrifikasjonen forbruker alkalitet. Dersom reduksjonen av alkalitet ikke er så høy som forventet brukes dette som en indirekte parameter på at nitrifikasjonen ikke er fullstendig og oksygenkonsentrasjonen økes). Øvrige parametre som vil være interessante for sofistikert styring av oksygen vil være fosfatkonsentrasjoner, pH, temperatur, SS/turbiditet<sub>utløp</sub>, slamteppenivå i ettersedimenteringen, og bioaktivitet.

#### 5.4.6 Minimalisere nitrat (og oksygen) i anaerob sone

Tilførsel av nitrat til den anaerobe sone har to negative effekter. For det første vil denitrifikasjonen som da vil finne sted fjerne en del av det lettomsattelige organiske stoffet som ellers ville ha blitt lagret som polyfettsyrer i poly-P bakterier. I tillegg påvirker muligens nitrat de fosfatakkumulerende bakteriers stoffskifte slik at det ikke oppbygges polyfosfat. Dette er det imidlertid tvil om. Det ser ut som om noen poly-P bakterer kan denitrifisere, mens noen ikke denitrifiserende poly-P bakterier kan konkurrere om i hvert fall eddiksyre og propionsyre når nitrat er til stede. Spørsmålet blir derfor om det er nok BOF (i form av fettsyrer) tilstede for å understøtte både denitrifikasjon og fosforutskilling m/akkumulering av polyfettsyrer.

På samme måte vil tilførsel av oksygen til den anaerobe sone virke inn negativt fordi bakteriene først vil omsette oksygenet og dermed forbruke organisk stoff før det eventuelt kan lagres som polyfettsyrer i poly-P bakterier. For å unngå unødig resirkulering av oksygen til den anaerobe sone må oksygenstyringen i de aerobe soner være tilfredsstillende samtidig som resirkuleringsmengdene ikke må være for høye (se kap. 5.4.6.). I tillegg må anleggsutformingen til forbehandlingen tilpasses slik at tilførsel av oksygen fra innløpsvannet minimaliseres.

For å minimalisere tilførsel av nitrat til anaerob sone tilstrebes:

1. Lavest mulig resirkulering av nitratholdig fortykket slam fra ettersedimenteringen (RAS) til den anaerobe sone. Samtidig må imidlertid resirkuleringen være høy nok til å oppnå tilfredsstillende forhold i ettersedimenteringen (unngå anaerobe forhold, for store slammengder og for høyt slamteppenivå). Som regel vil mengde RAS være konstant (ca.  $0.5-1 \cdot Q_{inn\ tørtv\ \text{v\ \text{er}}}$ ), eller proporsjonal med innløpsvannmengden, men innenfor gitte min. og max. verdier. Aktuell on-line instrumentering vil være vannføring til RAS og innløp, turbiditet/SS<sub>utløp</sub>, slamteppenivå, suspendert stoff i RAS (MLSS<sub>RAS</sub>) og evt. i slammet (MLSS). RAS bør normalt ikke bli styrt som proporsjonal med innløpsvannmengden ved høye vannføringer. Den resulterende fluks i ettersedimenteringen blir da svært høy og kan resultere i betydelig slamtap. Under slike forhold må det aksepteres at store deler av den totale biomassen blir flyttet fra aktivslam bassengene og til ettersedimenteringen.

Ettersedimenteringen må av denne grunn dimensjoneres for å kunne ta hånd om den økte slammengden som dette kan medføre.

2. Optimalisere resirkuleringsforholdet til intern resirkulering for nitrogenfjerning (fra aerob sone til anoksisk sone). For et avløpsvann med en bestemt sammensetning vil det alltid være et resirkuleringsforhold som er optimalt for nitratfjerning i anoksisk sone (Nordeidet, 1994). Dersom resirkuleringsforholdet er for lavt vil nitrogenfjerningspotensialet ikke bli utnyttet. Resultatet er at nitratkonsentrasjoner i utløpet av det biologiske steg stiger, og dermed gir økt nitrattilførsel via slamreturen. På samme måte vil et for høyt resirkuleringsforhold føre til økt nitrattilførsel fordi unødig tilførsel av oksygen fra aerob sone til anoksisk sone vil forbruke organisk stoff som ellers kunne ha blitt benyttet for nitratfjerning. Aktuell on-line instrumentering for å styre/kontrollere resirkuleringsforholdet vil være vannføring for intern resirkuleringspumpe og innløp, oksygen i returslam, nitrat eller redokspotensial i utløp anoksisk sone samt målinger for næringsalter i innløpsvannet til biosteget.
3. Optimalisere eventuell intern resirkuleringspumpe fra anoksisk til anaerob sone (gjelder for UCT/VIP-prosesser). I følge litteraturen settes vanligvis denne resirkuleringsstrømmen lik  $1-2 \cdot \text{innløpsvannmengden}$  (Johansson, 1994, Sedlak, 1991), men effekt av varierende resirkuleringsforhold er ikke funnet beskrevet. Generelt vil høy resirkulering virke positivt ved at en større mengde slam/vann kommer i kontakt med den anaerobe sone, men samtidig virke negativt ved at innløpsvannet fortynnes, større tilførsel av eventuell restnitrat fra anoksisk sone og at den gjennomgående anaerobe oppholdstid basert på innløp+resirkuleringsstrøm reduseres. Trolig vil et relativt høyt resirkuleringsforhold (opp mot  $2 \cdot Q_{\text{inn}}$ ) være optimalt for et lavbelastet anlegg med et konsentrert avløpsvann, mens det motsatte vil være tilfelle for et høybelastet anlegg med et tynt avløpsvann. Aktuell on-line instrumentering vil være vannføring for innløp og resirkulering, og nitrat og/eller redokspotensiale (og evt. oksygen) i returslam.
4. Innføre foranoksisk sone for fjerning av nitrat fra RAS. Alt eller deler av innløpsvannet forbipasserer første sone hvor RAS istedet tilføres og denitrifiseres. På den måte reduserer en tilførsel av nitrat til den anaerobe sone. Dette alternativ er særlig aktuelt dersom nitratmengden i RAS viser seg å være betydelig. Aktuell on-line instrumentering vil være vannføring for: innløp, by-pass og RAS, nitrat og/eller redokspotensiale i RAS og siste anoksiske sone.

#### 5.4.7 Optimalisere oppholdstid i anaerob sone

Den anaerobe oppholdstid i et anlegg er gitt av den aktuelle dimensjonering med hensyn til anaerobt volum og mengde returslam. Dersom et anlegg observerer en redusert fosforfjerning samtidig som BOF/P-forholdet er tilfredstillende ( $>20$ ), kan årsaken være at den anaerobe oppholdstiden er for kort. Oppholdstiden kan i slike tilfeller økes ved at RAS eller evt. intern resirkulering fra anoksisk til anaerob sone (UCT/VIP-prosesser) reduseres. Ved reduksjon av RAS er det imidlertid viktig at ettersedimenteringen ikke blir negativt påvirket.

Oppholdstiden i anaerob sone kan også økes ved å forbipassere deler av innløpsvannet forbi den anaerobe sone og til anoksisk sone. Dette kan særlig være aktuelt i perioder med tynt avløpsvann. Et annet alternativ kan være å øke det anaerobe volumet på bekostning av det anoksiske volum. Forutsetningen for dette er at en har muligheten til å flytte den interne nitratretur fra første til andre anoksiske sone og at anlegget har tilstrekkelig denitrifikasjonskapasitet (ref. kap. 5.4.4).

Typisk oppholdstid i den anaerobe sone vil være 0,5-2 timer avhengig av avløpsvannets sammensetning. Dersom avløpsvannet er konsentrert og inneholder tilstrekkelige mengder med lavmolekylære flyktige organiske syrer kan en normalt operere med korte oppholdstider, mens det motsatte er tilfelle for et avløpsvann hvor betydelig hydrolyse må finne sted i den anaerobe sone. Det må imidlertid påpekes at for lang anaerob oppholdstid også kan få negative effekter (Barnard,

1984). Han hevder at under slike forhold kan fosforutløsning skje uten at bakteriene opptar organisk stoff. Når dette inntreffer er det ikke tilstrekkelige mengder med lagrede karbonprodukter i cellene til å produsere nok energi til å drive opptak av utløst fosfor i den aerobe sone.

Fordi riktig valg av anaerob oppholdstid har vist seg å være kritisk for tilfredstillende fosforfjerning, vil den beste måte å dimensjonere anaerob oppholdstid på være å gjøre den fleksibel!

Aktuell on-line instrumentering for å optimalisere anaerob oppholdstid vil være: Vann- og slamføringsmålere, fosfat ved inn- og utløp av anaerob sone samt i utløpet fra renseanlegget, nitrat/redokspotensiale i returslam, organisk stoff i innløp og bioaktivitetsmålinger.

#### **5.4.8 Back-up/støttedosering av fellingskjemikalie**

Til tross for at det finnes eksempler på anlegg som har oppnådd gjennomsnittlig lavere enn 1 mgP/l i utløp over et helt år, er det umulig å garantere lave fosforkonsentrasjoner i utløp fra rene biologiske prosesser. Mekanisk havari av essensielt anleggsutstyr som omrørere, luftere og pumper, innvirkning av slamreturstrømmer, regnværperioder etc. kan resultere i betydelige utslipp av fosfor.

Støttedosering av fellingskjemikalie for simultanfelling, eller som back-up system, vil være en trygghet for til enhver tid å oppnå lave fosforkonsentrasjoner i utløp. Samtidig vil en liten dosering av fellingskjemikalier kunne virke positivt inn på de biologiske prosesser. Muligheten til å felle kan til en viss grad erstatte systemer/utstyr for å bedre sikkerheten til den biologiske fosforfjerningen.

Strategien for dosering av fellingskjemikalier vil selvsagt være å minimalisere tilsatsen, men samtidig overholde krav til utlipp. For høy dosering vil føre til redusert pH, unødvendig økt slamproduksjon og dermed redusert slamalder og økte slambehandlingsutgifter. Tilsats av fellingskjemikalier vil imidlertid ofte være en nødvendighet for å oppnå lave utløpskonsentrasjoner, og er etter vår oppfatning en riktig strategi for optimal utnyttelse av kombinerte biologiske og kjemiske renseprosesser.

#### **5.4.9 Konklusjon**

En rekke optimaliseringstiltak og tilhørende styringshåndtak er her gjennomgått for å illustrere potensialet for å forbedre de biologiske prosesser og deres effektivitet. For nybygging av renseanlegg er det viktig å vurdere hvilke tiltak som har den høyeste kost/nytte-verdien basert på avløpsvannets sammensetning, valgt prosessutforming, krav til renseeffekt (nåsituasjon og anslått situasjon i fremtid) samt de lokale forhold som er gjeldende. I tillegg må en under planleggingen også ta hensyn til at ytterligere optimaliseringstiltak kan bli nødvendig å iverksette på et senere tidspunkt og at en slik eventuell utvidelse ikke hindres av valgt løsning. For oppgradering av renseanlegg til biologisk fosfor- og nitrogenfjerning vil eksisterende anlegg spille en avgjørende rolle for hvilke optimaliseringstiltak som vil være gunstige.

I tabell 27 er de viktigste konklusjonene angående aktuelle optimaliseringstiltak og tilhørende styringstiltak oppsummert. Konklusjoner som her er trukket vil nødvendigvis være av generell art. Enkelte av de foreslåtte optimaliseringstiltak vil således kunne ha positiv virkning for et gitt anlegg og avløpsvann men ikke nødvendigvis for et annet. En kritisk gjennomgang av ulike konsekvenser ved innføring av optimaliseringstiltak må derfor gjennomføres ved det aktuelle anlegg.

Tabell 27. Aktuelle optimaliserings tiltak for Bio P/N-fjerningsprosesser.

Optimaliserings-tiltak	Styringshåndtak (Enhet som aktivt styres)	Strategi for styring	Aktuell on-line instrumentering Antall anlegg som benytter on-line instr. der en har det aktuelle aktive styringshåndtak: <b>Bold = nesten alle, normal = noen, kursiv = svært få</b>
<b>A. Utjevning av belastning til renseanlegget og evt. by-pass av biosteget</b>	Pumper/luker/ventiler	Jevnest mulig belastning til biotrinnet, unngå kritisk slamtap, minimalisere det totale utslipp av forurensninger fra overløp og utløp RA. Vurder by-pass av biosteget for deler av avløpsvannet ved svært høye hydrauliske belastninger (regnvær, snøsmelting)	$Q_{inn,loop}$ (vannføring innløp), nivåmåler, $Q_{p\grave{a}\ nettet}$ temperatur, slamteppenivå i ettersedimenteringen (ES), <i>nedbørmåler i nedslagsfeltet</i>
<b>B. BOF/P/N-forhold ved innløp biosteg:</b>		Oppnå optimalt forhold mellom biotilgjengelig organisk stoff og andel fosfor og nitrogen som skal fjernes i biotrinnets innkommende avløpsvann (gjelder spesielt for VFA/TP- og BOF/TN-forholdet)	$Q_{inn,loop}$ , KOF/TOC/BOF <sub>innbio</sub> , $PO_4-P_{inn}$ og ut- $NO_3-N_{ut\ anoks}$ , $NH_4-N_{utløp}$ , RedokS <sub>ut anoks</sub> , $OUR_{innbio}$ <i>NADH<sub>innbio</sub></i>
1. Øke overflate belastningen til forsedimenteringen	Luker/ventiler for fordeling av $Q_{forsed.}$	Øke tilførsel av partikulært organisk stoff som kan hydrolyseres i det biologiske steg og utnyttes som karbonkilde	

Optimaliserings-tiltak	Styringshåndtak (Enhet som aktivt styres)	Strategi for styring	Aktuell on-line instrumentering Antall anlegg som benytter on-line instr. der en har det aktuelle aktive styringshåndtak: <b>Bold = nesten alle, normal = noen, kursiv = svært få</b>
(forts. BOF/P/N-forhold ved innløp biosteg)			
2. Slamfermentering:			
a) Avvanne fortykket primærslam	Pumper, avvanningsenhet (f.eks. sentrifuger)	Øke innholdet av biotilgjengelig organisk stoff til biotrinnet	$Q_{\text{alle vann-slamstrømmer}}$ + som B.1. + evt. med separate målinger av fermentert slamvann
b) Returnere overløp fra fortykker direkte til anaerobt steg (vanlig)	Pumpe for overløp $Q_{\text{op}}$	Som over.	Som over
c) Resirkulere slam i forsedimenteringen (eller i gravitasjons-fortykker)	Resirkuleringspumpe(r) $Q_{\text{resfs}}$	Oppnå slamhydrolyse i forsedimentering og dermed øke innholdet av biotilgjengelig organisk stoff til biotrinnet	$Q_{\text{resfs}}$ , + som B.1.
d) Totalomblandet fermentor	Primærslampumpe $Q_{\text{ps}}$ , Hydrolysatpumpe $Q_{\text{hyd}}$ , Resirkuleringspumpe $Q_{\text{resf}}$ , Overskuddsslampumpe $Q_{\text{ossf}}$	Produsere optimal mengde biotilgjengelig organisk stoff (særlig VFA) for å sikre ønsket P og N fjerning	Som B.2.a Som B.2.a
e) Batch fermentor systemer	Hydrolysatpumpe $Q_{\text{hyd}}$ , overskuddsslampumpe $Q_{\text{ossf}}$ , tidsstyring	Som over	
3. Rejektvannsstrategi ved evt. anaerob stabilisering som slambehandling	Uttevningsbasseng, pumper/ventiler/nivå (alt. eget rensetrinn for rejektvannsstrømmer)	Uttevne spesielt P og N belastningen fra rejektvannet slik at støtbelastninger og uheldige BOF/P/N-forhold til biotrinnet unngås	$Q_{\text{rejekt}}$ , nivåmåler, pH, $KO_2/TOC/BOF_{\text{rejekt}}$ , $NH_4-N_{\text{rejekt}}$ , $PO_4-P_{\text{rejekt}}$



Optimaliserings-tiltak	Styringshåndtak (Enhet som aktivt styres)	Strategi for styring	Aktuell on-line instrumentering Antall anlegg som benytter on-line instr. der en har det aktuelle aktive styringshåndtak: <b>Bold = nesten alle, normal = noen, kursiv=svært få</b>
C. Optimalisere anaerob, anoksisk og aerob volumfordeling (eller fasefordeling for alternerende systemer).	Lufte, omrørere og evt. luker/ventiler /pumper for innløp og resirkuleringsstømmer for stømmer	Optimal utnyttelse av det totale aktivslamvolum for fjerning av C, N og P	$Q_{\text{alle vann- og slamstrømmer}}$ , $O_2$ aerobe soner, $pH$ , $NH_4-N_{\text{ut}}$ , $NO_3-N_{\text{ut}}$ , $NO_3-N_{\text{ut}}$ anoks, $MLSS$ , $MLSS_{\text{oss}}$ , $turbiditet/SS_{\text{ut}}$ anoks, $KOF/TOC/BOF$ <small>innbio/hydrolysat</small> , $PO_4-P$ <small>inn og ut</small> , $OUR_{\text{innbio+alle as-soner}}$ $NADH_{\text{innbio+alle as-soner}}$
D. Slamalder	Overskuddsslampumpe, $Q_{\text{oss}}$	Nitrogenfjerning: Tilstrekkelig slamalder for å sikre nitrifikasjon ved aktuell tempr. er som regel kritisk faktor. Fosforfjerning: Lavest mulig slamalder ved C-begrensning, men samtidig tilstrekkelig for N-fjerning. Ved P-begrensning <u>kan muligens høyere slamalder være gunstig</u>	$Q_{\text{oss}}$ , $Q_{\text{innbio}}$ , $temperatur$ , $O_2$ aerobe soner, $pH$ , $NH_4-N_{\text{ut}}$ , $NO_3-N_{\text{ut}}$ anoks, $MLSS$ , $MLSS_{\text{oss}}$ , $turbiditet/SS_{\text{ut}}$ , $turbiditet/SS_{\text{innbio}}$ , $Slamteppenvå$ ES, $OUR$ , $NADH$
E. Oksygen i aerob(e) sone(r)	Blåsemaskiner og justerbare ventiler	Optimalt setpunktivå for $O_2$ -kons. i alle aerobe soner i forhold til aktuell belastning. Lavest mulig i siste aerobe sone men samtidig unngå oksygenbegrensning for nitrifikasjon, anaerobe forhold i ES eller slam med dårlige sedimenterings-egenskaper Som over	$O_2$ aerobe soner, $Q_{\text{luft}}$ , $NH_4-N_{\text{ siste aerobe sone}}$ , $PO_4-P$ <small>inn</small> , $turbiditet_{\text{utløp}}$ ES, $pH$ , $temperatur$ , $SS/turbiditet_{\text{utløp}}$ , $Redoks_{\text{aerob sone}}$ <i>alkalitet_{\text{ siste aerobe sone}}</i> , $slamteppenvå$ ES, $OUR$ , $NADH$
2. Overflateluftere	a) Av/på b) Felles eller enkeltvis heving/senking av luftere		

Optimaliserings-tiltak	Styringshåndtak (Enhet som aktivt styres)	Strategi for styring	Aktuell on-line instrumentering
F. Minimalisere tilførsel av nitrat til anaerob sone	<p>a. RAS pumpe <math>Q_{RAS}</math></p> <p>b. Intern returslumpumpe (aerob =&gt; anoksisk), <math>Q_{Ir1}</math></p> <p>c. Evt. Intern returslumpumpe nr.2 (anoksisk =&gt; anaerob, UCT- eller VIP-prosess), <math>Q_{Ir2}</math></p> <p>d. Innføre foranoksisk sone for fjerning av nitrat fra RAS. By-pass luke/ventil for å lede alt eller deler av innløpsvannet forbi 1. anaerobe sone i aktivslamsystemet</p>	<p>Lavest mulig <math>Q_{RAS}</math> men samtidig unngå anaerobe forhold i ES og slamflukt. <math>Q_{RAS}</math> som regel konstant eller proporsjonal med <math>Q_{Inn}</math>, men med gitte min. og max.-verdier.</p> <p>Optimaliser resirkuleringsforholdet for full fjerning av resirkulert nitrat</p> <p>"Høyest" mulig men samtidig unngå negativ effekt av evt. resirkulert nitrat og fortynning av innløpsvann til anaerob sone. <math>Q_{Ir2}</math> som regel lik <math>1 * Q_{Innbio}</math></p> <p>Fjerne all nitrat fra RAS før det kommer til anaerob sone</p>	<p>Antall anlegg som benytter on-line instr. der en har det aktuelle aktive styringshåndtak:  <b>Bold = nesten alle, normal = noen, kursiv=svært få</b></p> <p><math>Q_{RAS}</math>, <math>Q_{Innbio}</math>, Slamteppenivå ES, <math>MLSS_{RAS}</math>, <math>MLSS</math>, turbiditet/<math>SS_{utløp}</math>,</p> <p><math>Q_{Innbio}</math>, <math>Q_{Ir1}</math>, <math>O_2</math> aerob sone, <math>NO_3-N_{anoks}</math>, <math>Redoks_{anoks}</math>, <math>KOF/TOC/BOF_{Innbio}</math></p> <p><math>Q_{Innbio}</math>, <math>Q_{Ir2}</math>, <math>NO_3-N_{siste anoks.}</math>, <math>Redoks_{anoks.}</math>, <math>O_2 anoks</math></p> <p><math>Q_{Innbio}</math>, <math>Q_{RAS}</math>, <math>Q_{bypass}</math>, <math>NO_3-N_{foranoks}</math> og <math>RAS</math>, <math>Redoks_{afornoks}</math> og <math>RAS</math>,</p>

Optimaliserings-tiltak	Styringshåndtak (Enhet som aktivt styres)	Strategi for styring	Aktuell on-line instrumentering
<p>Antall anlegg som benytter on-line instr. der en har det aktuelle aktive styringshåndtak:  <b>Bold = nesten alle, normal = noen, kursiv=svært få</b></p>			
<p><b>Q<sub>innbio</sub>, Q<sub>RAS</sub>, Q<sub>ir2</sub>, PO<sub>4</sub>-P<sub>inn</sub> og ut anaerob sone og utløp , NO<sub>3</sub>-N<sub>anoks</sub> , Redoks<sub>anoks</sub> , KOF/TOC/BOF<sub>innbio</sub> og anaerob sonbe , O<sub>2</sub> RAS og ir2, OUR<sub>anaerob sone</sub> NADH<sub>anaerob sone</sub></b></p>			
<p><b>Som over</b></p>			
<b>G. Optimalisere oppholdstid i anaerob sone</b>		Optimal oppholdstid slik at aktivslam kulturens potensiale for fosfatfrigivning sammen med hydrolyse av organisk stoff utnyttes fullt ut. Øke eller redusere anaerob oppholdstid (og fortynning) men samtidig unngå negative effekter bla. grunnet over- eller underbelastning i forhold til fosfatfrigivelsespotensialet/innhold av fosfat og tilgjengelig organisk stoff, eller negative effekter i ettersedimenteringen	
1. Justere Q <sub>RAS</sub> eller Q <sub>ir2</sub>	Q <sub>RAS</sub> , Q <sub>ir2</sub>		
2. By-pass deler av Q <sub>innbio</sub> til 1. anoksiske sone	Luke/overløp for Q <sub>innbio</sub>	Øke anaerob oppholdstid	Som over
3. Benytte 1. anoksiske sone til anaerob sone	Ventil/luke for alternativ Q <sub>ir1</sub> til 2. anoksiske sone	Øke anaerob oppholdstid foutsatt tilstrekkelig denitifikasjonskapasitet i anlegget etter endring	Som over
<b>H. Back-up/støttedosering av fellingskjemikalie</b>	Doseringspumper, Q <sub>dos</sub>	Minimalisere dosert fellingskjemikalie men samtidig overholde utslippstillatelsen	<b>Q<sub>innbio</sub>, Q<sub>dos</sub>, pH, PO<sub>4</sub>-P<sub>utløp</sub>, turbiditet/SS<sub>utløp</sub></b>

## Referanser

- Alarcon, G. O. (1961). *Removal of phosphorus from sewage*. Master thesis, Johns Hopkins University, Baltimore, MD.
- Andrews, J. F. (1994). *Dynamic Control of Wastewater Treatment Plants*. Environ. Sci. Technol., Vol. 28, pp 434-440.
- Arvin, E. (1985). *Biological removal of phosphorus from wastewater*. CRC, Critical Reviews in Env. Control, Vol.15, pp 25-64.
- Aspegren, H. (1995). *Evaluation of a High Loaded Activated Sludge Process for Biological Phosphorus Removal*. Doctoral Dissertation. Lund University, Dept. of Water and Environmental Engineering, P.O.box 118, S-221 00 Lund.
- Bergman, R. D. (1970). *Continous studies in the removal of phosphorus by the activated sludge process*. Chem. Engr. Prog. Symp. Ser., Vol. 67, pp 117.
- Barnard, J. L. (1973). *Biological Denitrification*. J. Wat. Pol. Con. Fed., Vol.72, pp 705-720.
- Barnard, J. L. (1974). *Cut P and N without chemicals*. Water and Wastes Engineering, Vol.11, pp 33-44.
- Barnard, J. L. (1976). *A review of biological phosphorus removal in the activated sludge process*. Water SA, Vol. 2, pp 136-144.
- Barnard, J.L. (1984). *Activated primary tanks for phosphate removal*. Water SA, Vol. 10, pp121-126.
- Beck, M. B., Lumbers, J.P., MacKenzie, H. E. C. and Jowitt, P.W. (1990). *A Prototype Expert System for Operational Control of the Activated Sludge Process*. Internal report, Imperial College, Department of Civil Engineering, Imperial College Road, London, SW7 2BU.
- Berkman, L., Lennon, M. and Law, K. (1990). *An expert system to diagnose performance limiting factors at publicly owned treatment works*. In: Expert Systems for Environmental Applications, Judith M. Hushon, (ed.), American Chemical Society.
- Bungaard, E. (1988). *Nitrogen and Phosphorus Removal by the Bio-Denitro and Bio-Denipho process - Experience and Development*, Proceedings, International Workshop on Wastewater Treatment Tecnology, Januar 11-13, 1988, Copenhagen, Denmark. Session IV. The Danish Association of Consulting Engineers.
- Christensson, M., Jönsson, K., Lee, N., Lie, E., Johansson, P., Welander, T. and Østgaard, K. (1995). *Utvärdering av biologisk fosforavskiljning vid Öresundverket i Helsingborg - processtekniska och mikrobiologiska aspekter*. Rapport nr. 1995-04. VAV • VA-Forsk.
- Cooper, P., Upton, J.E., Smith, M. and Churchley, J. (1995). *Biological Nutrient Removal: Design Snags, Operational Problems and Costs*. J. IWEM february.
- Daigger, G. T., Randall, C. W., Waltrip, G. D., Roman, E. D. and Morales, L. M. (1987). *Factors effecting Biological Phosphorus Removal for a University of Cape Town Type Process Applied in a High Rate Mode*; Proceedings, IAWPRC International Specialized Conference, Biological

- Phosphate Removal from Wastewater, Rome, Italy, September 28-30, pp. 177-184 in Biological Phosphate Removal from Wastewater, R. Ramadori, Editor, Pergamon Press.
- Ekama, G. A., Marais, G. R. and Siebritz, I. P. (1984). *Biological excess phosphorus removal*. In: Theory, Design, and Operation of Nutrient Removal Activated Sludge Processes. Water Research Commission, Pretoria, South Africa, 7/17 - 7/32.
- Emanuelsson, M. (1994). *Driftserfarenheter med biologisk kvävereduktion*. Rapport nr. 1994-03. VAV • VA-Forsk.
- Ghekiere, S., Bruynooghe, H., van Steenberghe, K., Vriens, L., van Haute, A. and Verachtert, H. (1991). *The effects of nitrates and carbon compounds on enhanced biological phosphorus removal from wastewaters*. European Water pollution Control, Vol. 1, pp 15-24.
- Goncalves, F. R., le-Grand, L. and Rogalla, F. (1994). *Nitrogen and Biological Phosphorus removal in Submerged Biofilters*. Wat. Sci. Tech. Vol. 29, pp. 135-143
- Goncalves, F. R. (1993). *Nitrogen and Phosphorus Removal in Submerged Biofilters*. D.I. Thesis - GPI INSA Toulouse, Octobre 1993.
- Greenburg, A. E., Levin, G. and Kauffman, W. K. (1955). *Effect of phosphorus removal on the activated sludge process*. Sewage and Industrial Wastes, Vol 27, pp 227.
- Harremoës, P., Capodaglio, A.G., Hellström, B.G., Henze, M., Jensen, K.N., Lynggaard-Jensen, A., Otterphol, R. and Søbørg, H. (1993). *Wastewater treatment plants under transient loading - performance, modelling and control*. Wat. Sci. Tech. Vol. 27, pp. 71-115.
- Hellström, B.G. (1995). Personlig kommunikasjon.
- Henze, M., Harremoës, P., la Cour Jansen, J. og Arvin, A. (1992). *Spildevandsrensning - Biologisk og kemisk*. Polyteknisk forlag.
- Irvine, R. L. et al. (1983). *Municipal Application of Sequencing Batch Treatment*, J. Wat. Pol. Con. Fed. Vol. 55, pp 984.
- Irvine, R. L., Ketchum, L. M., Arora, M. L. and Barth, E. F. (1985). *An Organic Loading Study of Full-Scale Sequencing Batch Reactors*. J. Wat. Pol. Con. Fed. Vol. 57, pp 847-853.
- Irvine, R. L., Murty, D. V. S., Arora, M. L., Copeman, J. L. and Heidman, J. A. (1988). *Analysis of Full-Scale Operation at Grundy Center, Iowa*. J. Wat. Pol. Con. Fed. Vol. 59, pp 132-138.
- Jespersen-Kern, J. P., Henze, M. and Strube, R. (1993). *Biological Phosphorus Uptake under Anoxic and Aerobic Conditions*. Wat. Res. Vol. 27, pp 617-624.
- Johansson, P. (1994). *SIPHOR - a kinetic model for simulation of biological phosphate removal*. Doktoravhandling. Institution för vatten och miljöteknik. Lund Tekniska Högskole (LTH).
- Kofod, P. and Maribo, P. (1995). *N and P elimination by the OCO-process*, Information paper from Puritek A/S.
- Ladiges, G. and Kayser, R. (1993). *On-line and off-line expert systems for the operation of wastewater treatment plants*. Wat. Sci. Tech. Vol. 28, pp. 315-323.

- Lai, W. and Bethouex, P.M. (1990). *Testing expert system for activated sludge process control*. ASCE, J. of Environmental Engineering, Vol. 116, pp 890-909.
- Levin, G. V. and Shapiro, J. (1965). *Metabolic uptake of phosphorus by wastewater organisms*. Jour. Water Pollut. Control Fed., Vol. 37, pp 800.
- Lindholm, O. G. (1985). *May retention basins have an overall negative effect?* Vatten Vol. 41, pp 214-217.
- Marsalek, J., Barnwell, T.O., Geiger, W., Grottker, M., Huber, W.C., Saul, A.J., Schilling, W. and Torno, H.C. (1993). *Urban drainage systems; Design and operation*. Wat. Sci. Tech. Vol. 27, pp 31-70.
- McClintock, S.A., Randall, C.W. and Pattarkine, V.M. (1993). *Effects of Temperature and Mean Cell Residence Time on Biological Nutrient Removal Processes*. Water Environment Research, Vol. 65, pp 110-118.
- Martinez, S. G. and Wilderer, P. A. (1991). *BPR in a Biofilm Reactor*. Wat. Sci. Tech. Vol. 23, pp 1405-1415.
- Menar, A. B. and Jenkins, D. (1969). *The fate of phosphorus in waste treatment processes: The enhanced removal of phosphate by activated sludge*. Proceedings of the 24th Purdue Industrial Waste Conference, Lafayette, Indiana.
- Milburg, W. F., McCauly, D. and Hawthorne, C. H. (1971). *Operation of conventional activated sludge for maximum phosphorus removal*. Jour. Water Pollut. Control Fed., Vol. 43, pp 1890-1901.
- Neu, K. E. (1992). *Achievement of biological nutrient removal in full-scale rotating biological contactor wastewater treatment plant*. Wat. Sci. Tech. Vol. 26, pp 1115-1124.
- Nicholls, H. A. (1975). *Full scale experimentation on the new Johannesburg extended aeration plants*. Water Science Vol. 1, pp 121-132.
- Nordeidet, B. (1994). *Nitrogenfjerning ved Bekkelaget Renseanlegg. Fordenitrifikasjon i aktivslam. Sluttrapport fase 2. NIVA-rapport, l.nr. 3173*.
- Novotny, V. and Capodaglio, A. (1992). *Strategy of stochastic real time control of wastewater treatment plants*. ISA Transactions: Special Issue on Water and Wastewater Treatment Automation. 31, eds., Alleman, J.E., Sweeney, M.W. and Vaccari, D.A. (in press).
- Nyberg, U., Aspegren, H. and Andersson, B. (1993). *Integration of on-line instruments in the practical operation of the Klagshamn wastewater treatment plant*. Vatten, Vol. 49, pp 235-244.
- Olsson, G. (1993). *Advancing ICA technology by eliminating the constraints*. Wat. Sci. Tech. Vol. 28, pp 1-7.
- Osborn, D. W. and Nicholls, H. A. (1977). *Optimization of the activated sludge process for the biological removal of phosphorus*. Int. conf. on Advanced Treatment and Reclamation of Wastewater, Johannesburg, South Africa.
- Peter, A. and Sarfert, F. (1989). *Operational experience with the biological removal of phosphorus in the Berlin (West) sewage treatment plants*. Waste Water Treatment, Vol. 36, pp 77-85.

- Pitman, A. R. (1991). *Design considerations for nutrient removal activated sludge plants*. Wat. Sci. Tech., Vol. 23, Kyoto, Part 2, pp 781-790.
- Pitman, A. R. (1992). *Process design of new biological nutrient removal extensions to Northern Works, Johannesburg*. European Conference on Nutrient Removal from Wastewater, Leeds.
- Pollice, A. and Canziani, R. (1994). *Validation of a new model for biological nutrient removal*. European Water Pollution Control, Vol. 4, pp 20-29.
- Rabinowitz, B. and Oldham, W. K. (1985). *The use of primary sludge fermentation in the enhanced biological phosphorus removal process*. Proc. New Directions and Research in Waste Treatment and Residuals Management, University of British Columbia, Vancouver, B.C.
- Randall, C. W., Barnard, J. L. and Stensel, H. D. (1992). *Design and retrofit of wastewater treatment plants for biological nutrient removal*. Water Quality Management Library, Vol. 5.
- Roeleveld, P. S., Rensink, J. H. and Marsman, E. H. (1994). *The three-sludge sewage treatment system, A compact concept for high nutrient removal*. Asian Water Technology, 1994. Conference 22-24 November 1994.
- Schilling, W. and Kollatsch, D.T. (1990). *Reduction of combined sewer overflow pollution loads by detention of sanitary sewage*. Wat. Sci. Tech. Vol. 22, pp 205-212.
- Sedlak, R. (1991). *Phosphorus and Nitrogen Removal from Municipal Wastewater*. Principles and Practice. Second Edition, Lewis Publishers.
- Sen, D. C., Randall, C. W. and Grizzard, T. J. (1990). *Biological Nitrogen and Phosphorus Removal in Oxidation Ditch and High Nitrate Recycle Systems*, CBP/TRS 47/90. Chesapeake Bay Program, U.S. Environmental Protection Agency.
- Srinath, E. G., Sastry, C. A. and Pillai, S. C. (1959). *Rapid removal of phosphorus from sewage by activated sludge*. Experientia, Vol. 15, pp 339-340.
- Thomsen, H. A., Bundgaard, E.Ø. and Tine, B. (1994). *Driftsoptimering av N- og P-fjernende renseanlæg ved hjælp af on-line målere*. Dansk version af materiale til seminar: "Steuer- und Regelungsstrategien für die weitergehende Abwasserreinigung" Technische Akademie Esslingen, Stuttgart 21-22 Marts.
- Thornberg, D.E. and Thomsen, H. A. (1994). *Interaction between computer simulations and control using on-line nitrogen measurements*. Wat. Sci. Tech. Vol. 30, pp 199-206.
- Vacker, D., Connell, C. H. and Wells, W. N. (1967). *Phosphorus removal through municipal wastewater treatment at San Antonio, Texas*. Jour. Water Pollut. Control Fed., Vol. 39, pp 750-771.
- van Huyssteen, J. A., Barnard, J. L. og Hendriksz, J (1990). *The Olifantsfontein Nutrient Removal Plant*. Wat. Sci. Tech. Vol. 22, pp 1-8.
- Vassos, T. D. (1993). *Future directions in instrumentation, control and automation in the water and wastewater industry*. Wat. Sci. Tech. Vol. 28, pp 9-14.

- Venter, S. L. V., Halliday, J. and Pitman, A. R., (1978). *Optimization of the Johannesburg Olifantsvlei extended aeration plant for phosphorus removal*. Prog. in Wat. Technology, Vol.10, pp 279-292.
- Wentzel, M.C., Ekama, G.A., Dold, P.L., Lowenthal, R.E. og Marais, G. v. R. (1988). *Biological Excess Phosphate Removal*. WRC Rep. No. 148/1/88. Wat. Res. Com., Pretoria, Republic of South Africa.
- Wentzel, M. C., Lötter L. H., Ekama G. A., Loewenthal, R. E. and Marais, G. v.R. (1991). *Evaluation of biochemical models for excess phosphorus removal*. Water Science Technology. Vol. 23, pp 567-576.
- Wouters-Wasiak, K., Heduit, A., Audic, J.M. and Lefevre, F. (1994). *Real-time control of nitrogen removal at full-scale using oxidation reduction potential*. Wat. Sci. Tech. Vol. 30, pp. 207-210.
- WWI (1994). Redaksjonell artikkel i tidskriftet, august 1994. Waste Water International.
- Yoon, C. H. and Suzuki, S. M. (1991). *Phosphorus removal from wastewater by using fixed biofilm under anaerobic and aerobic contditions*. Wat. Sci. Tech. Vol. 26, pp 501-503.



## **VEDLEGG**

- Vedlegg 1a**      **Oversikt over ulike sensorer.**
- Vedlegg 1b**      **Status og erfaringer med ulike sensorer for å overvåke  
sedimenteringstanker.**
- Vedlegg 1c**      **Status og erfaringer med ulike sensorer for å overvåke  
og eventuelt styre prosessene.**

Vedlegg 1a Oversikt over ulike sensorer. (Basert på data fra Harremoës et. al, 1993.)

Måle parameter	Enhet	Måle prinsipp	Område	Nøyaktighet	Det. gr.	Respons-tid	Pris 1 000 NOK.	Kommentarer
Nedbørsintensitet	mm/h	Tippende bøtte	0-380..0-500	1 - 2%	0.1	-	6-15	
Vann-nivåmåler	m	Trykk trans./Ultralyd	0-1..0-10	0.5 - 2%	-	-	6 -18	
Temperatur	°C	NTC Termistor og andre	-5 - 45	0.05 - 0.1	-	1s - 1min	2-6	
Ledningsevne	mS/cm	Impedans ved høy frekvens	0-1..0-100	0.5 - 1%	-	-	12-25	
pH	-	Elektrode	2 - 12	0.05 - 0.1	-	15s	6-12	Temp.kompensert
Redokspotensial	mV	Elektrode	-1000 - 1000	25	-	-	6-12	
Oppløst oksygen	mg/l	Elektrode	0 - 25	0.1 - 0.2	-	0.5 - 1.5min	12-31	
Turbiditet	FTU	IR-bsorpsjon/lysspredet	0-10..0-2000	5 - 10%	-	-	31-93	
Suspendert tørrstoff	mg/l, g/l	Turbiditet, Ultralyd,	0-20..0-2500	10 - 15%	-	-	31-93	Kalibrering til prøver
Slamteppenivå	m	Radioaktiv ultralyd	0..5	5 - 10%	0.5	-	56 -93	
Ammonium	mg/l	Elektrode/Kolorimetri	0-5..0-100	5 - 15%	0.05	5 - 15min	93 -190	Prøve må forbehandles
Nitrat	mg/l	Elektrode/Kolorimetri/ Absorbance	0-5..0-50	5 - 10%	0.2	5 - 10min	93 -190	"
Fosfat	mg/l	Kolorimetri	0-1..0-25	5 - 10%	0.1	5 - 15min	93 -190	"
Biologisk Oksygen Forbruk (BOF)	mg/l	Oksygen respirasjon/ Absorbance	0-100..0-10000	10 - 20%	5	0 - 10min	60 -500	Prøve/ prøvekalibrering
Kjemisk Oksygen Forbruk (KOF)	mg/l	Destruksjon+titrering/ Absorbance	0-100..0-1000	10 - 20%	5	0 - 25min	60 -440	
Total Organisk Karbon (TOC)	mg/l	UV-destruksjon + Kolorimetri	0-10..0-10000	2 - 5% fs	0.5	5 - 10min	250-500	Prøve må forbehandles

Vedlegg 1b. Status og erfaringer med ulike sensorer for å overvåke sedimenteringstanker. (Basert på data fra Harremoës et. al, 1993.)

Måle parameter	Måle område	Måle prinsip	Antall anlegg	Nøyaktighet	Måle problemer	Erfaring
Suspendert tørrstoff i luftetank	2 - 8 g/l STS	a) IR-lys absorpsjon	Mange anlegg	+/- 5 - 20%	Sperring av sonde Gass bobler	Både gode og dårlige erfaringer. Stort behov for plass og rengjøring
Suspendert tørrstoff i slam retur	7 - 20 g/l STS	b) IR-lysspredning	Få anlegg	+/- 5 - 20%	Sperring av sonde	Vanligvis gode erfaringer.
		a) IR-lys absorpsjon	Få anlegg	-	Sperring av sonde	
		b) Ultralyd absorpsjon	Mange anlegg	+/- 15%	Gassbobler	
Total tørrstoff i primær slam	2 - 15%	c) Absorpsjon av gammastråler (radiometri)	Ingen kjente anlegg	+/- 100%	Interferens for saltvariasjon i innløp	For dårlig målenøyaktighet.
		a) Ultrasonisk absorpsjon	Nesten alle anlegg	+/- 10%	Avsetning i slanger, gassbobler	Både gode og dårlige erfaringer.
		b) Absorpsjon av gamma stråler	Få anlegg	+/- 5 - 10%	Avsetning i slanger	Gode
Suspendert tørrstoff/ turbiditet i utløp	2-1000 mg/l STS	c) Vibrasjons sonde	Ingen kjente anlegg			
		a) IR-lys absorpsjon	Få anlegg	-	Gassbobler	Stort sett gode erfaringer.
		b) IR-lysspredning	Mange anlegg	+/- 10%	Gassbobler	Usikker signalvurdering.
Slamteppe		a) IR-lys absorpsjon	Veldig få anlegg		Slamskyer	Usikker signalvurdering.
		b) Ultrasonisk absorpsjon	Få anlegg		Slamskyer	Usikker signalvurdering.
		c) Ultrasonisk avøking	Veldig få anlegg		Ustabil signal	Usikker signalvurdering.
Slamvolum		Automatisk lab. metode	Ingen kjente anlegg			

Vedlegg 1c Status og erfaringer med ulike sensorer for å overvåke og eventuelt styre prosessene. (Basert på data fra Harremoës et al., 1993.)

Måle parameter	Måle område	Måle prinsipp	Antall anlegg	Nøyaktighet	Erfaring
Oppløst oksygen	0 - 100%	Elektrokjemisk	Nesten alle anlegg		Avhengig av representativ plassering
pH		Elektrokjemisk	Nesten alle anlegg	+/- 1%	Gode erfaringer.
Redoks		Elektrokjemisk	Få anlegg		Gode, men usikker vurdering av utgangssignaler.
Ammonium	0.2-20 mg/l N	a)Elektrokjemisk	Få anlegg	+/- 15%	Hovedsakelig gode erfaringer.
		b)Kolorimetrisk	Veldig få anlegg	+/- 50%	Hovedsakelig ved dårlige erfaringer. Årsaksproblem var komplisert oppbygning.
Nitrat	0.2-20 mg/l N	a) UV-lys absorpsjon	Få anlegg	+/- 6%	Gode erfaringer.
		b) Elektrokjemisk	Få anlegg	+/- 100%	Dårlige erfaringer, interferenser.
		c) Kolorimetrisk	Veldig få anlegg		Hovedsakelig dårlige erfaringer. Årsaksproblem var komplisert oppbygning.
Orto-fosfat	0.1-30 mg/l P	Kolorimetrisk	Få anlegg	+/- 10%	Gode erfaringer. Problemer har kun vært knyttet til forbehandling (filtrering)
Total-fosfor	0.1-30 mg/l P	Kolorimetrisk	Ingen kjente anlegg		
NADH		Fluorescens	Veldig få anlegg		Gode tekniske erfaringer.
		Spektroskopi			Hvordan evalueres
Respirasjon(OUR)			Veldig få anlegg		Hvordan evalueres

## **Norsk institutt for vannforskning**

Postboks 173 Kjelsås  
0411 Oslo

Telefon: 22 18 51 00  
Telefax: 22 18 52 00

Ved bestilling av rapporten,  
oppgi løpenummer 3455-96.

ISBN 82-577-2992-2