

4. AN ALTERNATIVE CARBON SOURCE. THE TESTS OF HYDROLYSATES OF ORGANIC WASTE AS THE CARBON SOURCE AT LILLEHAMMER WWTP.

In May 1995 Cambi a.s and Lillehammer County Council signed a contract for the development of a process for the production of an alternative carbon source. The aim was to build a pilot plant for the hydrolysis of municipal organic waste. The waste was to be hydrolyzed, dewatered and the liquid hydrolysate used as carbon source at the WWTP. The dewatered cake was to be composted at the existing composting facility. This project is part of the EUREKA project HYDROSLUDGE.

The plant was set into operation in May 19, starting the phase of the developing the right recipe for the production of hydrolysate. The full scale tests at the Lillehammer WWTP was performed in the period 25th of September to the 16th of November 1996 divided into three separate test periods with the period 6th of November as the most successful one.

Train I was operated with ethanol and train 2 was operated with hydrolysate as carbon source during the test period. Other conditions were arranged as similar as possible for both trains.

4.1 PRODUCTION OF THE HYDROLYSATE.

The hydrolysate was produced by hydrolysis of organic waste from households in the Lillehammer area. The waste is sorted by the families themselves and collected and transported to the landfill separately and therefore the organic waste is not mixed with other fractions.

The hydrolysis plant is shown schematically on figure 4.1

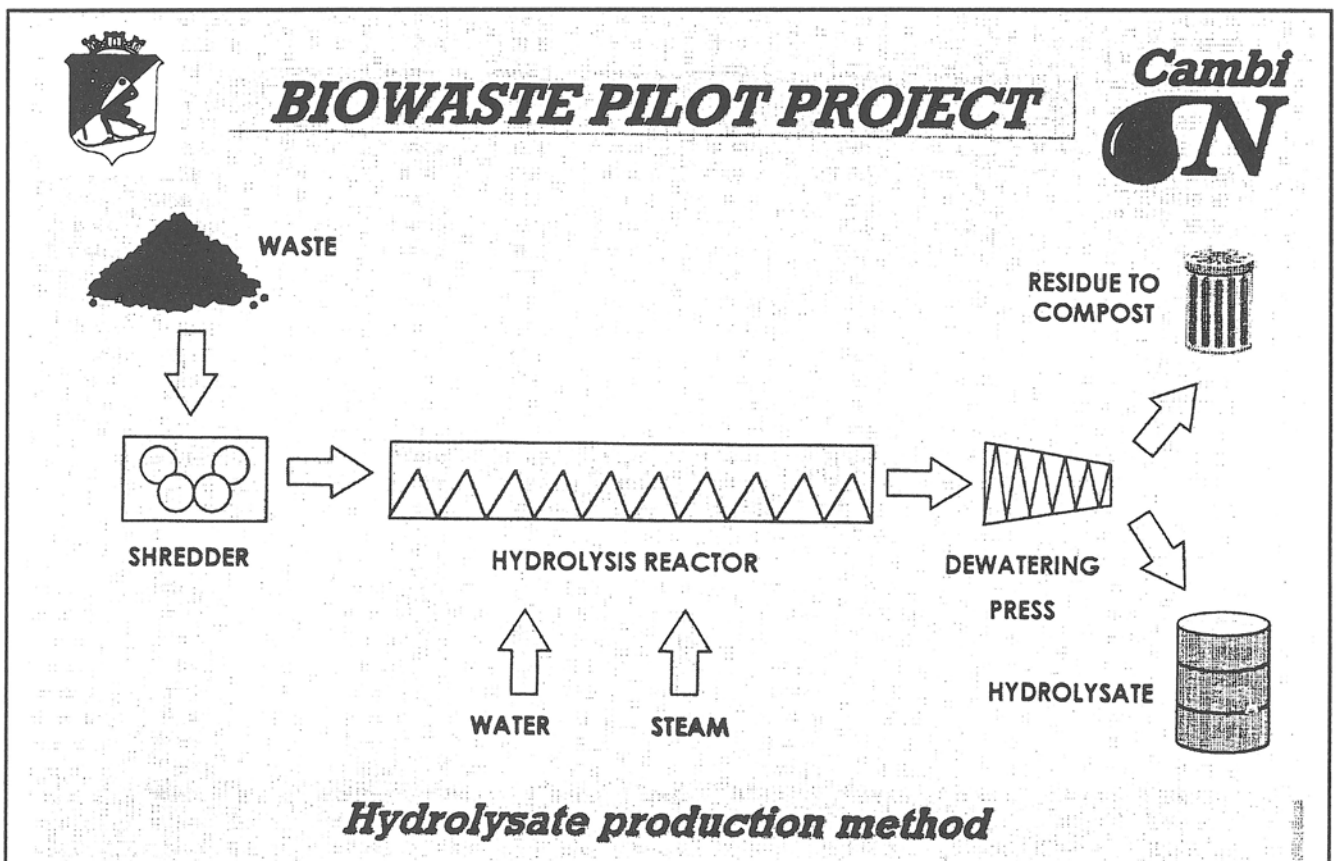


Figure 4.1.



The compositions of the waste and the hydrolysates are given in figure 4.2

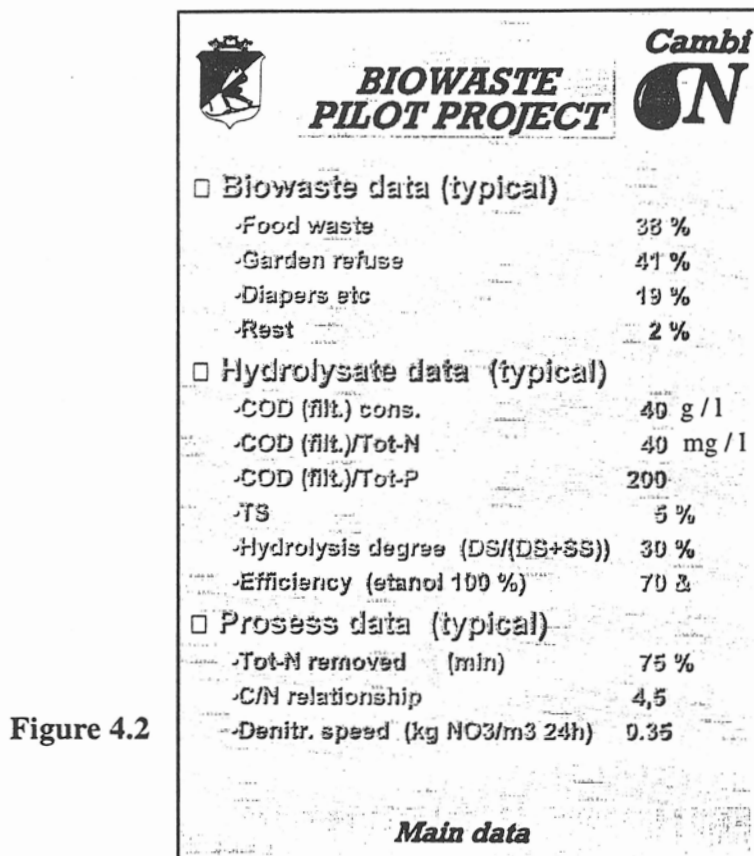


Figure 4.2

4.2 PERFORMANCE OF THE TESTS.

The organic waste was hydrolysed in the hydrolysis plant that was located at the landfill approx. 10 kilometers from the WWTP.

All the inputs and outputs, the waste, water, energy consume, volume of hydrolysate, reject etc. were registered and calculations of the mass-balance were carried out every day.

Sand was precipitated from the hydrolysate. All necessary analysis of the hydrolysate were done in the laboratory at the WWTP.

Hydrolysate was transported to the WWTP by trucks. At the WWTP it was special arrangement of storage tank and pumps, meters and a complete system for dosage to the DN-zone of the test train (train 2).

The reported tests of hydrolysate were done from November 6, 1996 to November 16, 1996. From November 6 to November 10, the KMT-process was operated as a combined process. AE-reactors were reactors 3, 4, 5, and 9. DN-reactors were reactors 1, 2, 6, 7 and 8.

From November 10 to November 16, the KMT-process was operated as pure POST DENITRIFICATION process. AE-reactors were 1, 2, 3, 4, 5 and 9. DN-reactors were 6, 7, and 8. The inlet water was not chemically treated by coagulant before inlet to the KMT-process.

All the water samples from both trains were analyzed by analysis devices, Dr. Lange photometer I.A.S.A 20, at the internal laboratory at the WWTP. The water for the analysis was taken as 24-hours samples and stored in a cooler. The content of O₂ in the reactors was measured and controlled by hand devices every day.



4.3 THE RESULTS OF THE TESTS.

We give the most important results from the tests.

DAY	6.	7.	8.	9.	10.	11.	12.	13.	14.	15.	16.
CN-ratio Train 1 (ethanole)	8	3	4	3	3.7	3.3	4.1	4.1	3.9	-	-
Train 2 (hydrolysate)	2.1	3.1	3.6	4.0	3.8	8.7	3.2	3.0	6.5	2.7	2.9
YIELD TOT-N											
Train 1 %	73	82	-	-	-	-	82	74	84	-	-
Train 2 %	73	82	-	-	-	83	77	-	70	90	

(The C/N ratio is based upon use of NO₃-N equiv.)

Figure 4.3 shows how much NO₃-N equiv. that are removed from the waste water in the post DN-zones with hydrolysate as carbon source. The C/N ratio is also shown. The figure also shows that it has been a high denitrification rate even with the rather low amount of carbon source added compared to the recommended value of C/N which is 6.3. We can also see that we remove almost as much nitrogen as possible compared to the theoretical calculations.

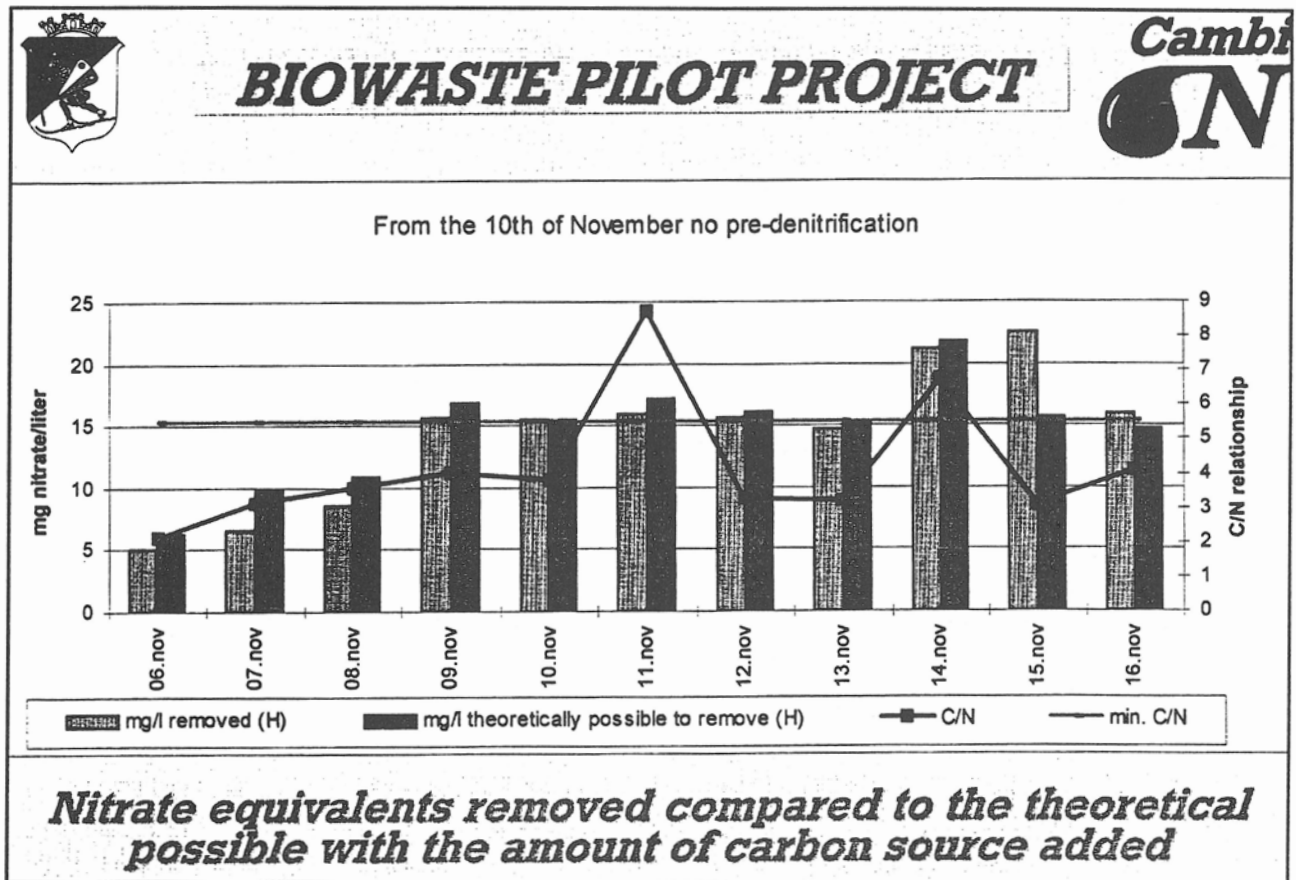


Figure 4.4 shows the use of COD added by the hydrolysate compared with the COD in the waste water in the outlet of the post DN-zones by use of hydrolysate as carbon source. It shows informations of the Yield (%) for removal of TOT-N for the WWTP. The remaining COD in waste water is almost inert and will give no effect as a carbon source. The figure shows that almost all the COD added by the hydrolysate is utilised as carbon source, and therefore the increased COD load on the chemical precipitation is insignificant.

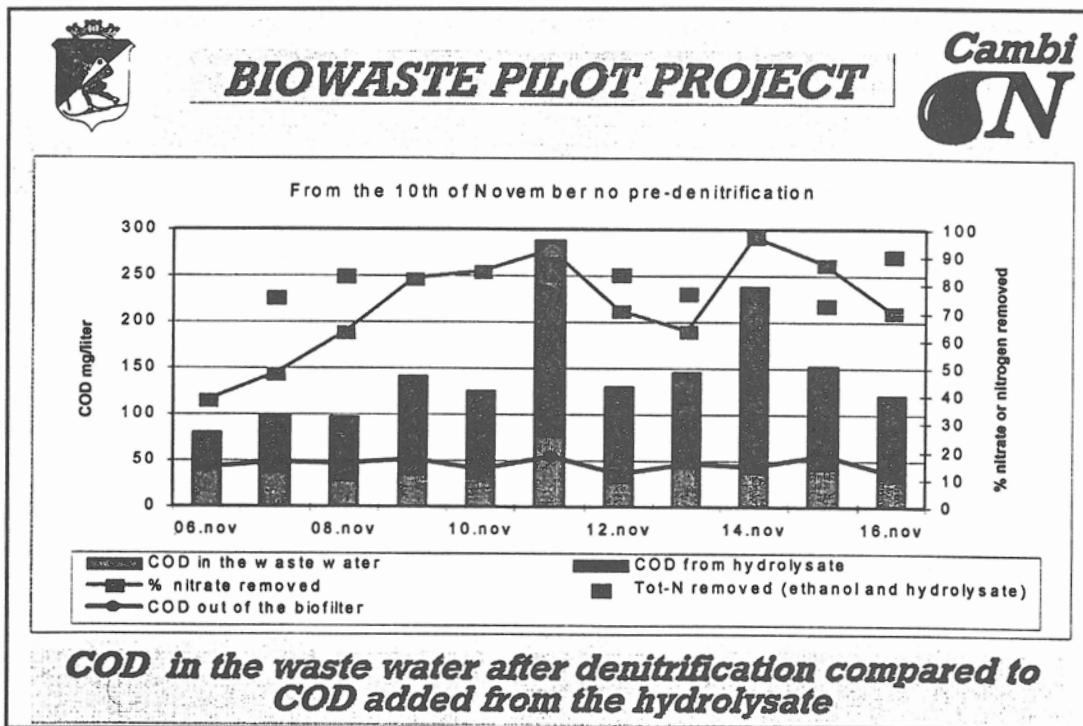


Figure 4.4

Figure 4.5 shows the contents and use of COD in the post DN-reactors by hydrolysate as carbon source. It shows also the DN-rate (kg NO₃-N/ m³d) The ratio is high, but due to low total load to these train we were not able to test for the highest possible denitrification rate.

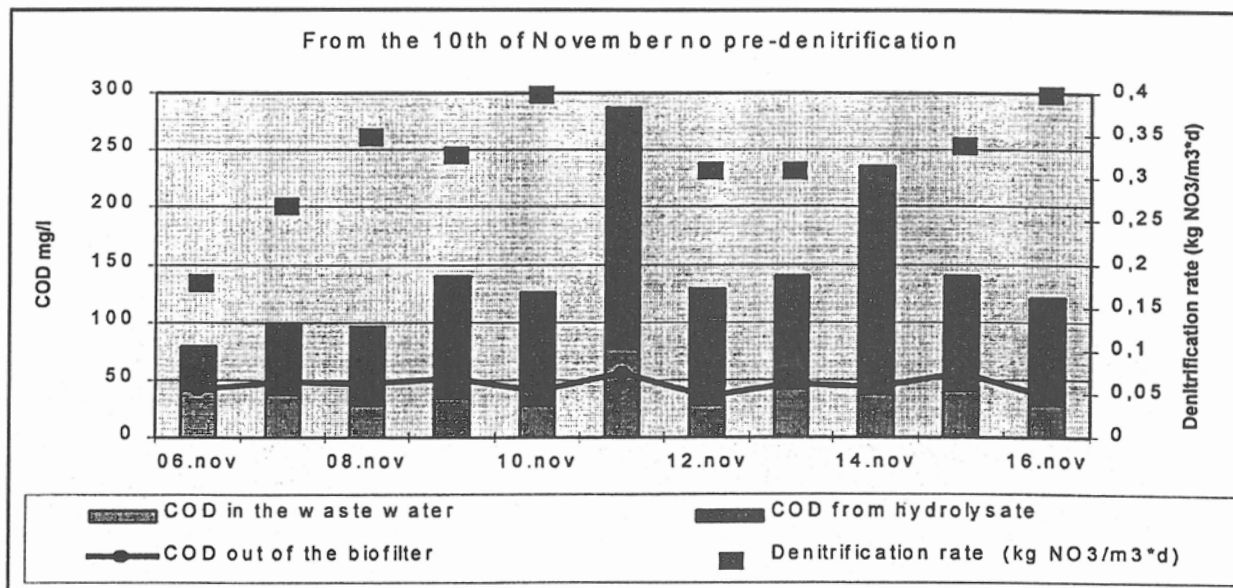


Figure 4.5



CONCLUSIONS.

The tests have verified that hydrolysate of organic waste is a well suitable carbon source in the KMT-process in Lillehammer WWTP. No harmful effects have been discovered by these tests and CAMBI and The Municipality of Lillehammer will work out plans and calculations for a permanent hydrolysis plant.

The calculations show that hydrolysate produced from organic waste in the Lillehammer area can supply the WWTP by approx. 50 % of the carbon source needed by the load of nitrogen compounds at the present.

In other situations and in periods with excess of hydrolysate the hydrolysate is an excellent substance for methane production and further use for energy purposes.

I have to thank Anne-Mette Einarsen (M.Sc.) very much for her work and assistance with this report.

Anne Mette Einarsen was our process manager until September 1996.



Driftserfaringer på Hobro renseanlæg med kombination af Biostyr-anlæg og DynaSand-filter til kvælstoffjernelse.

Anders Lund Christiansen, Driftsleder Hobro renseanlæg
Vibeke Reimer Borregaard, Krüger A/S
Kim Helleshøj Sørensen, Krüger A/S

Indledning

Rensesystemer baseret på bakterier der er fastsiddende på et filtermateriale, har på grund af udvikling i retning af højt ydende systemer, fået fornyet interesse de seneste 5 - 10 år, især ved udbygning af renseanlæg hvor der skal tages hensyn til pladsen eller ved problematiske jordbundsforhold. Moderne filtermaterialer kan bære en betydelig mængde **aktiv** biomasse pr. volumen på grund af den store overflade og således håndtere en større belastning. Den gevinst, der kan opnås ved anvendelse af fastfilm-teknologi, vil som tommelfingerregel typisk svare til den plads, der optages af efterklaringstankene i et biologisk renseanlæg.

Hobro renseanlæg har eksisteret siden 1945 og har fra starten været baseret på biologisk rensning ved hjælp af fastfilm-teknologi. Anlægget bestod først af en primærtank samt biologiske risle-filtre, men anlægget er siden blevet udbygget i takt med tidens skiftende krav til yderligere rensning.

Det rensede spildevand udledes til den inderste del af Mariager fjord, hvor vandudskiftningen er lille. Som følge af øget miljøbevidsthed omkring sundheden af fjorden blev kemisk fældning indført i 1986, hvor der blev anvendt jernklorid som forfældnings-kemikalie. Der blev dog først sat krav til rensningen af fosfor på 0,4 mg/l med den danske vandmiljøhandlingsplan. Derfor etableredes DynaSand-filtre som efterpoleringstrin i 1989. Udledningstilladelsen blev yderligere skærpet med et kvælstofkrav på 8 mg Total N/l den 1. januar 1994. Som følge heraf blev der taget et Biostyr-anlæg i drift i midten af 1994. Dette bruges primært til udførelse af nitrifikation. Denitrifikation udføres på DynaSand-filtrene sammen med P-fjernelse.

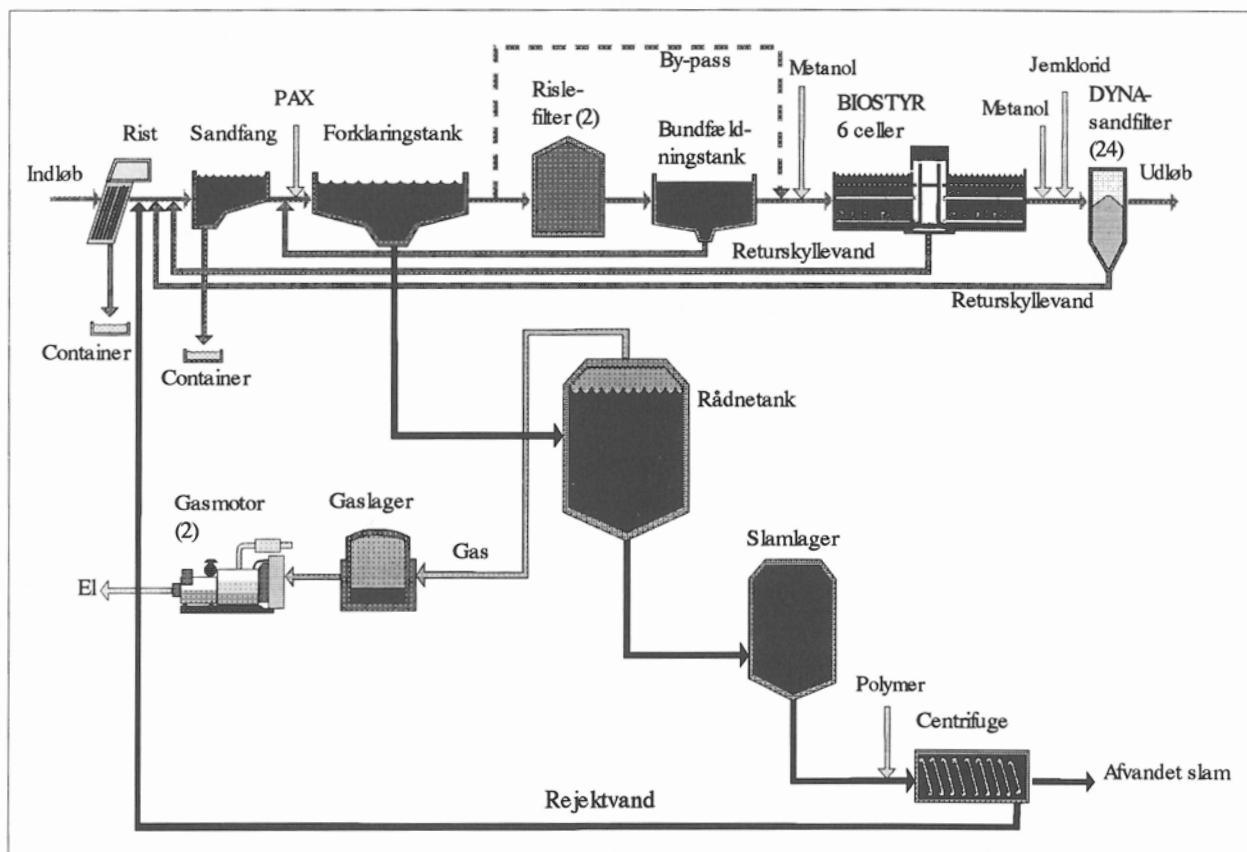
Alle de biologiske processer på Hobro renseanlæg foregår derfor ved hjælp af fastfilms teknikker.

Risle-filtre	Organisk stoffjernelse
Biostyr-anlæg	Nitrifikation (og 50% N-fjernelse)
DynaSand-filtre	Denitrifikation, filtrering samt kemisk fældning af fosfor

I det følgende beskrives de anvendte processer, og der gøres rede for de hidtidige driftserfaringer med kvælstoffjernelse med den etablerede kombination af Biostyr og DynaSand-filtre.

Anlægsbeskrivelse

Den principielle opbygning af Hobro renseanlæg ses på følgende flowsheet



Figur 1. Flowsheet Hobro Renseanlæg

De biologiske dele af anlægget er dimensioneret ud fra følgende belastninger i indløbet til renseanlægget (aktuel belastning i parentes).

Organisk belastning,	Hverdage	75.000 PE
	Weekend	20.000 PE
Vandmængder:	Spidsbelastning	95.000 PE (105.000 PE)
	Tørvejrsgøgn	9.100 m ³ /d (6000 m ³ /d)
	Tørvejrstime	550 m ³ /h (350 m ³ /h)
	Regnvejrstime	1.100 m ³ /h (1200 m ³ /h)
	Regn inkl. internt vand	1.350 m ³ /h

Der er mulighed for at by-passe de biologiske risle filtre, hvorved spildevandets interne kulstof kan bevares og anvendes i Biostyr-anlægget.

Tabel 1. Dimensionsgivende belastning for Biostyr-anlægget i 2 situationer (med og uden risle-filtrene i drift)

Parametre	Biologisk behandlet i risle-filtre		50% primært og 50% biologisk behandlet	
	kg/d	mg/l	kg/d	mg/l
SS _{max}	216	24,0	594	66,0
BOD	207	23,0	468	52,0
BOD _{max}	230	26,0	520	58,0
COD	666	74,0	1125	125,0
COD _{filt}	414	46,0	486	54,0
Tot-N	216	24,0	252	28,0
Tot-N _{max}	240	27,0	280	31,0
Tot-P	8	0,9	13	1,4

Rensekravene er opsummeret i nedenstående tabel 2.

Tabel 2 Rensekrav

Parametre		
BOD _{5,mod}	15	mg/l
COD	75	mg/l
Total N	8	mg/l
total-P	0,4	mg/l

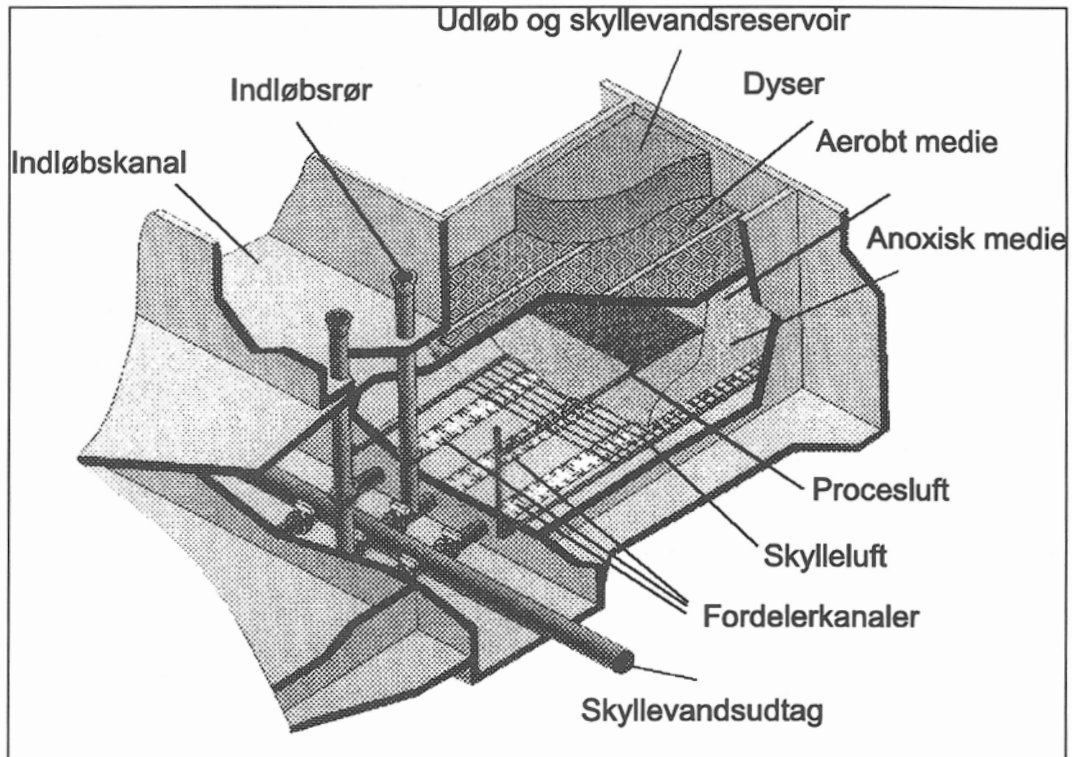
Principiel beskrivelse af driften af Biostyr-anlæg

Processen bygger på opstrømsfiltrering med beluftning. Der anvendes et dykket, flydende granulatmateriale (polystyrenkugler med en diameter på 3-3,5 mm og en overflade på ca. 1050- 1200 m²/m³). Bakterierne klæber til filtermaterialet, således at den biologiske behandling og filtrering udføres simultant.

I hver filtercelle er der 0,6 m anoxisk zone og 2,4 m aerob zone. Zoneadskillelsen opstår fordi belufternet er placeret midt filtermediet. Under mediet er et vandvolumen dels til ekspansion af mediet under skyl og dels til sikring af en god fordeling af spildevandet under drift.

Der er mulighed for tilsætning af en ekstern kulstofkilde, i tilløbet til cellerne. Det kulstof- og nitratholdige vand ledes først op igennem den anoxiske zone, hvor der

sker en filtrering af suspenderet stof og denitrifikation med indkommende opløst organisk stof eller methanol som kulstofkilde. Spildevandet passerer herefter belufternettet, hvor vandet iltes og aerobe forhold opstår. I den aerobe zone omsættes først overskydende nedbrydeligt organisk stof, hvorefter nitrifikationen kan foregå. Det rensede spildevand passerer dysedækket, der tilbageholder polystyrenkuglerne. Oven på dysedækket findes et fælles reservoir for rensat vand fra alle filterceller. Dette bruges som pumpereservoir for recirkulationspumperne og som skyllevandsreservoir til brug ved returskylning af filtrene. Se principskitse af Biostyr-anlægget i figur 2.



Figur 2 Principskitse af Biostyr-anlægget

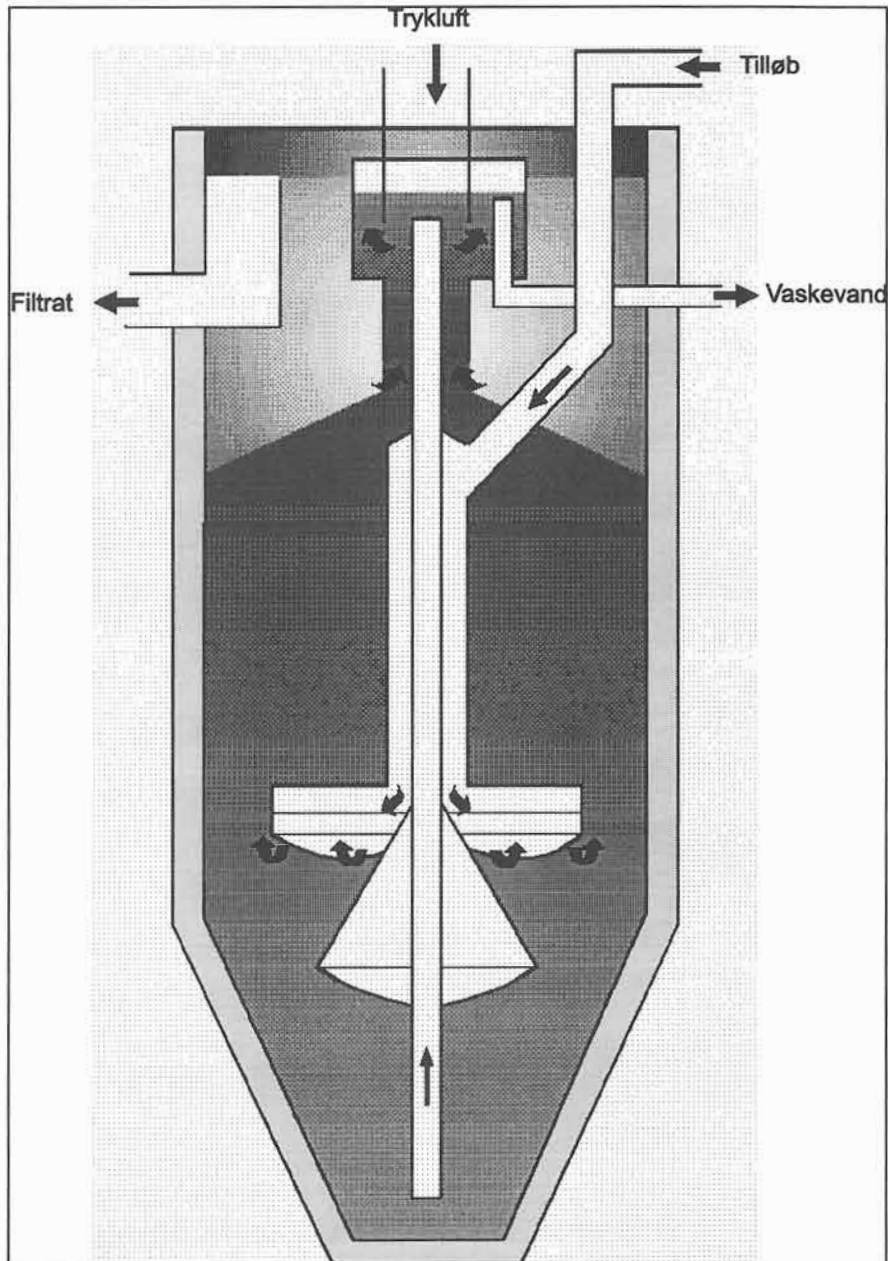
Filtrene returskylles 1-2 gange i døgnet, herved fjernes såvel tilbageholdte partikler samt en størstedelen af det producerede biologiske slam, der er ophobet i filtrene.

Da filterskylningen foregår fra oven og nedefter, og skyllevandsreservoirer ligger ovenpå filtrene, er der ikke behov for specielle skyllepumper. Da størstedelen af de tilførte suspenderede stoffer og biomassen samler sig i bunden af filteret, skal overskudsslammet under returskylningen ikke strømme igennem hele filtermaterialet som i gængse opstrømsfiltre. Periodisk returskylning med vand og/eller luft styres hhv. af et ur og tryktabsmåling. En normal skylning består af 4 vandfaser og 3 luftfaser. Endvidere kan man fortage "reducerede skylninger", hvor der udelukkende skylles med vand.

Skylleslammet ledes normalt tilbage til primærtanken og behandles sammen med primærslammet.

Principiel beskrivelse af driften af DynaSand-filtre

DynaSand-filtrene er udformet efter modstrømsprincippet. Se figur 3 der viser principskitse af et DynaSand-filter.



Figur 3 principskitse af et DynaSand-filter.

Vandet der skal renses tilsættes jernklorid og ekstern kulstof inden det ledes ind i filternes nederste sektion. Vandet strømmer nu op igennem filtersand-laget, og videre til afløbet i toppen af filteret.

Undervejs filtreres suspenderet stof og udfældet fosfor fra som en ren kemisk fysisk proces. Samtidig med dette sørger bakterier siddende på sandkornene for at

denitrifisere nitraten. Dette sker med det tilførte kulstof som energikilde og nitraten omdannes til frit kvælstof der bobler af som gas.

Ved hjælp af en mammut-pumpe transporteres den forurenede del af filtersandet kontinuerligt fra bunden til sandvaskeren i filtrets øverste sektion. Rensningen af filtersandet begynder allerede i mammut-pumpen, hvor den kraftige turbulens løsner de partikler, der har fæstnet sig til filtersandet. Blandingen af filtersand, løsnede partikler og flokke løber ud af mammut-pumpens munding og videre ned i sandvaskeren. En lille delstrøm af det rene filtrerede vand ledes op igennem sandvaskeren og vasker sandet fri for partikler, flokke m.v. der herved kontinuerligt skylles ud af gennem vaskevandsafløbet. Det rensede sand vil synke ned mod filter sandlaget, der herved hele tiden er i bevægelse. Hele processen forgår kontinuerligt.

On-line måler

Til styring af kulstoffodseringen i Biostyr-anlægget anvendes en on-line nitratmåler. I Biostyr-anlægget anvendes desuden en ammoniummåler til styring af beluftningsniveauet, hvor der er to-trins regulering af blæserne.

Belastning og resultater

Der er primær fældning på anlægget og indtil sommeren 1996 har der været anvendt Jernklorid både i primærfældningen og som slutfældningsmiddel i DynaSand-filtrene.

Det fremgår af tabel 2 og 4 at niveauet af total fosfor i tilløbet i forhold til dimensioneringsgrundlaget er reduceret væsentligt fra ca. 13 mg/l til 4 - 6 mg/l. Dette har i indkøringsperioden givet et problem med for lidt tilgængeligt fosfor til den biologiske proces i DynaSand-filtrene. Der er derfor fra juli 1996 skiftet fældningskemikalie i primærfældningen fra Jernklorid til det aluminiums baserede PAX XL1 hvorved fosforen ikke udfældes i samme omfang. I tabel 3 er vist forskellen mellem 1 og 2 halvår af 1996 med hensyn til fosfor i tilløb og afløb fra henholdsvis Biostyr og DynaSand-filtre.

Tabel 3 Gennemsnitlig koncentration af total fosfor målt i maj og september 1996

Total P gennemsnit	Ind Biostyr	Ud Biostyr	Ud DynaSand-filtre
Maj 1996	0,46	0,14	0,13
September 1996	1,26	0,67	0,21

Kemikalieforbruget af FeCl_3 var i maj 1996 totalt 100 ml/m^3 fordelt med 50 % til primærfældningen og 50 % til DynaSand-filtrene. I september var doseringen af PAX XL1 til primærfældningen 38 ml/m^3 og af FeCl_3 til DynaSand-filtrene 30 ml/m^3 .

I perioden fra juni 1995 til december 1995 blev der anvendt ethanol som kulstofkilde i DynaSand-filtrene; Dog opstod sandsynligvis på grund af den meget lave koncentration af tilgængeligt fosfor en betydelig slimvækst, som gjorde det umuligt at fortsætte denitrifikationen. Ved omstillingen fra Jernklorid til PAX blev der i marts-april 1996 startet med dosering af methanol som kulstofkilde. I tabel 4 er vist resultaterne med ethanol som kulstofkilde i efteråret (juni til december) 1995.

Tabel 4. Gennemsnitlige koncentrationer i perioden juni til december 1995

		Tilløb	Afløb	Tilløb	Tilløb	Afløb
			Primærtank	Biostyr	DynaSand	
Flow	m ³ /d	7823				
COD	mg/l	642	163	74,5	120	37,5
BOD	mg/l	331	58	20	38,5	8,2
Tot-N	mg/l	45	28	22	13,6	5,2
NH ₄ -N	mg/l	19,3	17	14	0,29	0,23
NO ₃ -N	mg/l		0,42	0,42	10,6	3,6
Tot-P	mg/l	5,3	1,3	0,7	0,57	0,14
SS	mg/l	426	58	20	15	7,3

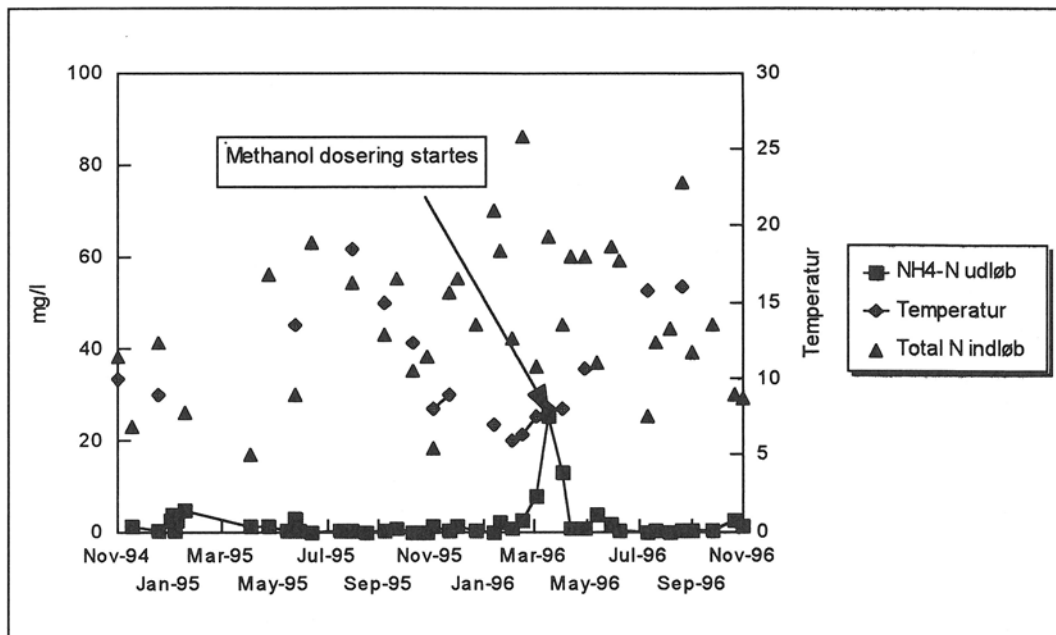
Temperaturvariation i perioden 8 - 15 °C.

Total kvælstof er reduceret med 88 %, ammonium blev reduceret med 98 % og COD blev reduceret med 94%.

Det har ikke siden starten af drift med methanol som kulstofkilde været muligt at etablerer nogen væsentlig denitrifikation i DynaSand-filtrene. På trods af COD/N forholdet har været væsentligt over det teoretisk nødvendige. COD/tot-N har perioden været reguleret mellem 5 til 8. Det må derfor antages at det valgte filtermateriale ikke egner sig til denitrifikation med methanol og det er primo januar 1997 besluttet at gå til bage til ethanol som kulstofkilde. Der har af hensyn til filtreringen ikke været reguleret væsentligt på sandvaske hastigheden.

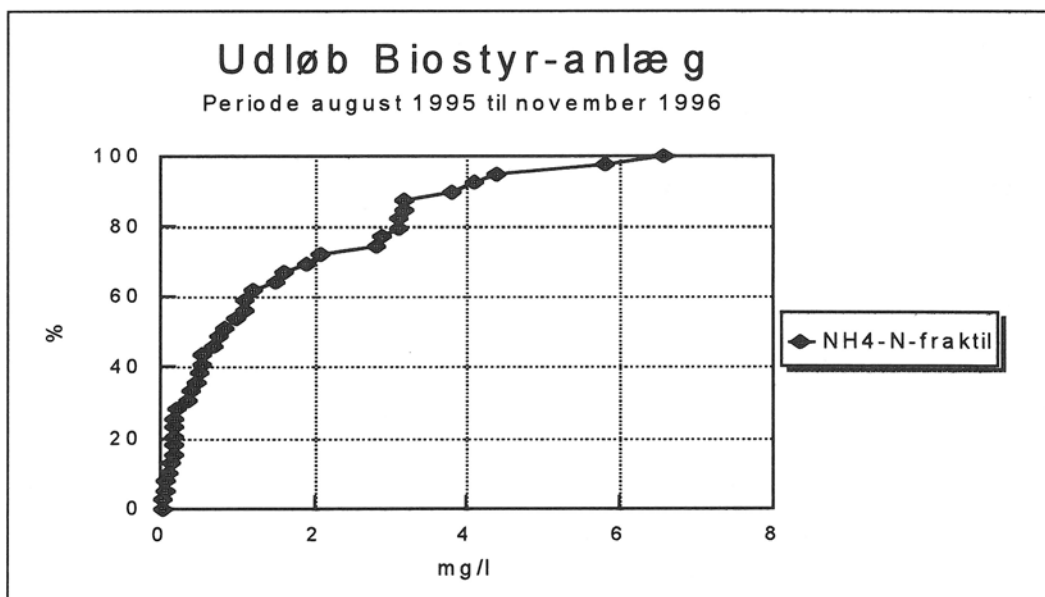
Renseanlægget er udsat for store variationer i indløbsbelastningen. Dette skyldes forskellige industrier i oplandet. I efteråret 95 varierede dog kun mellem 23.000 PE til 60.000 PE. Det er ikke unormalt at anlægget kan være belastet op til 120.000 PE.

I figur 4 er vist total-kvælstof og ammonium koncentrationerne i henholdsvis tilløb og afløb fra renseanlægget i perioden fra november 1994 til november 1996.



Figur 4 Koncentration af total-kvælstof i tilløbet og ammonium i afløbet fra Hobro renseanlæg i perioden november 1994 til november 1996

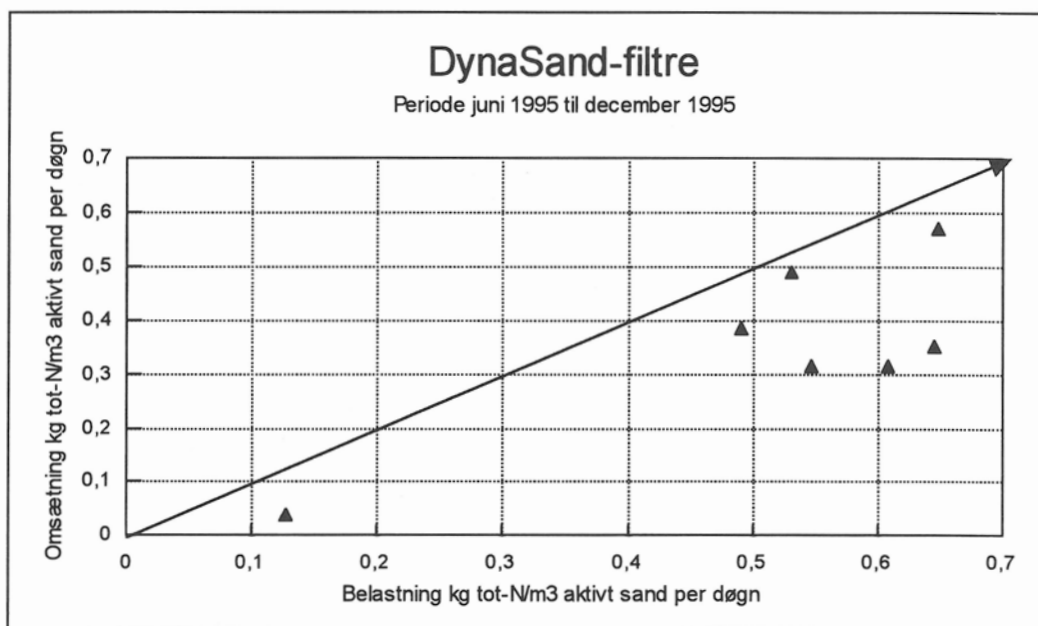
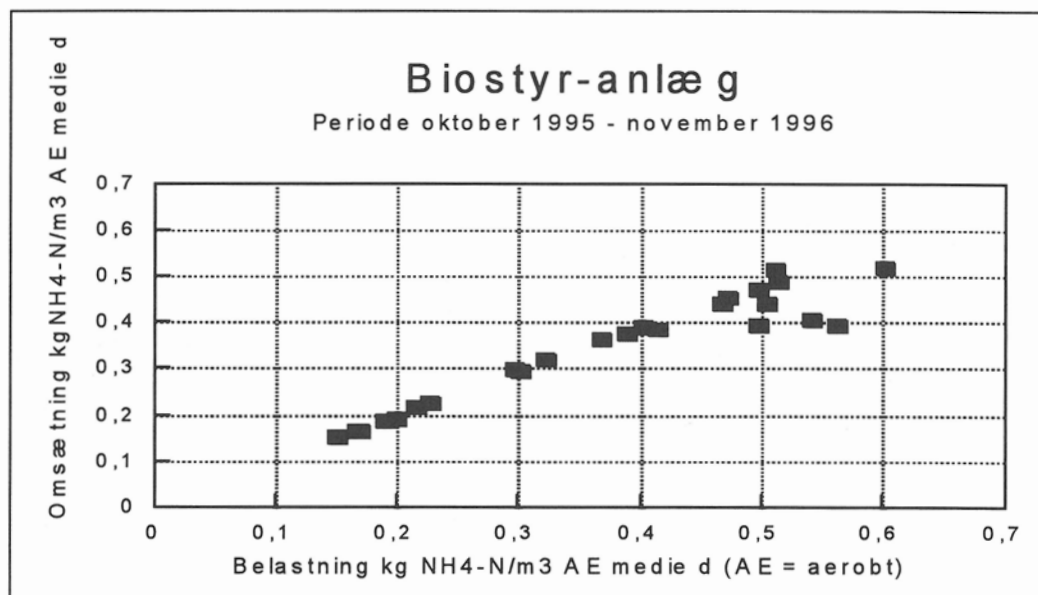
Ammonium er gennemsnitlig 50 % af total N i tilløbet, men forholdet varierer mellem 25 til 75 %.



Figur 5 Fraktildiagram over ammonium i udløbet fra Biostyr-anlægget fra august 1995 til november 1996 (2 analyseresultater fra marts og april 1996 er ikke medtaget)

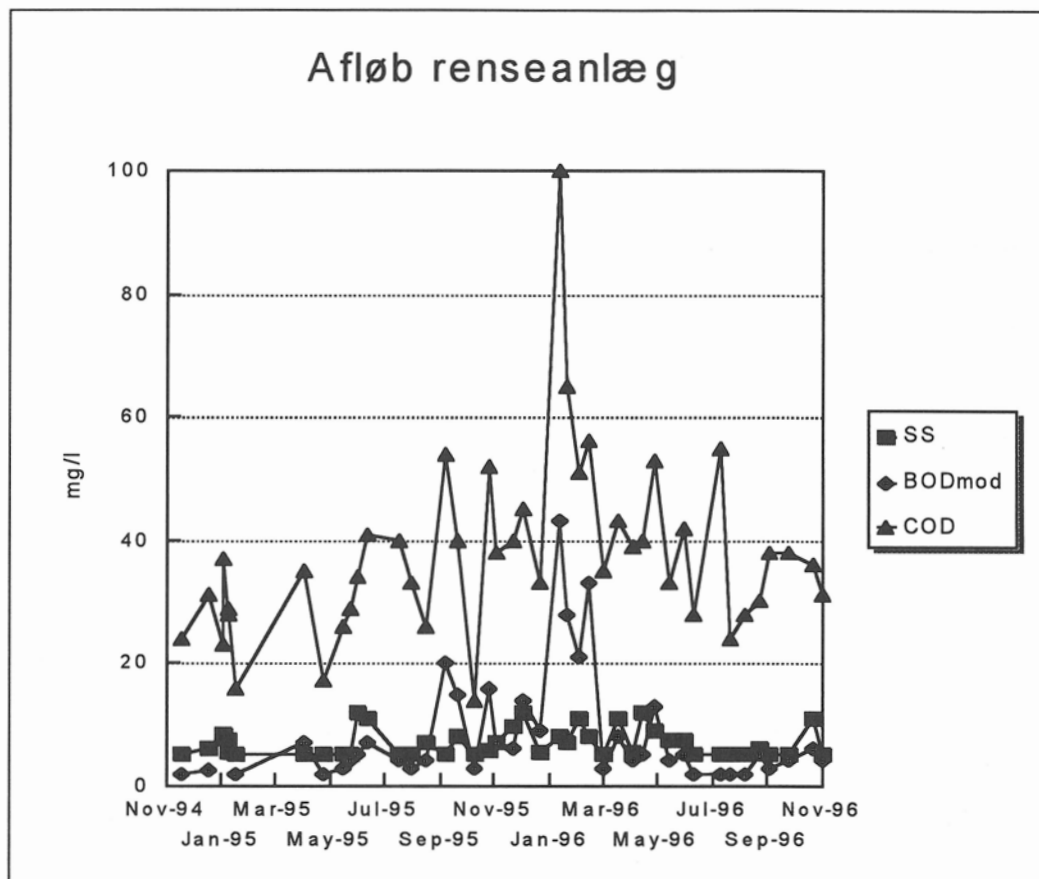
I figur 5 er vist fraktildiagram over ammoniumkoncentrationen i udløbet fra Biostyr-anlægget. Det fremgår af diagrammet at $\text{NH}_4\text{-N}$ i afløbet fra Biostyr-anlægget er mindre end 1,5 mg/l i 60 % af tiden.

I figur 6 og 7 er vist sammenhørende værdier af belastningen og omsætningen på henholdsvis Biostyr-anlægget (perioden fra oktober 1995 til november 1996, dog undtaget 2 værdier i marts-april 1996) og DynaSand-filtrene (perioden efteråret 1995).



Figur 6 og 7. Belastning og omsætningshastigheder i henholdsvis Biostyr-anlægget og DynaSand-filtrene

I plottet for Biostyr-anlægget er ikke medtaget 2 værdier fra marts-april 1996 på grund af opstart af dosering af methanol (se eksempelvis figur 4).



Figur 8 Afløbsresultater af henholdsvis COD, BOD og SS.

I figur 8 er vist afløbsresultaterne af henholdsvis COD, BOD og SS. Det ses at der ikke er problemer med overholdelse af disse parametre selv i periode med dosering af ekstern kulstof.

Konklusion

Anlægget har i den nuværende konstellation været i drift i godt 2 år. I perioden er der opnået erfaringer med drift af henholdsvis nitrifikation og denitrifikation med en anlægskonstellation mellem 3 fastfilm-teknologier risle-filtre, Biostyr og DynaSand. Med hensyn til nitrifikation er anlægget uhyre stabilt selv indenfor de store variationer anlægget udsættes for. Med hensyn til denitrifikation på DynaSand-filtrene har driften vist at det bedste resultat opnås med ethanol som kulstofkilde, da det kan være svært at etablere en bakterie kultur med methanol, med de sandvaske hastigheder og med det filtersand som forefindes på anlægget i dag.

Liste og over de forskellige dele af renselanlæggets voluminer og kapacitet.

MEKANISK-KEMISK ANLÆG

1 Sand-fedtfang volumen	81 m ³
1 Rektangulær primærtank volumen areal	2200 m ³ 560 m ²
1 Rund primærtank volumen areal	1300 m ³ 560 m ²
2 Biologiske risle-filtre volumen areal	 800 m ³ 200 m ²
2 Mellemløst volumen areal	1000 m ³ 1000 m ²
1 Biostyr-anlæg Antal celler Areal Total overflade Højde, anoxisk Højde, aerobt Denitrifikationsvolumen Nitrifikationsvolumen Størrelse medie Max. hydraulisk belastning	 6 stk. 28 m ² 168,0 m ² 0,6 m 2,4 m 100,8 m ³ 403,2 m ³ 3,5 mm (diameter) 10 m ³ /m ² /h
24 DynaSand-filtre Areal Volumen Sandstørrelse	 1,5 m ² per stk. 20 m ³ per stk. (11,5 m ³ aktivt sand volumen) 1,2 - 2,2 mm
Slambehandlingsanlæg Rådnetank Slamlagertank Slamkoncentreringstank Centrifuge	 1800 m ³ 560 m ³ 200 m ³ (ej i brug efter 2/1 96) max. 18 m ³ /h

Skumning i röttkammare på Henriksdals reningsverk

Eva Hagland och Maria Rothman, Stockholm Vatten AB, Åsa Dillner Westlund SYVAB, Sverige.

Inledning

Under våren 1996 fick Henriksdals reningsverk problem med skumbildning i röttkamrarna orsakad av den filamentbildande bakterien *Microthrix parvicella*. Liknande problem har tidigare förekommit på Bromma reningsverk, Himmerfjärdsverket och Helsingborgs reningsverk. På Helsingborgs reningsverk och Himmerfjärdsverket orsakade *Microthrix parvicella* även skumbildning i biosteget. För att lära sig mer om denna typ av skumning och hitta eventuella lösningar för att undvika skumbildning vid rötning startades en samarbetsgrupp där Stockholm Vatten, Käppalaförbundet och Himmerfjärdsverket ingick. Arbetet i gruppen resulterade i en litteratursammanställning om *Microthrix parvicella* (Bergman m.fl. 1996).

Henriksdal reningsverk är centralt beläget i Stockholm och byggt i berg. Röttkamrarna är insprängda i berget med endast omrörarmotorer och gasuttag synliga. På berget finns även bostäder ett par 100 meter från röttkamrarna. Skumningen i röttkamrarna medför därför både ett säkerhets och ett sanitärt problem. Vid skumning uppstår dessutom svårigheter att få ut gas p.g.a. igensatta gasledningar. Detta kan innebära stora förluster då gasen används för elproduktion och uppvärmning av verket.

Orsaker till skumbildning vid rötning

Det finns en mängd olika anledningar till att skum bildas vid rötning. Vid rötning bryts organiskt material ner via en rad olika mellanprodukter. Varje steg utförs av olika typer av mikroorganismer. Vid det sista steget bildas metangas från fria fettsyror främst ättiksyra. Ibland hinner inte de metanbildande bakterierna med att bryta ner de fettsyror som bildats vilket leder till en ackumulation av fria fettsyror och röttningsprocessen kommer i obalans. Detta leder ofta till skumning. Det finns även andra anledningar till att slammet i röttkamrarna kan skumma. För att hitta rätt åtgärd till problemet är det viktigt att finna orsaken till varför det skummar.

Det finns två typer av skum som kan bildas vid rötning. Den ena typen av skum är stabilt och kan lätt återskapas vid skakning av skum eller slamfasen. Denna typ förekommer då röttningsprocessen är i obalans eller om ytaktiva ämnen finns i slammet. Den andra typen av skum består egentligen av flytslam som bundit

gasen som producerats vid rötningen. Flytslammet kan bestå av fett eller andra föroreningar som flyter på ytan men det kan också orsakas av någon av de filamentbildande bakterierna *Microthrix parvicella* eller *Nocardia* som tillförts rötningen via överskottsslammet från biosteget. Dessa filament har en vattenavstötande (hydrofob) cellvägg och kan därför fästa vid gasbubblorna som bildas vid rötningen och följa med upp till ytan (Wanner, 1994). Gasen fastnar i slammet och en skumfas bildas. Hur dessa skumtyper kan skiljas åt samt vilka metoder som kan användas för att åtgärda problemet redovisas i tabell 1. (van Niekerk m.fl. 1987, Ross och Ellis, 1992).

Tabell 1. Kännetecken på olika typer av skum samt förslag på åtgärder

Skumtyp	Orsak	Kännetecken	Åtgärd
Stabilt skum	Instabil röttningsprocess	pH sjunker	Jämnare slaminpumpning
		Dålig gasproduktion	Förbättra omblandningen
		BA/TA*-kvoten ändras	Höj pH med buffert
		Utröttningsgraden sjunker	
	Ytaktiva ämnen	Skumbildande slam	Skumdämpare
Instabilt skum (flytslam)	Fett, hår, trasor m.m.	Skummets utseende	Spritsvatten
			Toppomrörare
	Filamentbildande bakt.	Filamentbildande bakterier i skum	Spritsvatten
		GF-halt hög i skummet	Toppomrörare
			Förändra driften i biosteget

*Kvot mellan bikarbonatalkalinitet (pH 5,75) och total alkalinitet (pH 4,0)

Skumbildning på Henriksdals reningsverk

Beskrivning av anläggningen

Henriksdals reningsverk är det största reningsverket i Stockholms stad. Det har en belastning på ca 600 000 pe och ett medelflöde på omkring 260 000 m³ / dygn. Reningen sker först genom en mekanisk rening med galler och sandfång. Fosfor förfälls med järnsulfat. Det biologiska steget består av en aktivslamprocess med fördenitrifikation. Efter biosteget filtreras avloppsvattnet genom ett tvåmediafilter samtidigt som en liten efterfällning med järnsulfat sker. Slam tas ut som primär och överskottsslam. Primärslammet (ca 1000 m³/dygn, 4 %TS) pumpas in i botten på röt kamrarna. Överskottsslammet förtjockas i två centrifuger och/eller tre förtjockare innan det fördelas (ca 1000 m³/dygn, 2,5 %TS) över röt kamrarna från toppen. Det finns allt som allt 7 st röt kammare på Henriksdal (5x5000 m³, 2x7000

m³). Rötningen sker med enstegrötning vid 37° C, uppehållstid ca 20 dygn. Slammet rörs om med omrörare. Ca 20 000 Nm³ gas/ dygn produceras. Efter rötning pumpas slammet via slamtankar till slamavvattningen som består av förtjockning i 2 st slamförtjockare och därefter centrifugering.

Identifiering av problemet

Skumproblemen på Henriksdal startade under en helg i mitten av februari och upptäcktes då skum runnit ut och blockerat gasledningen. Trycket i röt-kammaren började då att öka varefter vattenlåset öppnades och röt-kammaren ”blåste” gas samtidigt som skum rann ut via vattenlåset. Trasbylten hittades i bräddröret och till en början tycktes orsaken till att röt-kamrarna ”blåste” vara igensättning av bräddrören.

Skumningen fortsatte trots att bräddrören renspolats. Slammet och skummet mikroskopades (Mikroskopering av aktivt slam-Manual, Dillner m.fl. 1996) och analyserades med avseende på pH, BA/TA, TS och GF, se tabell 2. Analyser på pH och BA/TA uteslöt att någon störning i röttningsprocessen skett. Vid studier av skum- och slamfasen i mikroskop visade det sig att skumfasen till stor del bestod av trådformiga bakterier som efter gram- och neisserinfärgning identifierades som *Microthrix parvicella*. I slamfasen (provet taget i botten på röt-kammare) däremot sågs mycket lite eller inga trådar alls. Labförsök utfördes även på skumbenägenheten. Vid skakning av skummet sjönk skummet ihop till slam. Det gick inte att återfå skummet med fortsatt skakning eller inblåsning av luft. Det kunde konstateras att skumningen orsakats av den filamentbildande bakterien *Microthrix parvicella* som floterade och bildade en skumfas på ytan i röt-kamrarna.

Tabell 2. Sammanställning av analysdata från skum och slamfasen i röt-kammare på Henriksdals reningsverk

		Skum	Slam	Referens*
pH			7,3	7,2
BA**	(g/l)		3,2	3,4
TA***	(g/l)		3,3	3,5
BA/TA-kvot	(%)		97	97
TS****	(%)	6,0	2,2	2,4
GF*****	(%)	70	60	55
Filamenthalt		Hög	Låg	Låg

*Referens: Normala halter för Henriksdal, **BA: Bikarbonatalkaliniteten, titreras med HCl till pH 5,75, ***TA: Total alkalinitet, titreras med HCl till pH 4,0, ****TS: Torrsubstans, *****GF: Glödförlust.

Erfarenheter från andra verk och åtgärdsplaner för Henriksdal

Bromma reningsverk, Himmerfjärdsverket och Helsingborgs reningsverk har alla erfarenheter av skumning i rötammare. På Bromma löstes problemet genom att pumpa ut slam ur biosteget och därigenom sänka slamåldern. *Microthrix parvicella* anses enligt litteraturen (Jenkins m.fl. 1993) gynnas av höga slamåldrar. Utpumpningen hade lyckad effekt, efter 5 veckor kunde *Microthrix parvicella* inte längre påvisas i biosteget och rötammarna kunde drivas normalt igen. Nackdelen med denna metod var att man samtidigt förlorade nitrifikationen. På Himmerfjärdsverket doseras PAX (en aluminiumbaserad fällningskemikalie) i skumdämpande syfte till överskottsslammet med lyckat resultat. På Helsingborgs reningsverk har skumproblemen lösts genom att installera en toppomrörare i rötammaren som mekaniskt slår sönder skummet.

Med bakgrund av erfarenheter från andra verk och med vetenskapen om att skumningsproblemen troligen skulle dyka upp även på Henriksdal gjordes en åtgärdsplan upp redan under våren 1995, där man beslutade att i väntan på hållbara biologiska lösningar (i biosteget eller med uppvärmning av överskottsslam), installera toppomrörare om problemen uppstod.

Akuta åtgärder

Eftersom *Microthrix parvicella* ursprungligen kommer från biosteget var den första akuta åtgärd som gjordes att separera rötningen av primärslam och överskottsslam. Pumpningen las om och allt överskottsslam fick gå till rötammare 1 och 2. För att öka den hydrauliska uppehållstiden i dessa rötammare som nu blev mycket hårt belastade (ca 10 dygns uppehållstid, 2,0%TS) kördes bägge överskottsslamcentrifugerna igång. För att förhindra att skum trängde in i gasledningen sänktes nivån i samtliga rötammare genom bottentappning två till tre ggr per dag. Inpumpningen av slam jämnades ut för att undvika häftig gasutveckling som möjligen kunde försämra skumningssituationen.

Filamenthalten i biosteget var när skumningen började i mitten på februari 1996, inte onormalt hög (2), men ökade snabbt till 3-4. *Microthrix parvicella* dominerade. Höga halter hade förekommit förut på Henriksdal utan att skumningsproblem uppstått. Överskottsslamuttaget ökades för att sänka slamåldern. Uttaget begränsades av kapaciteten på överskottsslampumparna och av att överskottsslamcentrifugerna var mycket dåliga. Stora mängder slam gick tillbaka till biosteget via rejektvattnet så det kunde antas ta tid att bli av med *Microthrix parvicella* i bioslammet. Slamåldern sänktes under ca 10 veckor från 8 dygn till 4-5 dygn. Filamenthalten minskade och förekomsten av *Microthrix parvicella* hade avtagit kraftigt till i mitten på april och rötammarna kunde fungera normalt igen i början på maj.

För att bli av med skumproblemen så fort som möjligt är det viktigt att filamenthaltigt skum och slam inte recirkuleras tillbaka till rötammarna. De interna strömmarna sågs över. Backspolningsvattnet från filteranläggningen som förut gått till inloppet leddes nu till biosteget istället. För att förhindra rundpumpning av filamenthaltigt skum från toppen av rötammarna byggdes

provisoriska invallningar så att skummet leddes direkt till slamtankarna och vidare till slamavvattningen. Pumpning av slam till slamavvattningen försökte att hållas jämn för att undvika bräddning av skum från slamförtjockare.

Bottentappningen av rötkamrarna och pumpning av dekantat från slamtankarna till inloppet försvårade dock arbetet med att reducera *Microthrix parvicella* i rötkamrarna.

Skummet som fanns inne i rötkammaren var svårt att få ut på annat sätt än att låta det brädda ut. Detta ställde dock till en hel del problem med att slam fastnade i gasrören och bräddningar av skum på olika ställen tillbaka till inloppet. Beslut togs därför att med hjälp av ex-klassade sugbilar, suga bort skummet på ytan och transportera bort det. Förhoppningen var att detta skulle vara tillräckligt för att sedan kunna köra rötkammare 3-7 (endast primärslam) med normal drift. Tyvärr räckte inte denna åtgärd utan en ny skumfas bildades snart igen i rötkamrarna. Samtidigt som toppen på en av rötkamrarna var öppen kontrollerades omröraren av en dykare. Närmast axeln fanns betydande påväxt, detta borde dock inte ha påverkat omrörningen.

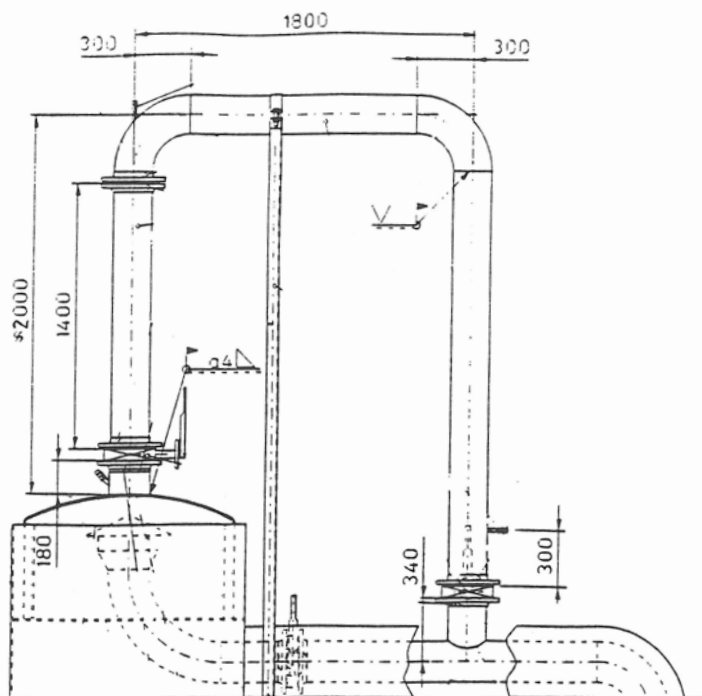
Toppomrörare för testkörning hade beställts men skulle ta ca 4-6 veckor att leverera och installera. Det skulle sedan ta ytterligare tid att få toppomrörare installerat i samtliga rötkammare. Som temporär lösning provades dosering av PAX till överskottsslammet. PAX doserades till en början med 2,8 g Al/kg SS, sänktes därefter till 1,5 g Al/kg SS för att sedan återigen ökas till 2,8 g Al/kg SS. Problem med överskottsslamcentrifugerna som tidvis stod stilla gjorde att rötkammare 1 och 2 blev så kraftigt belastade så temperaturen i dessa sjönk från 37°C till 25-30°C. Gasutvecklingen minskade troligen p.g.a. detta vilket skulle kunna vara en bidragande orsak till att skumningen såg ut att lugna ner sig. PAX-doseringen stängdes därför av för att se om skumningssituationen skulle förvärras. Samtidigt avtog skumningen i samtliga rötkammare vilket gjorde att det var svårt att utvärdera effekterna av PAX-doseringen.

Långsiktiga lösningar

En snabbgående (174 varv/min) toppomrörare installerades på prov i rötkammare 1. Axellängden anpassades så att propellerbladen lagom stack ner i skumfasen. Effekten var omedelbar, bräddningen av skum avtog genast. Toppomrörare installerades i samtliga rötkammare. Tillsvidare är de i drift kontinuerligt men utvärdering pågår av ett ekolod som ska larva när skumnivån stiger i rötkammaren och samtidigt starta omröraren.

Igensättningar av gasledning ställde till stora bekymmer. Skum rann ut och blockerade gasledningen som var placerad horisontellt. På en av rötkamrarna byggdes gasledningen om på prov, se fig. 1. Detta gjorde att skummet fortfarande vällde ut via vattenlåset men orkade inte tryckas uppåt in i gasledningen. För att undvika igensättningar av gasledningarna och säkerställa gasproduktionen byggdes gasledningarna om på samtliga rötkammare.

Till sist permanentades invallningen som en extra åtgärd för att ha kontroll över skummet.



Figur 1. Ombyggnad av gasledning.

Sammanfattning

Gasen används på Henriksdal reningsverk för att producera el samt för att värma upp anläggningen, problemen med att få ut gas vid skumning i rötkastrarna p.g.a. igensatta gasledningar orsakar därför stora förluster, se tabell 3. Skumningen i rötkastrarna utgör dessutom både ett sanitärt och ett säkerhetsproblem eftersom berget är bebyggt med bostäder endast några 100 meter från rötkastrarna.

Skumproblemen startade i mitten på februari 1996. En rad akuta åtgärder vidtogs. Separering av rötningen av överskottsslam och primärslam, sänkning av nivån i rötkastrarna för att förhindra att skum trängde in i gasledningarna samt utjämning av slambeskickningen för att undvika häftig gasutveckling som kunde förvärra skumningen. De interna strömmarna sågs över så att så lite filamenthaltigt slam som möjligt recirkulerades tillbaka in i rötkastrarna. PAX (en aluminiumbaserad fällningskemikalie) tillsattes på prov till överskottsslammet i skumdämpande syfte. Effekten av dessa försök var dock svåra att utvärdera då temperaturen i rötkastrarna samtidigt sjönk p.g.a. överbelastning.

När *Microthrix parvicella* orsakar skumning i rötkastrarna är det mest naturliga att åtgärda tillväxten av bakterien i biosteget. *Microthrix parvicella* anses gynnas av höga slamåldrar (Jenkins m.fl. 1993). Att sänka slamåldern kraftigt i biosteget kan ge effekt men eftersom detta också kan leda till att nitrifikationen förloras är det inte alltid ett möjligt alternativ. Överskottsslamuttaget ökades och slamåldern sjönk från ca 8 dygn till 4-5 dygn. Filamenthalten i biosteget minskade och förekomsten av *Microthrix parvicella* hade avtagit kraftigt i mitten av april 1996 och rötkastrarna fungerade normalt igen i början på maj 1996. Separat rötning av primärslam och överskottsslam fortsatte tills toppomrörare var installerade och gasledningar ombyggda i samtliga rötkastrare i slutet av september 1996.

Det var nödvändigt att hitta en hållbar lösning på skumningsproblemen och med en mekanisk lösning på ett biologiskt problem genom att montera toppomrörare som omedelbart slår sönder skummet när det bildas kommer skumningen förhoppningsvis att kunna kontrolleras i framtiden. Som en extra säkerhet för att undvika stopp i gasledningarna samt för att ha kontroll över skummet som väller ut ur vattenlåset byggdes även gasuttaget om och en invallning av toppen på rötkamrarna gjordes.

Tabell 3. Sammanställning av producerade mängder vecka 7-17 1995 och 1996 samt kostnader för förlorad produktion och investeringar.

	1995 (vecka 7-17)	1996 (vecka 7-17)	Kostnad
Producerad gas	1,7 milj. Nm ³	1,0 milj. Nm ³	
Gas till gasmotorer	1,13 milj. Nm ³	0,55 milj. Nm ³	
Gas till pannor	0,46 milj. Nm ³	0,43 milj. Nm ³	
Prod. el gasmotorer	3,1 milj. kWh	0,93 milj. kWh	0,9 milj. kr
Prod. värme gasmotorer	4,3 milj. kWh	1,3 milj. kWh	
Förbrukad olja	0 m ³	114 m ³	0,36 milj. kr
Polymerförbrukning	5,7 ton	12,5 ton	0,15 milj. kr
Övertid utöver det normala			0,12 milj. kr
Summa kostnader			1,53 milj. kr
Toppomrörare till rötkammare			0,62 milj. kr
Ombyggnad gasuttag			0,26 milj. kr
Invallning			0,25 milj. kr
Summa investeringar			1,13 milj. kr

Referenser

Bergman, L., Bosander, J., Dillner Westlund, Å., Hagland, E., Palmgren, T., Reinius, L-G., Rothman, M., 1996. Skumning orsakad av *Microthrix parvicella*.

Dillner Westlund, Å., Hagland, E., Rothman, M., 1996. Mikroskopering av aktivt slam - Manual.

Jenkins, D., Richard, M.G. och Daigger, G.T. 1993. Manual on the Causes and Control of Activated Sludge Bulking And Foaming. 2nd ed. Lewis publishers, Michigan.

Ross, R.D. och Ellis, L.M. 1992. Laboratory-scale investigation of foaming in anaerobic digesters. *Wat. Environ. Res.* 64(2):154-162.

van Nierkerk, A., Kawahigashi, J., Reichlin, D., Malea, A., och Jenkins, D. 1987. Foaming in anaerobic digesters-a survey and laboratory investigation. *J WPCF.* 59(5):249-253.

Wanner, J., 1994. *Activated Sludge Bulking and Foaming control.* Technomic Publishing Company, Lancaster.

Vejen waste water treatment plant - operation with nitrogen removal at and above the capacity of the plant

* Torben Hørup Hansen and Karin Dahlgren Laursen **

* Vejen kommune, Nørregade 11, DK-6600 Vejen

** VKI Vandkvalitetsinstituttet, Agern Allé 11, DK-2970 Hørsholm

Introduction

The treatment plant in Vejen has for the last 2½ years been operated at and above the designed capacity of the plant. In August, 1996, a new treatment plant was taken into operation with a total volume of three times the old plant. This is the story about the treatment plant operators' struggle to fulfil the effluent standards and what they, themselves, learned during the process.

The intention was that the old treatment plant should start removing nitrogen and ammonia from the waste water as per January, 1994, but during most of the year the plant exceeded the effluent standards. By the end of 1994 an intensive campaign started in order to optimize the processes on the plant.

Vejen waste water treatment plant

The build-up of the treatment plant

The treatment plant in Vejen was originally built in 1963 as a mechanical plant with screen, sandtrap and a presettling tank. Since then the plant has been extended several times and has ended up being an activated sludge treatment plant with removal of nitrogen meeting the general danish effluent standards.

The many extensions of the plant were made in order to obtain an effluent standard, as required by the county. The standards have been tightened over the years. The required effluent standards, imposed to the plant in 1987, are shown in Table 1 and they correspond to the standards of many other Danish treatment plants.

Table 1 The required effluent standards

Total nitrogen (mg/l)	Ammonia (mg/l)	Total phosphorus (mg/l)	O ₂ (%)	BOD _{mod} (mg/l)
8	2	1,5	60	15

A flowsheet of the treatment plant is shown in Figure 1.

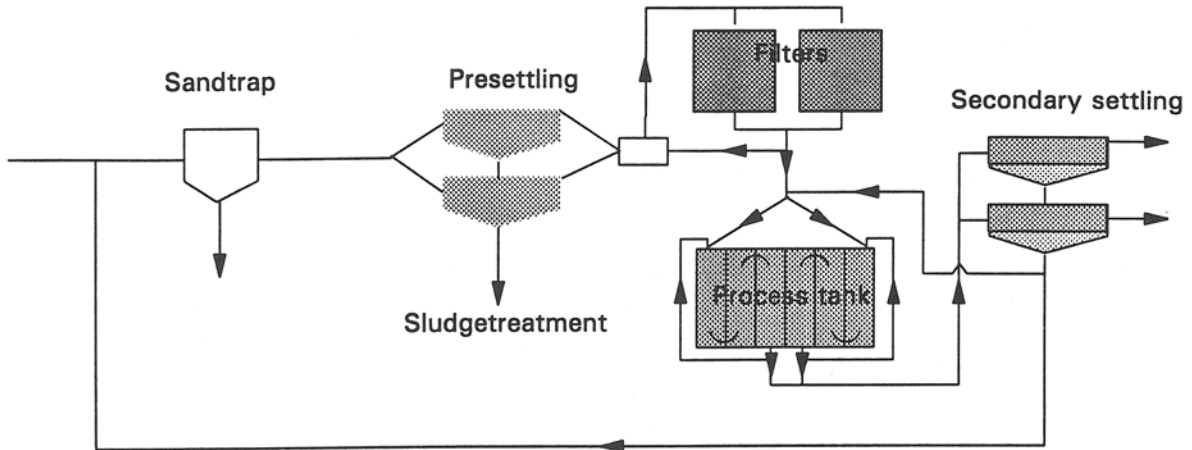


Figure 1 A flowsheet of Vejen waste water treatment plant

As shown in figure 1, the incoming waste water is first passed through a cyclone sandtrap followed by two presettling tank.

The waste water is then pumped into two parallel trickling filters where the water is recirculated depending on the incoming flow. In these filters, a large part of the incoming organic matter is removed and - depending on the load to the plant - some nitrification will occur.

After treatment in the filters, the waste water is pumped to an activated sludge tank. 2/3 of the process tanks is anoxic, whereas 1/3 is aerobic.

From these tanks the waste water and the sludge are separated in two parallel secondary settling tanks and the effluent is discharged. The sludge is recirculated to the process tanks and the excess sludge is lead to the influent, and removed together with the rawsludge in the presettlers.

In Table 2 the initial volume of different reactors of the plant is shown.

Table 2 The volume of the reactors on the treatment plant

Reactor	Presettling tanks	Filters	Process tanks	Sec. settling tank
m ³	1000	860	1900	1000

The material in the trickling filters has a specific surface area of approximately $100 \text{ m}^2/\text{m}^3$, the hydraulic surface load varies between 0,6 and 0,9 m/h.

The operation limits of the plant

In order to use the incoming organic matter as carbon source in the process tanks, a partial flow directly to these tanks would be desirable. But due to the construction of the plant, this was not possible.

Originally, the cyclone sandtrap was designed to remove the incoming content of sand and grease. Due to the pumping facilities of the plant, the excess sludge had to pass the sand trap before being concentrated in the sludge treatment.

Load and effluent quality

During 1994 and 1995 Vejen waste water treatment plant was able to meet the effluent standards given in table 1 except for total-nitrogen and ammonia. Therefore, the nitrogen removal has been in focus in the optimization of the treatment plant.

Inlet load and effluent quality

The load of water and pollution in 1994 and 1995 to the waste water treatment plant have been stable.

Table 3 shows the average concentrations and the load of organic matter and nitrogen to the treatment plant. The flow to the plant was approximately $6000 \text{ m}^3/\text{d}$. Compared to Danish experience, the concentration in the inlet waste water is, within the moderate area.

Table 3 Average concentrations and load to the treatment plant

Parameter	COD	TN	NH₄-N	NO₃-N
mg/l	264	26,7	15,1	2,2
kg/d	1400	72	46	5

In the presettling tanks the incoming organic matter was reduced by approximately 30%. In the filters 50% of the remaining organic matter was removed. In total the COD from inlet to process tanks was reduced by 70%. It is

expected that the remaining organic matter, mainly consists of torn of biomass from the filters and other slowly degradable organic matter. The average concentration in the inlet to the process tanks was about 100 mg COD/l.

As expected, the total nitrogen was only affected slightly by the presettling and the filtration. The ammonia was not affected by the presettling, but due to nitrification it was normally reduced to about 40% in the filters.

As a yearly average the total nitrogen was reduced to 70% in the process tanks.

The effluent concentration of total nitrogen and ammonia is shown in figure 2 and 3 for 1994 and the first part of 1995. The figures show the actual data for each parameter, and at the same time the monthly average is shown.

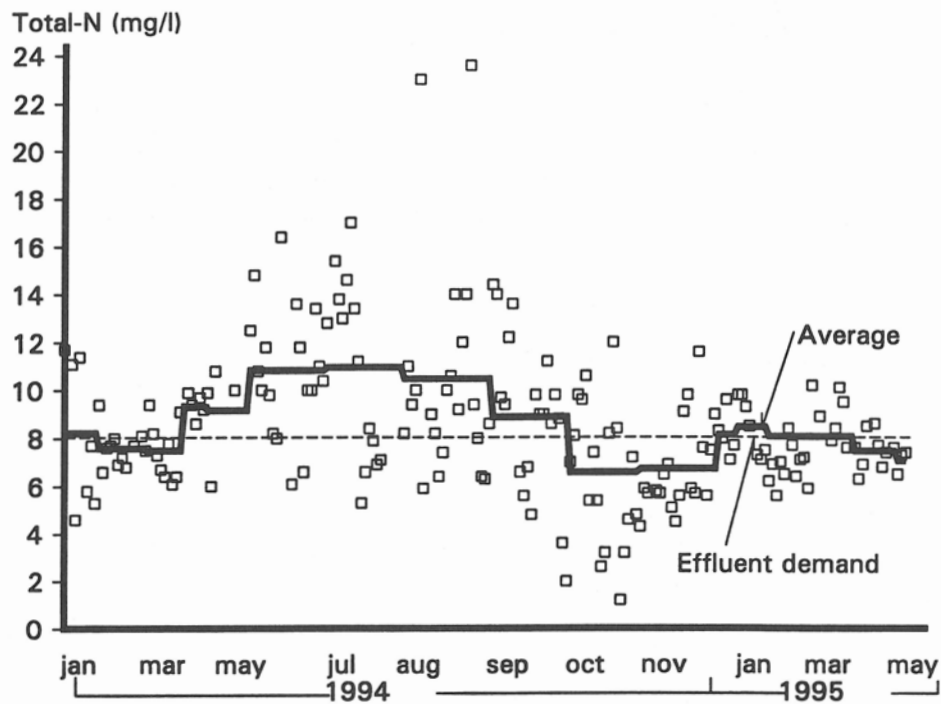


Figure 2 The effluent concentration of total nitrogen from January 1994 till the end of May 1995

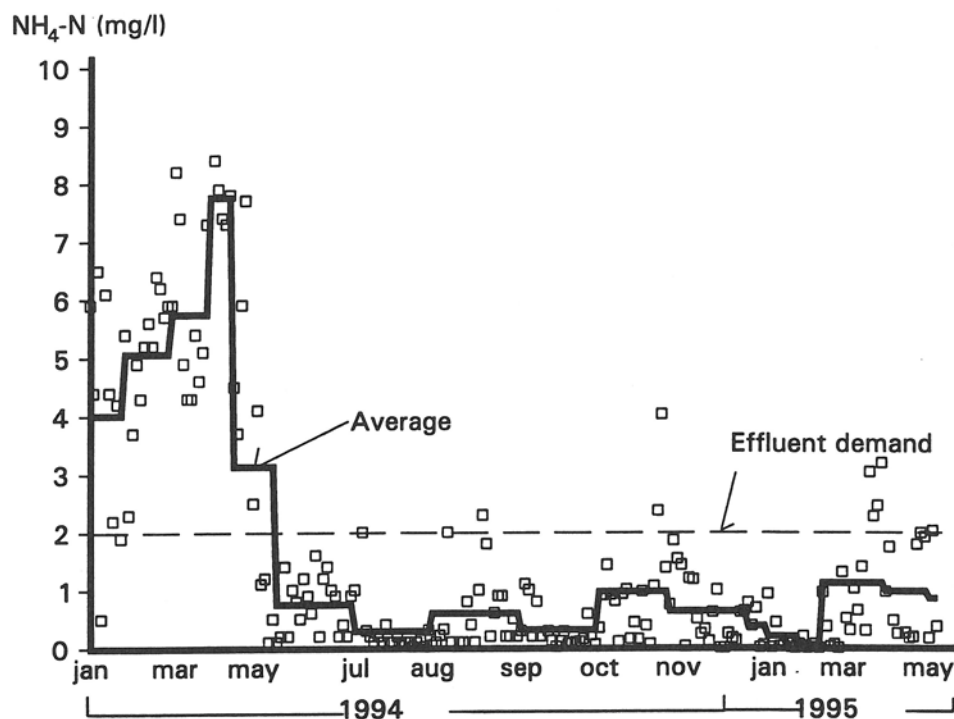


Figure 3 The effluent concentration of ammonia from January 1994 till the end of May 1995

Figure 2 shows a large variation in the effluent quality of total nitrogen. The monthly average, from January to October 1994, is higher than 8 mg/l. The average until the end of April is a little lower (see section 3.2 for further explanation).

The variation in concentration of ammonia shows that particularly the winter of 1994 resulted in high effluent concentrations.

Identification of optimization possibilities

In order to improve the removal of nitrogen, a number of possible causes were identified.

The first initiative taken was to improve the conditions for the denitrification by adding an external carbon source (molasses). This initiative was implemented already in October 1994. From figure 2 it appears that this initiative caused a considerable decrease in the effluent concentration of total nitrogen.

To investigate any difference in effluent concentration which could occur during one week, the average concentrations of the effluent were calculated on a daily basis.

The results from these calculations are shown in figure 4 where the average concentration of total nitrogen and ammonia is shown.

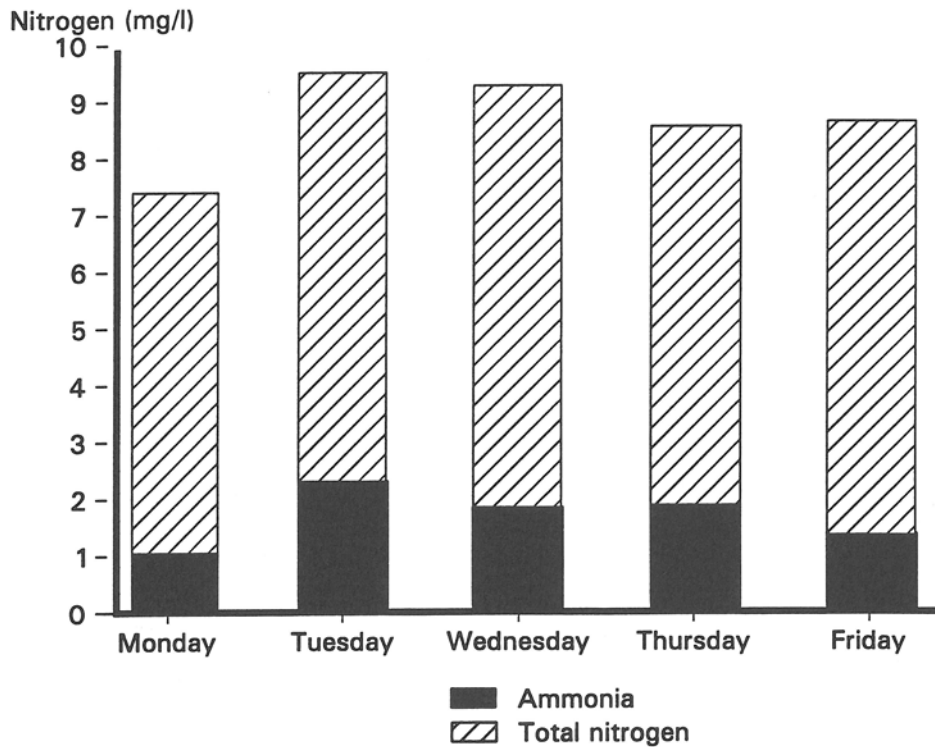


Figure 4 The average concentration of total nitrogen and ammonia

Figure 4 shows that the total nitrogen concentration increases from Mondays to Tuesdays, whereas the rest of the week the concentration is stable or slightly decreasing. The increase is mainly caused by a raise in ammonia concentration. The reason for the increase in effluent concentration could be either: a decrease in the industry load a result of the weekend, or increasing loads of excess water from the sludge dewatering.

The excess water from the dewatering of the sludge contains high levels of ammonia. The dewatering of the sludge took place from Tuesdays to Fridays, and only during the daytime. This means that the load to the plant was relatively high during the daytime. If the excess water from the dewatering of the sludge could be introduced during the night or as a continuous flow 24 hours a day, this could level the load to the plant.

To optimize the biological processes, samples were taken from different zones in the tank. Measurements of oxygen, total nitrogen, nitrate and ammonia were carried out. Figure 5 shows the results from one of these measurements. The figure shows the concentrations of nitrogen and ammonia in different zones. Below figure 5 it is shown where the samples were taken.

The figure illustrates - as expected - that denitrification occurs in the first two tanks, whereas nitrification occurs in the last tank. Furthermore, the figure shows that the oxygen level is relatively high in the denitrification zone. In the nitrification part of the tank the setpoint is 20% of saturation and as can be seen from the figure, the concentration is well below this in the first part of the nitrification zone (from no. 5 to 6).

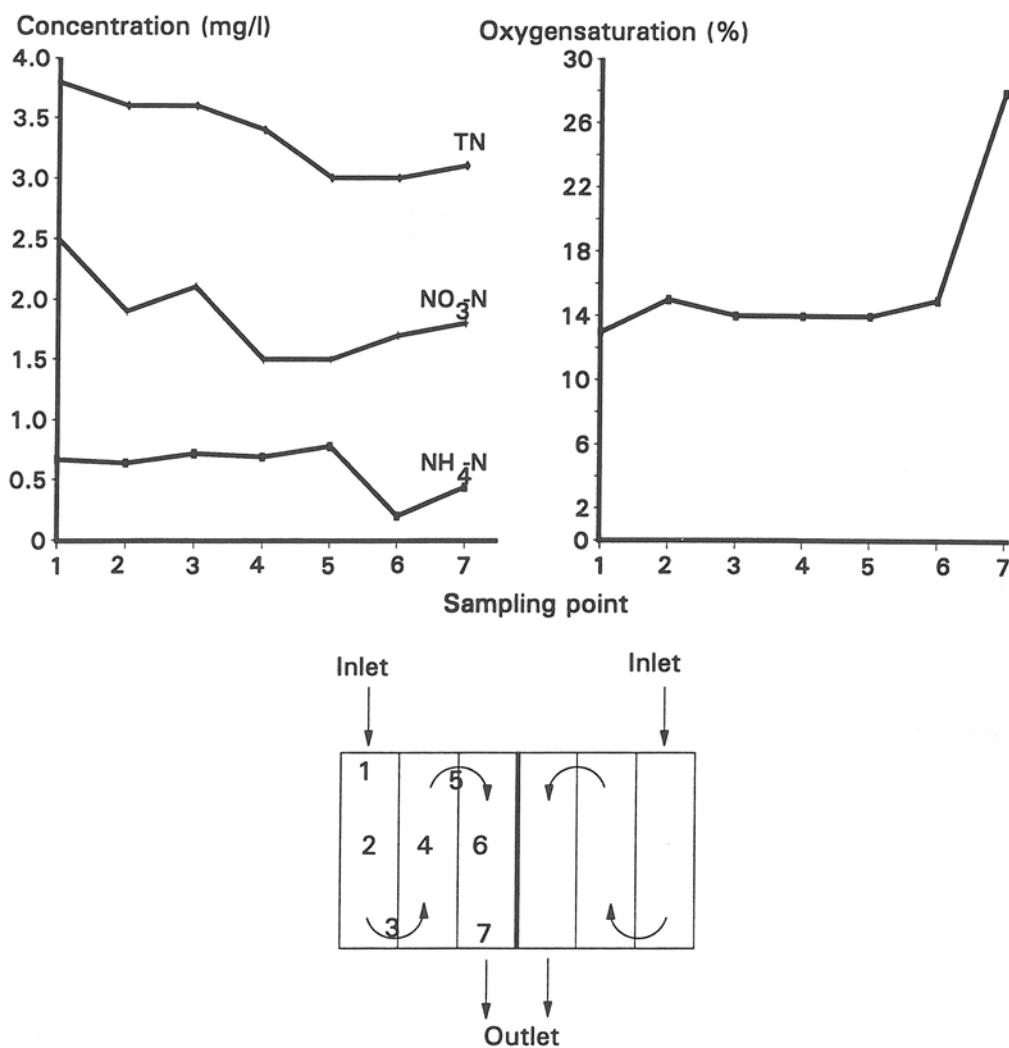


Figure 5 The concentrations of nitrogen, ammonia and oxygen in different zones

A decreased oxygen concentration in the denitrification zone would increase the denitrification. The conditions for the nitrification could be improved by insuring that the oxygen concentration was raised in the first part of the nitrification zone.

The variation in the effluent concentration of especially ammonia, as shown in figure 3, could be caused by inhibition of the nitrification. The inhibition of the nitrification was not investigated thoroughly, but a preliminary test was made. This test showed an inhibition of the nitrification of 25% in the influent waste water (500 ml waste water per 1 litre total volumen).

In addition to the above findings, it is obvious that an increase in total volume of the process tanks could improve the nitrogen removal capacity. As the level of water in the process tanks was controlled by a flap and the walls were 0,5m higher than the water level, raising the flab could increase the total volume.

Implemented optimizations and results

Implemented optimizations

As a result of the identified causes to the high effluent concentration of nitrogen, possible means to improve the removal were evaluated. The list below shows which actions were implemented in order to optimize the nitrogen removal.

- Addition of external carbon source
- Increase in volume of the process tanks
- Reduction of the oxygen level in the denitrification zone
- Increase of the oxygen level in the nitrification zone
- Flow from the dewatering of the sludge during the night-time

As mentioned, addition of external carbon source, caused a considerable decrease in the effluent concentration of nitrogen.

The total volume of the process tanks was increased from 1900 m³ to 2200 m³ by raising the water level 20 cm. The increase in volume was approximately 20%, which means that the removal capacity was raised by this percentage too.

The reduction of the oxygen level in the denitrification zone was carried out by lowering the inlet water level. The concentration of oxygen in the inlet of the denitrification zone was subsequently measured to about 5% saturation.

An increase of the oxygen concentration in the inlet to the nitrification zone was achieved by increasing the setpoint and moving the on-line measurement of oxygen closer to the inlet zone.

Water from the dewatering of the sludge was collected in a buffertank and introduced to the plant during the night-time.

No efforts were made to reduce the inhibition of the nitrification. A thorough investigation is needed in order to find the sources of inhibition.

Results

One of the most important results from the implemented optimizations, was that the measurements performed by the controlling authority, showed that the effluent did not exceed the required standards.

The authorities analyses 24 samples per year and at the Vejen waste water treatment plant more than 100 samples are taken over the year.

The results from the samples, taken at the treatment plant, showed a considerable improvement in effluent concentrations of total nitrogen and ammonia.

Figure 6 shows the improvements obtained in the effluent concentration of total nitrogen. Data from 1994 and 1995 are compared.

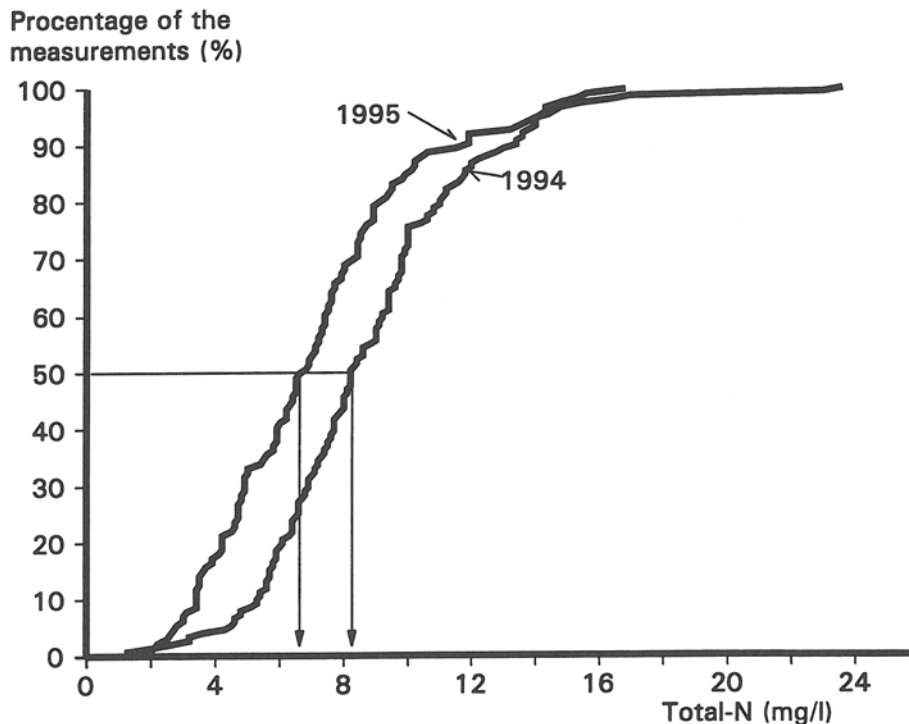


Figure 6 Total nitrogen concentration in the effluent, 1994 and 1995

Figure 6 shows an improvement of the nitrogen removal from 1994 till 1995, although some of the optimizations were implemented in mid-1995.

Conclusion

The old treatment plant in Vejen should start removing nitrogen, ammonia and phosphorus from the 1st of January 1994 after extensions made during the autumn and winter of 1993.

The year of 1994 showed that the waste water treatment plant was able to meet the effluent standards, except for total-nitrogen and ammonia. Consequently, from the end of 1994 an intensive campaign started with the purpose of optimizing the removal of nitrogen.

This campaign resulted in implementation of several actions;

- addition of external carbon source
- increase in the process volumen,
- decrease of the concentration of oxygen in the denitrification zone,
- increase of the concentration of oxygen in the nitrification zone and
- adjustment of the flow from the dewatering of sludge

One of the most important results from the implementation of the above-mentioned optimizations was that the effluent standards were kept according to the measurements by the controlling authority. This result was obtained without any major investments, and one must bear in mind that all adjustments to the plant's various flows had to be made by hand, that none of the pumps had the capacity they had when new, and that hardly a day went by without something breaking down.

During the period from 1994 till 1996 the operation of the plant was constantly adjusted as the operators gained new knowledge about the processes and the capability of the plant. This gained knowledge was very useful, when the new plant was put into operation in September 1996.

Use of PAX-14 for control of filamentous bacteria at the Avedøre Waste Water Treatment Plant

Thomas Guildal, Bo Neergaard Jacobsen, Henrik Jacobsen, Frank Christiansen, John Vestergaard and Kirsten Jørgensen

Avedøre Waste Water Treatment Plant, Kanalholmen 28, DK-2650 Hvidovre, Denmark

Abstract

The Avedøre WWTP has a capacity for tertiary treatment of about 320.000 p.e. For several years the plant has suffered from poor settling and thickening properties of the activated sludge due to the presence of filamentous bacteria.

Full scale experiments have been conducted with the Al-based precipitant PAX-14 as a partial replacement of FeCl_3 for phosphorus precipitation. This took place in parallel aeration tank lines with one used as a reference.

Significant improval of SVI and sludge blanket level was observed as a function of PAX-14 addition. A delay for response of about 2 weeks was seen and steady-state conditions occurred after another 6 weeks with additions in the range of 19-45 ml/m³.

The total filament counts of the activated sludge decreased by PAX-14 addition, however, the relative proportion of *Microtrix parvicella* did not change significantly. Therefore, other mechanisms than inhibition of *M. parvicella* must have been responsible for the improved clarifier performance.

As a drawback, inhibition of nitrification was observed at Al-concentrations about 15 mg Al/g MLSS activated sludge.

Introduction

The Avedøre Waste Water Treatment Plant (WWTP) has a capacity of tertiary treatment of about 320.000 p.e. The process layout is: conventional screening, aerated sand and grit chamber, primary clarification, biological nitrification-denitrification with surface aeration and impeller mixers, P-precipitation in aeration tank effluent and final discharge after secondary clarification via a 1.1 km submerged outfall to the Bay of Køge. For more detailed information, see Prismo and Poulsen (1995).

The biological step consists of 6 aeration tank lines (bio-reactors) in parallel for aeration and anoxic mixing. Two of those are, however, linked and operated in the Biodenitro mode (Krüger AS patent) whereas the other four were operated with continuous simultaneous nitrification-denitrification ongoing in aerobic-anoxic zones in the same tank. The return sludge from secondary clarifiers is directed to the corresponding aeration tank which virtually makes the parallel lines independent treatment plants. Only cross-connection for the waste water and sludge between these parallel lines is by return of supernatant from a common thickener for waste activated sludge.

The plant has suffered for several years from poor settling and thickening properties resulting in frequent overload of secondary clarifier capacity. For more detailed information, see Andreasen and Sigvardsen (1996).

The plant is presently under retrofitting and extension by 33% capacity; all aeration tanks will be converted into Biondenitro mode operation.

The objective of this study was to investigate the effect on sludge settling and thickening properties as well as other plant performance parameters by addition of the aluminium-based product PAX-14 (Kemira).

Methods and Experimental Conditions

The full-scale experiments reported herein took place in the period 11.01.96 to 17.06.96. PAX-14 was added on a time-proportional basis to the return activated sludge for 3 sets of aeration tank lines. The actual dosages converted to ml/m³ and key operating parameters are shown in table 1.

Table 1. Key operating parameters

	Line 1.1	Line 1.2	Line 2.1+2.2	3.1
Dosage 11 Jan.-3 Apr. (ml/m ³)	36	45	36	0
Dosage 3 Apr-17 Jun. (ml/m ³)	19	19	19	0
Flow (10 ³ m ³ /d)	12	12	12	11,4
F/M ratio (g BOD ₅ /g VSS/d)	0,100	0,095	0,085	0,091
SRT (d)	15	17	19	15
MLSS (g SS/l)	3	3	3	3

The aeration tank temperature in the first period (Jan.-Apr.) varied between 10 and 13°C; in the second period it raised gradually from 11 to 17°C. The relatively high temperatures are caused by return of residual heat from sludge incinerator flue gas treatment.

Daily measurements on week-days were made on influent: pH, COD, total-N, NH₄-N, NO₃-N, total-P and TSS; effluent: pH, NH₄-N, NO₃-N, orto-P and TSS. Analytical methods were according to Danish Standard methods. On-line data were available for flows, MLSS and temperature. Daily measurements of sludge volume index (SVI) and sludge blanket level were made. Initially, also diluted SVI was measured, however, due to separation in a top and bottom layer, respectively, these measurements were stopped.

Specific filament counts and estimation of the relative amount of *Microtrix parvicella* by microscopy (Olympic CH-2) took place once a week according to Eikelboom. Activated sludge settling velocities were measured every second week in a Ø 10 cm cylinder stirred by 2 rpm.

Measurements of nitrification inhibition took place by a modified ISO 9509 standard test method developed by VKI Water Quality Institute using Dr. Lange test kit for NH₄-N and NO₃-N analyses.

Selected results and discussion

The measurements of SVI during the period are shown in Figure 1.

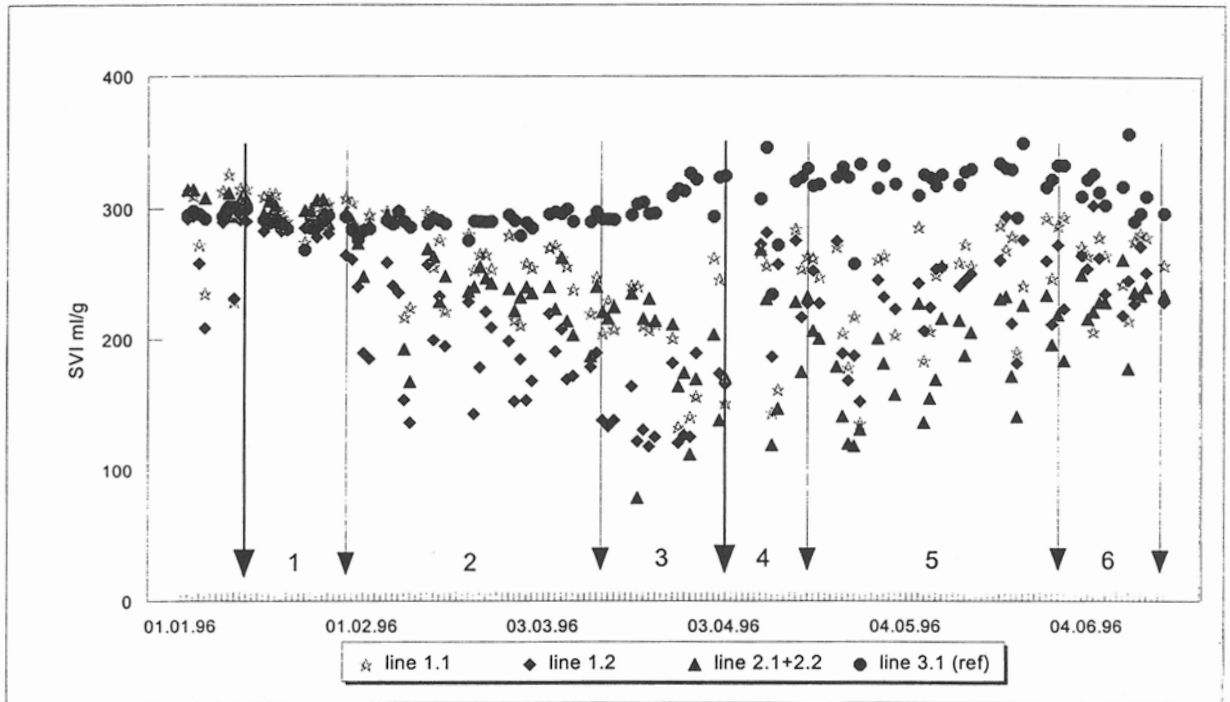


Figure 1. Data on SVI during the experimental period.

It appears from the figure that the data interpretation can be separated into 6 periods:

- (1) is a delay period of 16 days after start of dosage until a response is observed.
- (2) is a transition period of 44 days where sedimentation and thickening properties are developing.
- (3) is a steady-state period corresponding the first dosage level.
- (4) is a delay time of about 16 days following the step change in dosage level on 2 April; this delay in response is less clear than in period (1).
- (5) is a transition period of about 44 days again less clearly defined than period (2).
- (6) is a steady-state period corresponding the second dosage level.

Comparison of the data for line 1.1 and 2.1 + 2.2 did not indicate any consistent difference; therefore data from these lines with same dosage level were pooled.

Data from the steady-state periods (3) and (6) are summarized in table 2. A clear improvement as function of PAX-14 dosage level can be seen.

Table 2. Steady-state SVI values versus PAX-14 dosage.

Dosage, ml/m ³	Period, days	SVI, ml/g	SVI ref., ml/g
19	15	245	315
36	23	200	305
45	23	145	305

Whereas SVI can be considered as an indicative laboratory test, only, the sludge blanket levels in the secondary clarifiers represent a resulting effect on clarifier performance. Data on sludge blanket levels below the surface versus clarifier specific surface loading are shown in Figure 2. High loadings are typically related to storm events.

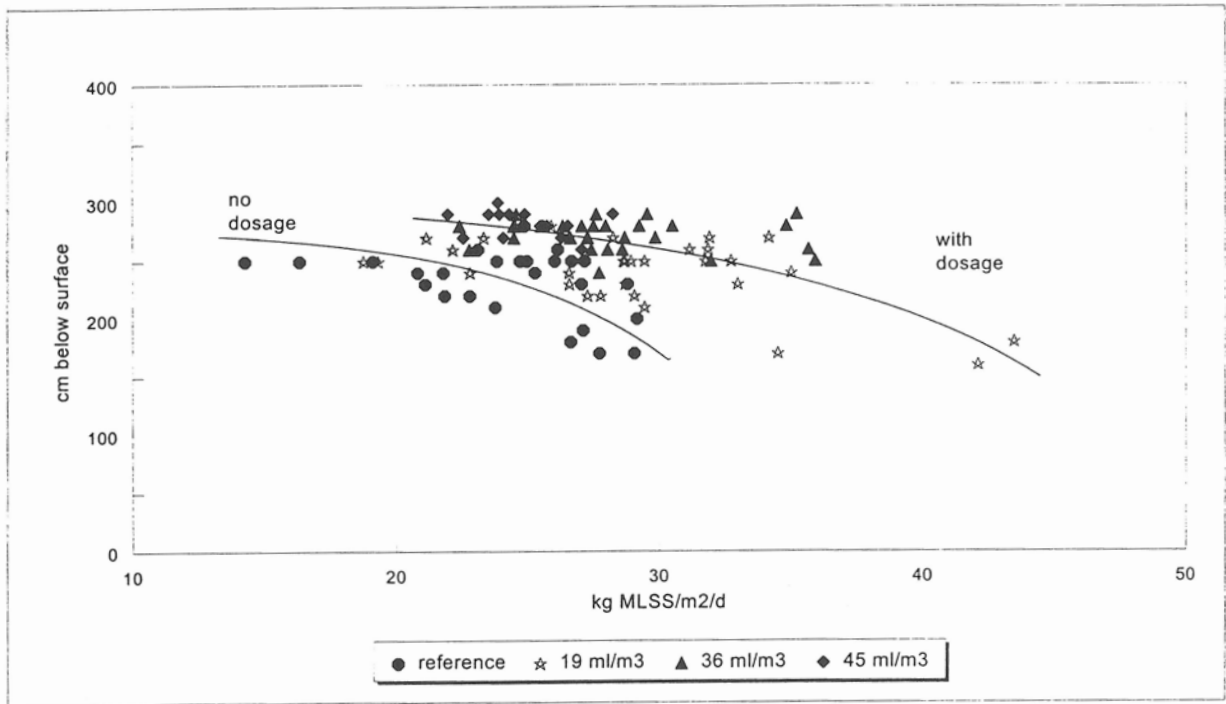


Figure 2. Sludge blanket level versus clarifier specific surface loading. Reference and three dosage levels.

The curved lines drawn in the figure confirm the improvement of sludge thickening properties. The clarifiers operating on the lines with PAX-14 dosage clearly tolerated higher specific surface loadings before a rise of sludge blanket levels did occur. For the three dosage levels, no difference appears for the two highest dosages and almost as good an effect can be seen from the low dosage level. This shows that only marginal improvements were obtained for dosages > 19 ml/m³.

Results from microscopy are shown in figure 3 and 4, respectively.

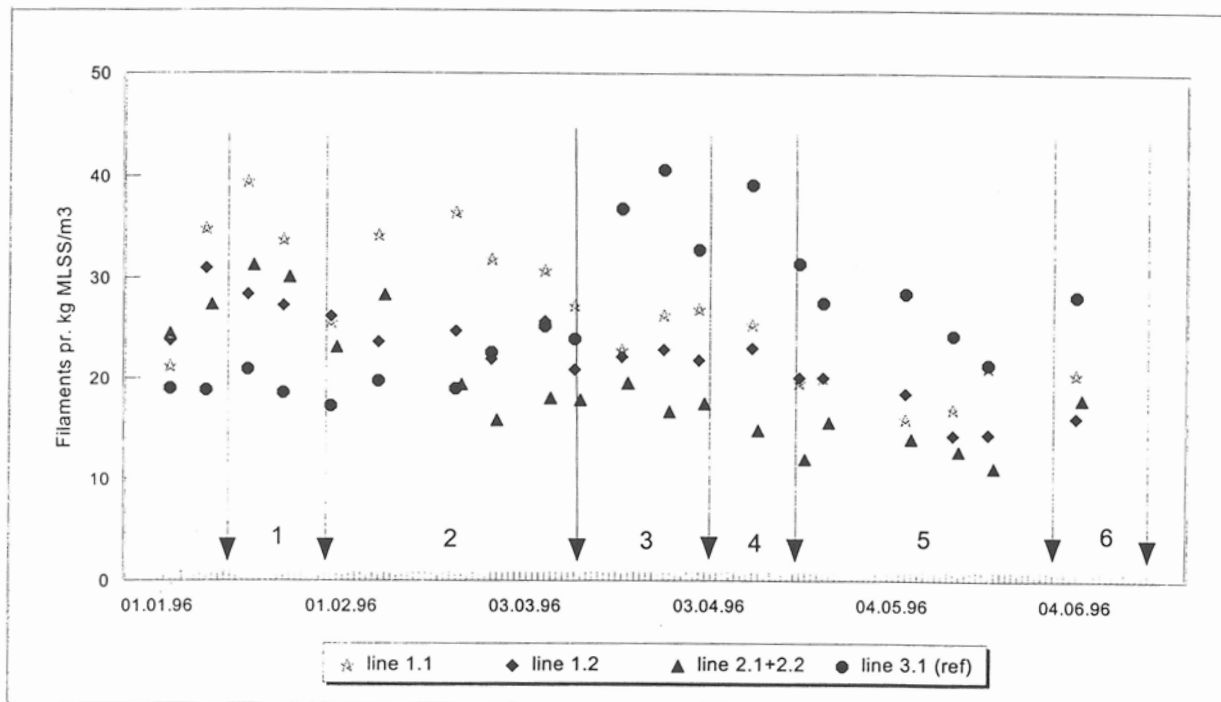


Figure 3. Specific filament counts in microscope.

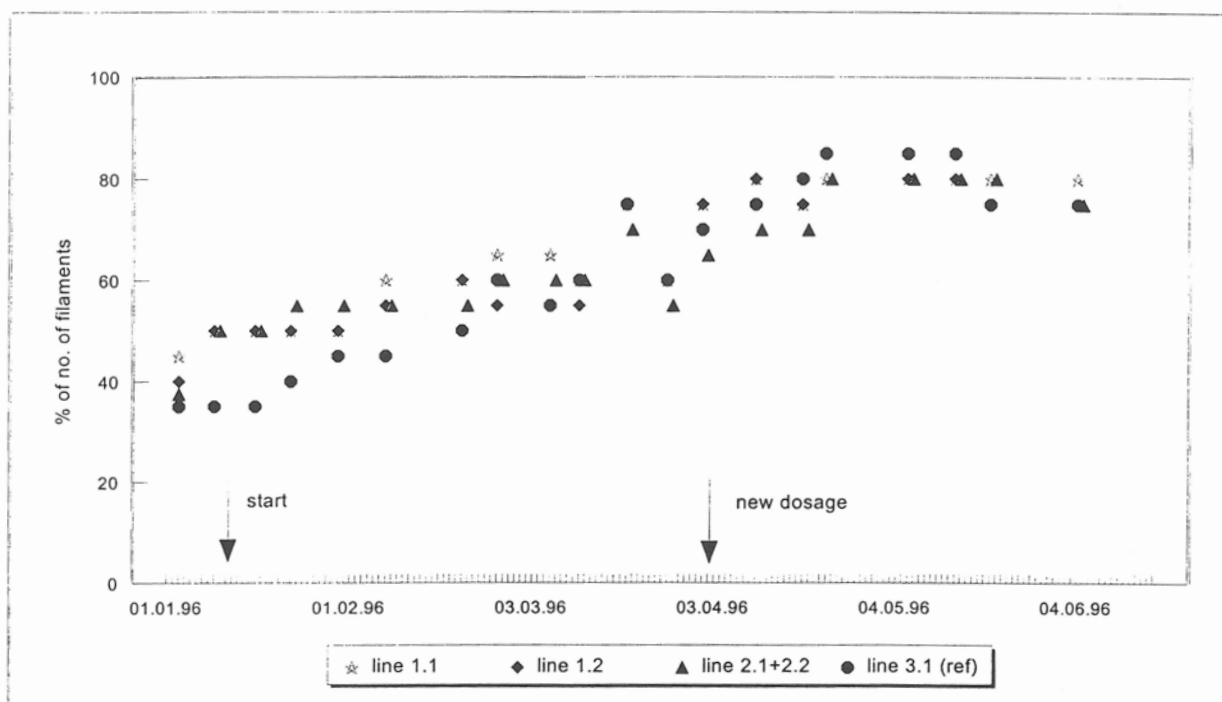


Figure 4. Occurrence of *Microtrix parvicella* as % of no. of filaments.

For the specific filament counts, the tendency for the reference line is a low relatively constant level at about 20-25 filaments per kg MLSS/m³ followed by a step increase and gradual decline. For all the other lines a gradual decline occurred during the experiment. In other words, the reference line started from the best position with a low filament count but developed to be the worst and all lines with PAX-14 dosage improved gradually.

For the occurrence of *Microtrix parvicella*, the results showed surprisingly a gradual increase during the experiment and no consistent difference between the reference and the lines with dosage. This shows that other mechanisms than inhibition of *M. parvicella* must have been responsible for the improved clarifier performance.

During the experiment, high effluent concentrations of $\text{NH}_4\text{-N}$ were observed in particular in line 1.2. Since this line had the highest dosage, obviously the addition of PAX-14 was suspected.

Results from measurements of nitrification inhibition on April 2. are shown in Figure 5. The various Al-concentrations in the activated sludge are related to the three different dosage levels. The Al-concentration from the reference line was similar to the concentration level in all lines before PAX-14 addition started.

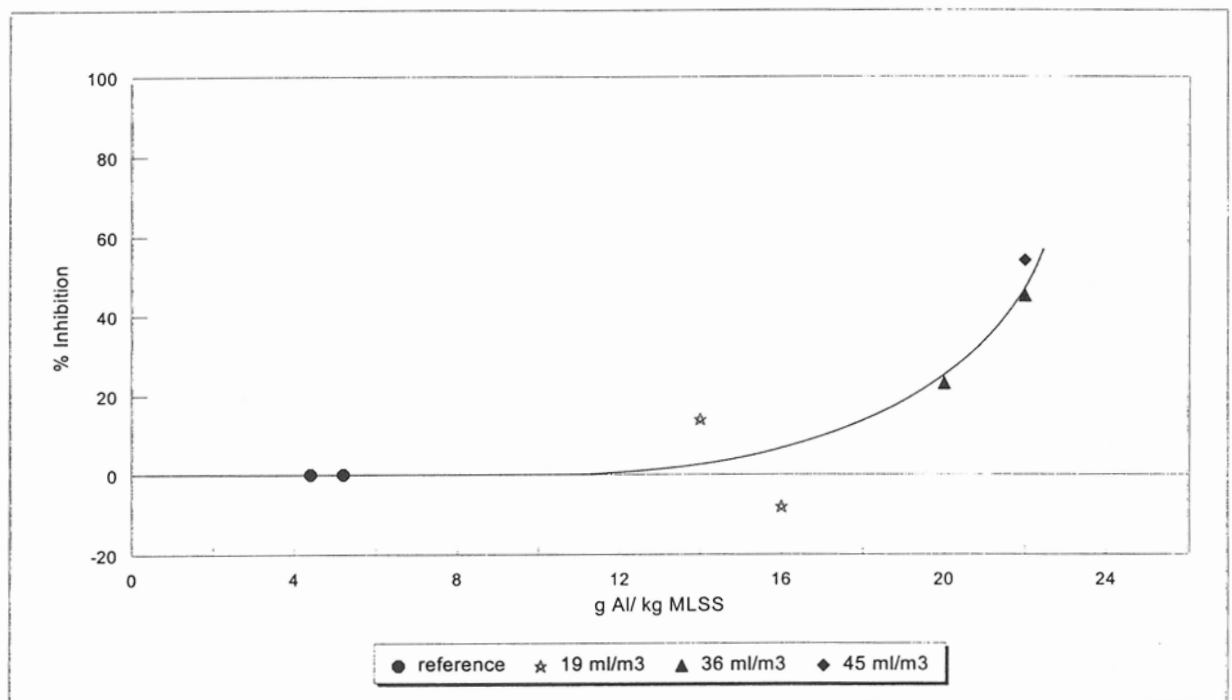


Figure 5. Nitrification inhibition versus Al-concentration in sludge. Reference and three dosage levels.

The results indicate that a long term inhibition took place at concentration levels higher than about 15 mg Al/g MLSS. Spiking of PAX-14 to the reference sample up to about 30 mg Al/g MLSS (data not shown) did not result in inhibition of nitrification measured 0-2 hours after exposure.

Conclusion

Based on this full-scale experiment, following can be concluded:

- Dosage of PAX-14 improves our activated sludge thickening properties. Dosage levels of about 20 ml/m³ seems to be adequate.

- Steady-state situation seems to be established after about 2 weeks after start or step change of dosage.
- Other mechanisms than inhibition of *Microtrix parvicella* are responsible for the improved clarifier performance.
- Inhibition of nitrification was observed at Al-concentrations of about 15 mg Al/g MLSS activated sludge.

Acknowledgement

Advice on PAX-14 dosage levels were kindly given from Jesper Berner, Kemira Miljø, who also made dosage pumps available and analysed Al-content in activated sludge.

Measurements of filament counts and *M. parvicella* were made by Lars Sigvardsen, Krüger A.S, on duplicate samples.

References:

Prisum, J.M. and Poulsen, O. (1995)

Evaluation of nitrogen removal alternatives at I/S Avedøre Waste Water Treatment Plant. In: (Matti Valve, Ed.) Nitrogen Removal from Municipal Wastewater. Nordic Council of Ministers, Tema Nord 1995: 580.

Andreasen, K. and Sigvardsen, L. Experiences with sludge settleability in different process alternatives for nutrient removal. WAT.SCI.TECH, vol. 33, No. 12, pp. 137-146, 1996.

Experience with a new type of influent chamber for secondary clarifiers

David Cecil, Odense Water Ltd., Denmark

Introduction

The Ejby Mølle WWTP serves the City of Odense on the island of Funen. It is one of the largest treatment plants in Denmark receiving sewage from a population of 70,000 and from industries with a load equal to a population of 180,000. The plant has been in operation since 1907 and with biological treatment since 1916. The plant has been modernized many times since then and today it is able to remove more than 90% of the nitrogen and more than 99% of the phosphorus coming to the plant. The plant's activated sludge unit was built in 1989. The unit is composed of an anaerobic tank, four aeration tanks and four secondary clarifiers. The secondary clarifiers were designed for a flow of 4180 m³/h. However, by 1993 sludge settling characteristics had deteriorated to such an extent that the capacity of the clarifiers was reduced to less than 3000 m³/h. In 1995 Turbofloc® units were installed in the clarifiers. Since then the capacity of the secondary clarifiers has been greater than 4000 m³/h. During the same period the sludge volume index has declined from about 250 ml/g to about 150 ml/g. On the basis of the data available from the plant it's not possible to determine how much of the increase in the hydraulic capacity of the clarifiers is a result of the Turbofloc® and how much is the result of the improved settling characteristics of the activated sludge. We believe however that much of the improvement is the result of the Turbofloc®.

The Ejby Mølle Treatment Plant

The first mechanical WWTP was built by the City of Odense at the Ejby Mølle site in 1907. In 1916 biological treatment was initiated with the construction of trickling filters with stationary sprinklers. In the 1950's these trickling filters were replaced by new trickling filters with rotating sprinklers and stone media, the most common type of trickling filter. In 1967 the trickling filter plant was expanded. In 1985 the county of Funen, on the basis of the city's wastewater plan, enacted a new discharge permit for the plant that required the removal of nitrogen and phosphorus. At that time it was agreed that the plant's grit chamber and primary clarifiers should have a capacity of 7600 m³/h and that the activated sludge and secondary clarifiers should have a capacity of 4180 m³/h. 7600 is twice the maximum dry weather flow and 4180 is 1.1 times the maximum dry weather flow. In other words the capacity of the secondary clarifiers should only be exceeded when it rains. The difference between the two flows, 3420 m³/h, should receive

partial biological treatment and clarification before being discharged to the Odense river.

To meet these requirements the city built an activated sludge unit consisting of:

<input type="checkbox"/> an anaerobic pretreatment tank	6400 m ³
<input type="checkbox"/> four aeration tanks	32500 m ³
<input type="checkbox"/> the two existing secondary clarifiers	6940 m ³
<input type="checkbox"/> two new secondary clarifiers	8140 m ³

This unit removes both phosphorus and nitrogen using the bioneniphro process.

At the design flow of 4180 m³/h the surface loading of the secondary clarifiers is 1 m/h and the detention time is 3.6 hours.

The trickling filters were retained primarily for the treatment of wet weather flows. In order to maintain the bacteria culture in the filters about 20% of the flow from the primary clarifiers passes through the trickling filters on its way to the activated sludge unit.

In 1994 the City of Odense created Odense Water Ltd. a corporation wholly owned by the city with responsibility of providing water and wastewater services to the city.

The actual capacity of the secondary clarifiers

During the years after the activated sludge unit was commissioned the plant operator attempted to operate the secondary clarifier at full capacity. Unfortunately this was not always possible. To avoid the wash out of activated sludge, he had to reduce the flow to less than 4180 m³/h. This often occurred after a few hours of wet weather operation. This type of manual operation was necessary at all hours of the day. Figure 1 shows the actual capacity of the secondary clarifiers during this period. The datapoints in the figure are a sampling of hourly flows to the activated sludge unit when the flow to the plant was greater than the actual capacity of the clarifiers. During these hours a significant release of partially treated wastewater to the river by way of the trickling filters occurred. This situation although not perfect was acceptable until 1993. At that time it was no longer possible to operate the secondary clarifiers at full capacity even at the onset of wet weather conditions. The reason for this lack of capacity was the poor settling characteristics of the activated sludge. Figure 2 shows the sludge volume index of the activated sludge over the same period shown in figure 1. Notice that the SVI increased constantly through out the period reaching peak values above 300 ml/g. In an attempt to maintain the capacity of the secondary clarifiers the operator reduced the activated sludge suspended solids concentration as can be seen in figure 3.

Figure 1. The Secondary Clarifiers, Hydraulic Capacity

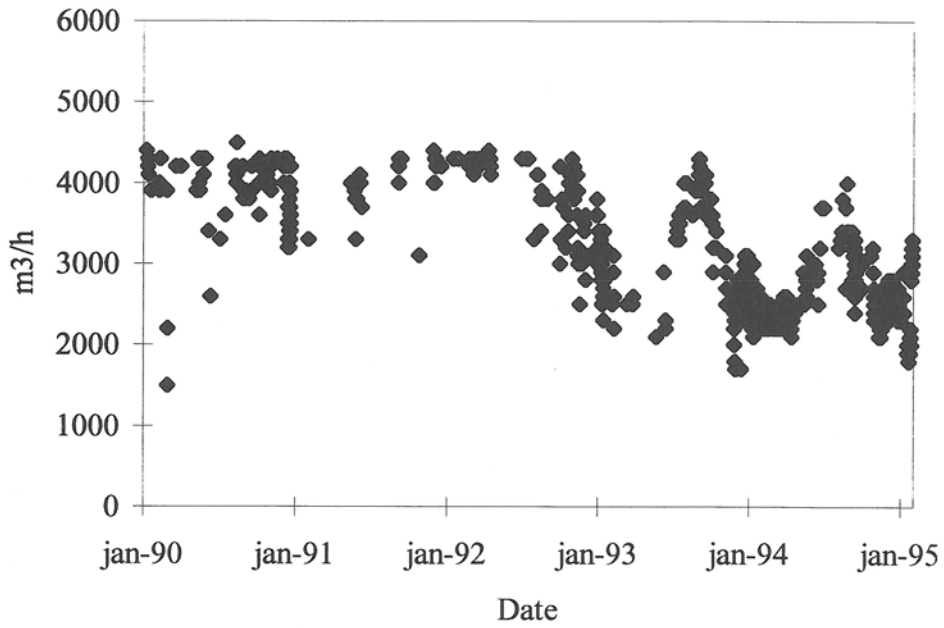


Figure 2. The Activated Sludge, Sludge Volume Index

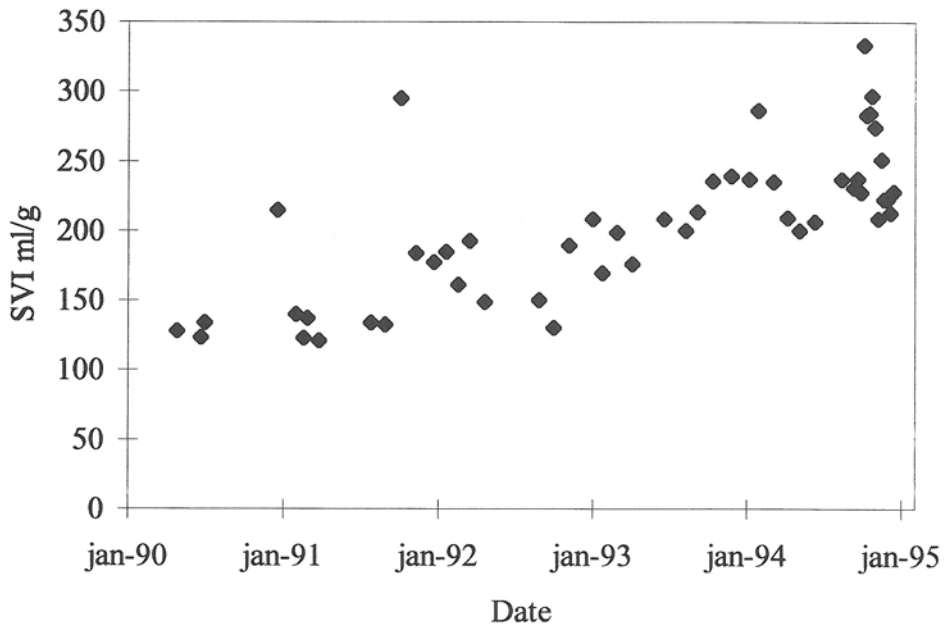
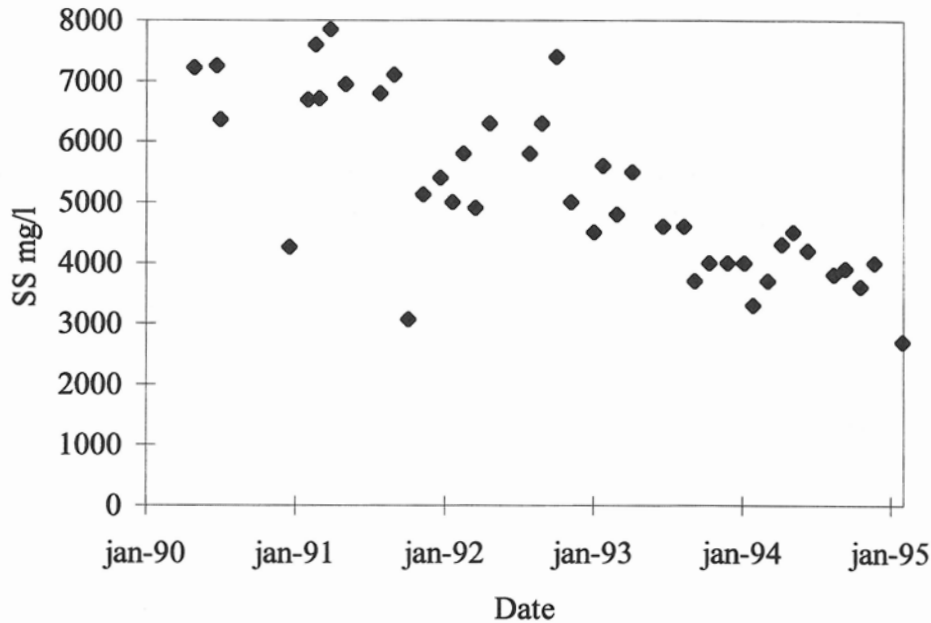


Figure 3. The Activated Sludge Suspended Solids



In 1994 John Pedersen, the plant operator at Odense's Northeast WWTP, developed a device that improved considerably the hydraulic capacity of the rectangular clarifiers at the Northeast plant. Mr. Pedersen was asked to develop and install similar devices in two of the four circular secondary clarifiers at the Ejby Mølle plant. This work was completed in May 1995. Based on the results of the operation of these two clarifiers two more of these devices were installed in the remaining secondary clarifiers in October of 1995. By that time the device had a name, Turbofloc®, and a patent had been applied for.

The Turbofloc® developed for the Ejby Mølle Plant consists of two concentric rings mounted around the influent chamber of the clarifier. The rings are 2 m high. The inner ring is about 4.5 m in diameter. The top of the inner ring is cut into 20 turbine like blades. These blades are vertical and extend about 10 cm above the surface of the water. There is an annular plate at the bottom of the inner ring that closes the space between the ring and the original inlet chamber. The outer ring is 6.5 m in diameter. It also breaks the surface but is not closed at the bottom.

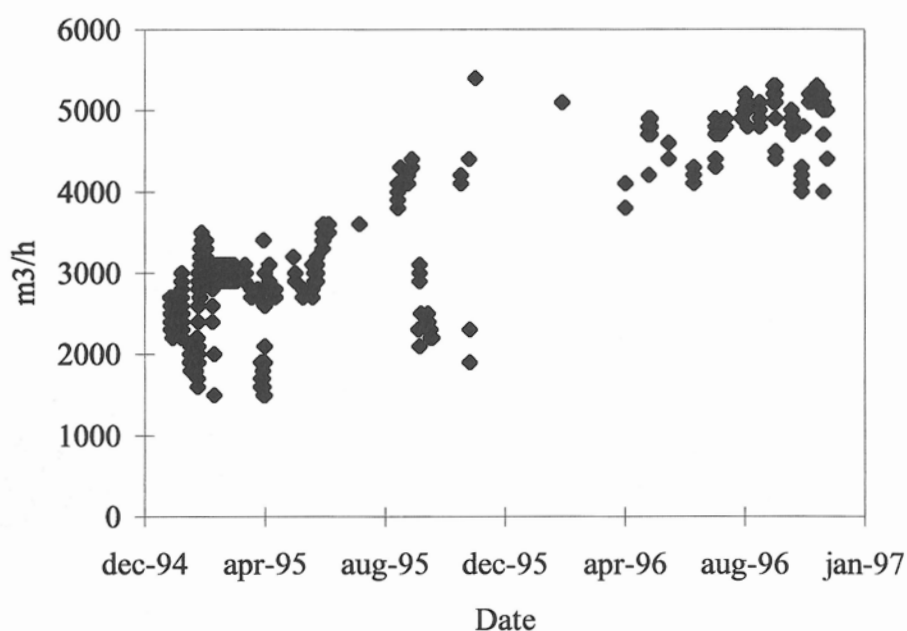
In the Turbofloc® the flow from the original influent chamber is first forced upward by the inner ring, through the "turbine" blades and then down and out of the outer ring. The propose of all this is to convert the kinetic energy of the flow to the clarifiers into turbulence within the device in order to flocculate the sludge. At the same time unwanted flows in the volume of the clarifier normally caused by the dissipation of this kinetic energy are reduced or eliminated.

At the time that the Turbofloc® devices were installed the sludge scraper at the bottom of the clarifiers were increased in height from 30 cm to 70 cm. This change was also suggested by Mr. Pedersen.

Operation with Turbofloc®

Figure 4. shows the hydraulic capacity of the secondary clarifiers before, during and after the installation of the Turbofloc® devices. The winter of 1995 to 1996 was the driest winter on record in Denmark and therefore the hydraulic capacity was exceeded on only a few occasions in that period.

Figure 4. The Secondary Clarifiers, Hydraulic Capacity



As one can see the clarifiers are now able to cope with flows greater than the original design capacity.

Figure 5. shows the sludge volume index of the activated sludge starting before the installation of the Turbofloc® devices. Notice that the SVI has declined significantly during the period. A program of microscopic analyses of the activated sludge and the measurement of the diluted sludge volume index (DSVI) was initiated because of the problems observed in 1993. This work was done by two chemical engineers, Lise Havsteen and Susanne Kjær Snerling, both employed by Odense Water Ltd. Measurements of the DSVI and the filament index, a measure of the quantity of filamentous bacteria in the sludge, are shown in figure 6. Notice that the decrease in the DSVI was greater than the decrease in the SVI and that it appears to have occurred earlier, before the second set of Turbofloc® devices were installed. The filament index is also lower now than before the installation of Turbofloc®. The reason for the change in sludge characteristics during this period is not known.

Figure 5. The Activated Sludge, Sludge Volume Index

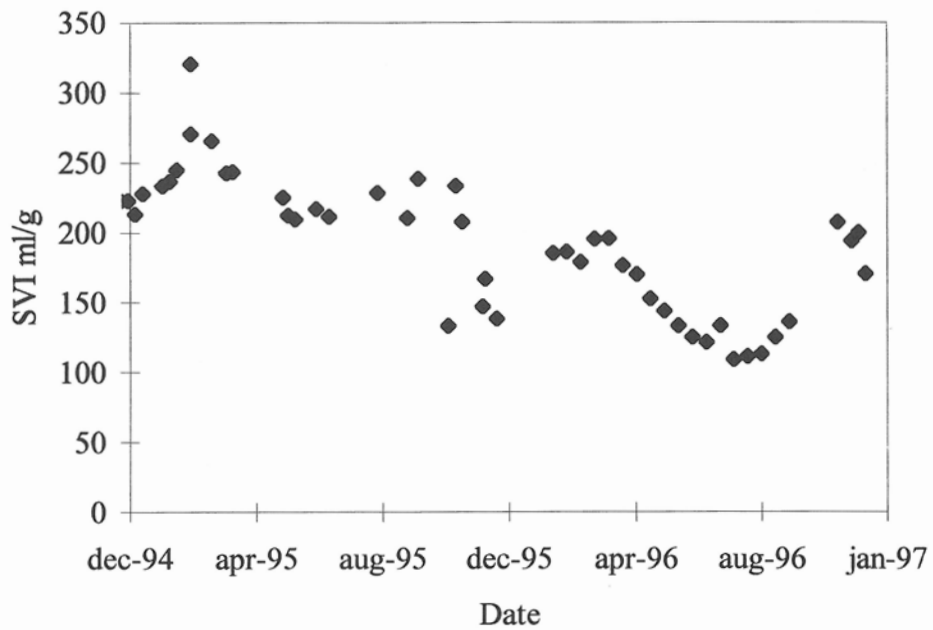
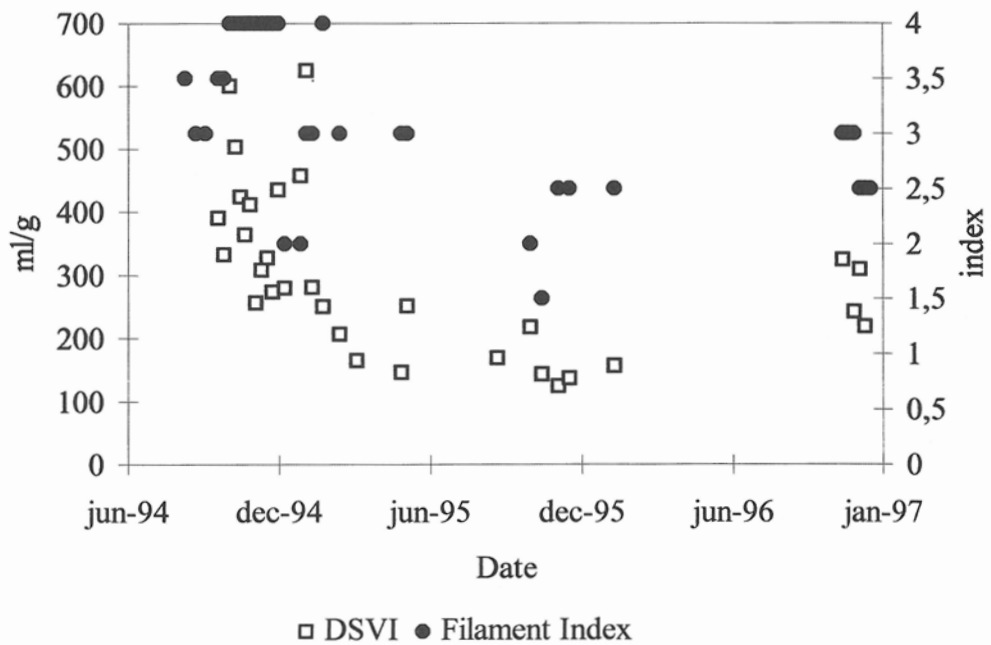


Figure 6. DSVI and the Filament Index



Conclusion

Turbofloc®, a device which is mounted around to the influent chamber of a secondary clarifier and which is intended to improve the flocculation of activated

sludge in the clarifier was installed in the four secondary clarifiers at the Ejby Mølle WWTP. We believe that this device has increased the hydraulic capacity of the clarifiers from less than 3000 m³/h to more than 4000 m³/h. We are not able to prove this claim however, because the sludge settling characteristics of the activated sludge improved significantly during as well as after the installation of the Turbofloc®.

Halmstads avloppsreningsverk- polering av utgående vatten i dammsystem

Lars Ohlsson, Tekniska kontoret, Halmstads kommun

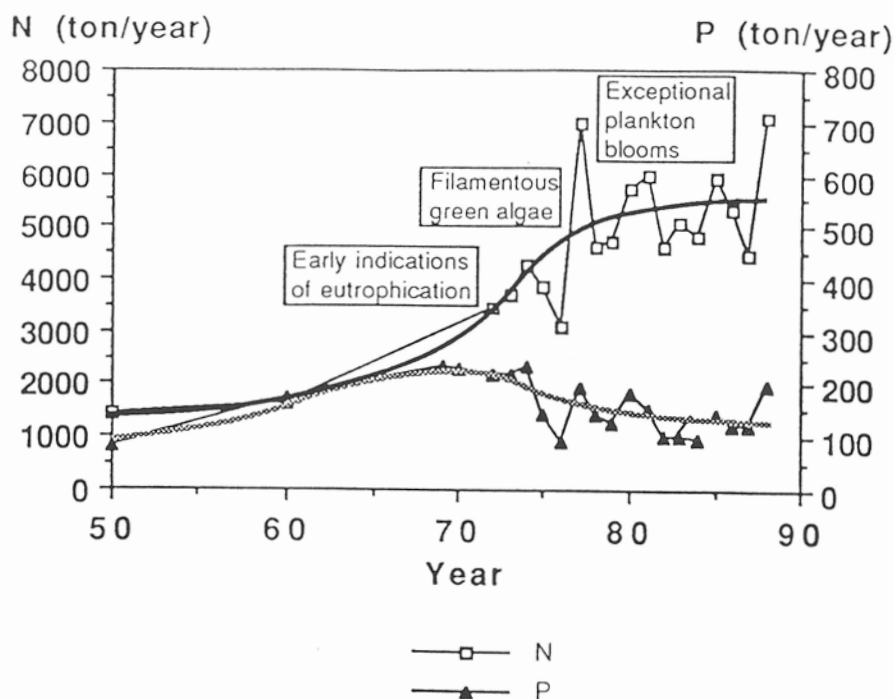
Bakgrund

Halmstads kommun är beläget vid stranden av den nordöstra delen av Laholmsbukten. Laholmsbukten gränsar till Kattegatt som förbinder Sverige och Danmark. Medelvattendjupet i bukten är endast ca 15 meter. Dess yta uppgår till knappt 300 km². Vattenmassans sammansättning brukar huvudsakligen bestå av en mix av flodvatten, lågsalint vatten från Östersjön (baltiska ytströmmen) och ett saltare vatten med sitt ursprung från Skagerack. Salthalten i bukten brukar vanligtvis vara 15-20 ‰. Inte sällan kan det i den djupare delen av Laholmsbukten (och Kattegatt) utvecklas en salthaltsgradient (haloklin) på 25-30 meters djup. Från land ökar vattendjupet endast långsamt ut mot de större djupen i Kattegatt. Vid tillfällen med inflöde av oceaniskt vatten (>30 ‰) kan det längs botten utvecklas en vattenström som "kilformat" tränger in på grundare vatten i bukten. Topografin gör att det saltare vattnet kan tränga långt in i bukten (10 -tals kilometer). Utbredningen i höjddled brukar vara begränsad till ett fåtal meter. På grund av täthetskillnaderna mellan de olika vattenmassorna, blandas de ogärna med varandra. Konsekvensen av skiktningen kan bli den att tillförseln av syrerikt vatten till de djupare delarna begränsas. Perioder med kraftig vind och omrörning av vattnet kan bryta mönstret.

I mitten av 1970 -talet uppmärksammades de första tecknen på storskaliga förändringar i havsmiljön. De mest iögonfallande var massförekomsten av gröna trådformiga makroalger (*Cladophora glomerata*). De negativa effekterna påverkade framförallt kustfisket och turismnäringen. Många kuststräckor längs buktens stränder täcktes vid den tiden av tjocka mattor med ilandspolade alger. Många turister flydde från badstränderna. Under stora delar av 1980 -talet drabbades dessutom det öppna havet av omfattande planktonblomningar. Stora områden under språngskiktet, uppskattningsvis mer än 5000 km², påverkades dramatiskt då enorma mängder av döda planktonalger började sin förruttnelseprocess. Många bottenfaunasamhällen med snäckor, musslor, maskar och kräftdjur m.fl. slogs ut då syrehalterna nådde kritiskt låga värden. Speciellt hårt drabbades de kommersiellt viktiga havskräftorna (*Nephrops norvegicus*). Även fisket efter framförallt rödspätta och torsk har sedan mitten av 80 -talet kraftigt minskat i stora delar av sydöstra Kattegatt. Detta som en direkt följd av att bytesdjuren (bl.a. musslor) periodvis försvunnit från stora områden i samband med syrebrist i sedimenten.

Omfattande miljöforskning har bedrivits i Laholmsbukten sedan slutet av 1970-talet och fram till i mitten av 80-talet (Eutrofiering i marin miljö) och dess nederbördsområde (Markanvändning-vattenkvalitet). Flertalet forskare var tidigt överens om att kvävet hade en nyckelroll för övergödningen av den marina miljön.

Utsläppen av kväve till Laholmsbukten bestäms i stor utsträckning av tillskotten från floderna inom nederbördsområdet (Lagan, Nissan, Stensån m.fl.).



Figur

Flodburen transport av kväve och fosfor (ton/år) samt exempel på viktigare biologiska händelser som inträffat i Laholmsbukten och som antas hänga samman med de ökade utsläppen av näringsämnen (Källa: Länsstyrelsen i Hallands län, S Fleischer).

Trots att svenska riksdagen 1986 klassade Laholmsbukten som ett "extra föroreningskänsligt område" och samtidigt utfärdade ett mål att inom en 10-års period halvera utsläppen av kväve (antropogent) till bukten, har utsläppen till idag dessvärre inte minskat.

Länsstyrelsen i Halland har under mer än 25 år sammanställt data som rör utsläppen till Laholmsbukten. De senaste trendkurvorna visar att de flodburna kväveutsläppen för perioden 1992-1995 i genomsnitt uppgått till 5400 ton. Av denna del svarar det diffusa läckaget från både jordbruks- och skogsmark för inte mindre än 80 % av de samlade utsläppen. Bidragen från de kommunala reningsverken, med direktutsläpp till bukten, beräknas uppgå till mindre än 10%. Under snart 10 års tid har det inom jordbruket i denna region gjorts insatser för att minska på utsläppen. Till exempel har vallodlingen, andelen insådd av fånggrödor och arealer med höstskörd, ökat. Dock finns det tyvärr ännu inga tecken på att användningen av handelsgödsel och att djurhållningen på det intensivodlade slättlandet har minskat. De senare åtgärderna har bedömts vara bland de mest angelägna att få till stånd. Trots insatserna för att begränsa utsläppen, kan man 1995 inte ens registrera ett trendbrott i utsläppsmängder, vilket är synnerligen olyckligt och anmärkningsvärt!

Även de halländska skogarna "läcker" kväve. Flera 10-tals år med ett kraftigt atmosfäriskt nedfall av kväveföreningar har "mättat" marken. På grund av de omfattande skogsdikningar och kulverteringar i jordbrukslandskapet som tidigare blivit utförda, tillförs vattendragen idag stora mängder kväve. Kvävet som till slut hamnar i Laholmsbukten.

Kraven på de kommunala reningsverken med direktutsläpp till Laholmsbukten har successivt skärpts. Bland annat ställs idag, vid de större anläggningarna, krav på långtgående fosfor- och kväverening. Mot den bakgrunden och i samband med tillståndsprövning av reningsverket beslöt kommunen 1992 att bygga ut bl.a. Västra strandens avloppsreningsverk.

Utbyggnaden av Västra strandens avloppsreningsverk

Vid reningsverket behandlas i huvudsak kommunalt och industriellt spillvatten från Halmstads centralort. Den totala anslutningen (inkl. industrin) motsvarar ca 100000 pe. Belastningen uppgår till 10-12 Mm³ vatten per år samt ca 6500 kg BOD₇, 185 kg fosfor respektive 1150 kg kväve per dygn. Under utbyggnaden har reningsverket drivits med provisoriska utsläppsvilkor som riktvärde på årsmedelbasis enligt följande :

BOD₇ : 15 mg/l, Totalfosfor : 0,4 mg/l, Totalkväve : 12 mg/l.

Utbyggnadens syfte har främst varit att erhålla en flexibel anläggning för olika driftstrategier med optimalt utnyttjade bassängvolymmer. I prövningsvillkoren finns också inskrivet ”att undersöka de tekniska och ekonomiska möjligheterna att klara utsläppsvillkor motsvarande 8.0 mg N/l respektive 0.3 mg P/l.”

För att klara förväntade krav har reningsverket därför byggts om med:

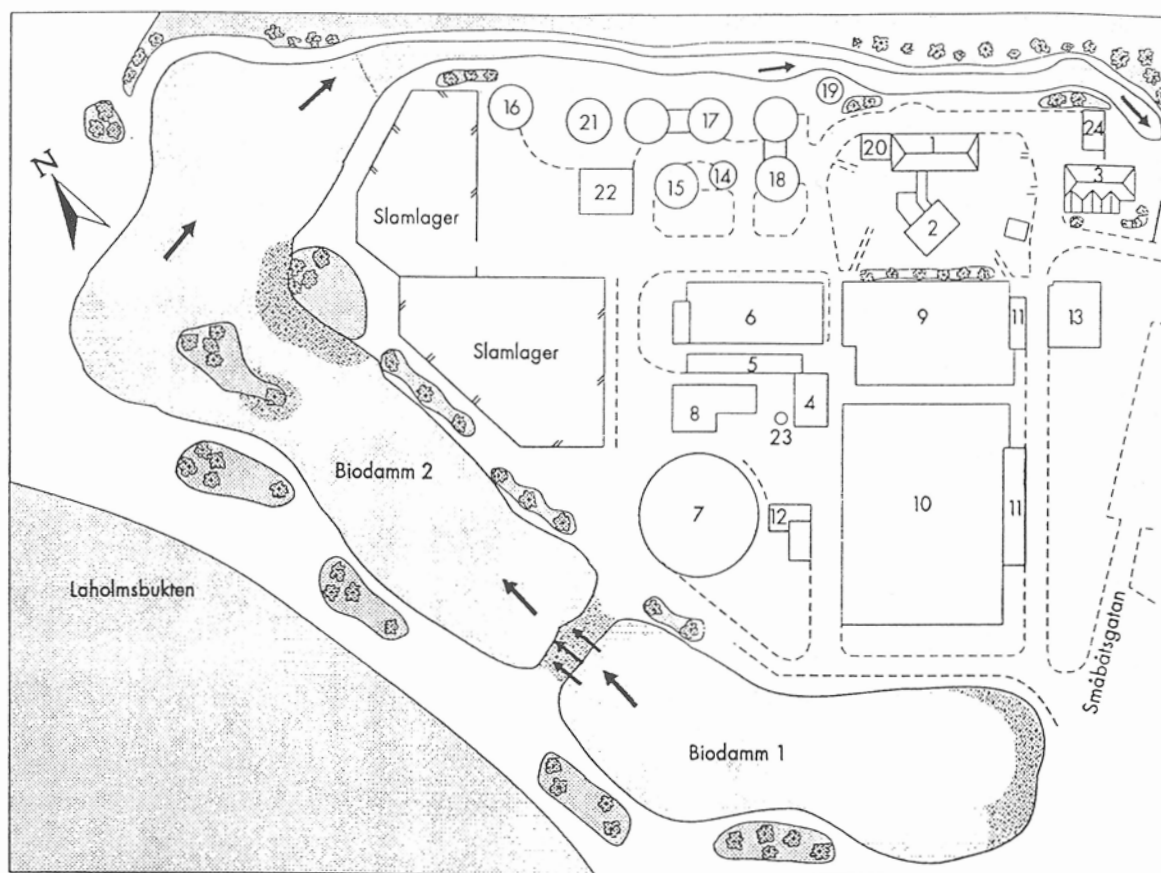
- * En utvidgning av det biologiska reningssteget som möjliggör olika driftstrategier t.ex. för- respektive efterdenitrifikation, biologisk fosforering mm
- * En kombinerad utjämnings- och försedimenteringsbassäng, som medger ett maximalt flöde till biosteget. Eventuell överskjutande vattenmängd genomgår en mekanisk- kemisk rening samt efterbehandling i biodammar.
- * En anläggning för dosering av primärslam och extern kolkälla (etanol/metanol/sirap).
- * Möjligheter till drift med alternativa fällningskemikalier och doseringspunkter.
- * Ett system med biodammar för avskiljning av resterande mängd suspenderande ämnen samt polering av utgående fosfor- och kvävehalter.

De sammanlagda kostnaderna, vilka även inkluderar ett nytt datoriserat övervakningssystem, gasmotoranläggning (rötkammardrift) samt en särskild externslammottagning för åren 1990-1994 har uppgått till ca 120 MSEK.

Den senaste utbyggnaden har inneburit att de totala kostnaderna för att avskilja fosfor och kväve vid Västra strandens reningsverk beräknas uppgå till ca 25 respektive 40 kronor/kg avlägsnat ämne.

Konceptet kring utbyggnaden har varit att få kostnadseffektiva lösningar. Redan i slutet av 1980-talet togs frågan upp om att ta mark i anspråk för att anlägga ett ”4:e reningssteg” i form av biodammar. Utgångspunkten skulle vara ett dammsystem som dels skulle ge en kostnadseffektiv rening, dels tack vare utjämnings effekter, skapa en totalt sett mer stabil drift. Investeringskostnaden beräknades till 3.5 MSEK. Någon kalkyl på driftkostnader har aldrig gjorts.

Situationsplan över Västra strandens avloppsreningsverk



1. Inloppspumpstation, lab, driftkontroll
2. Kontor
3. Personal, verkstad
4. Gallerbyggnad
5. Luftat sandfång
6. Försedimentering
7. Utjämningsbassäng
8. Maskinhus (sand, externslam, kemikalier)
- 9-10. Biosteg
11. Blåsmaskinhus
12. Returslampumpstation
13. Klorkontakt, mätstation
- 14-16. Slammförtjockare
- 17-18. Rötkammare
19. Gasklocka
20. Gasmotor
21. Slamsilo
22. Slamavvattning
23. Kalksilo
24. Garage

Från början gjordes det klart att den primära reningen alltid skall ske i reningsverket. Den efterföljande reningen i biodammarna skulle endast ses som en form av "polering" eller "finputsning" av det reade vattnet, innan det avleddes till recipienten. Förhoppningarna ställdes till att dammarna skulle klara av att avskilja ca 1/10 mg fosfor och 2-3 mg kväve/l. Den huvudsakliga fosforavskiljningen antogs komma att ske tack vare en effektiv sedimentering av suspenderade ämnen (fosfor i partikulär form) och att kvävet skulle avlägsnas efter att resterande mängd nitratkväve från biosteget (och utjämningsmagasinet) denitrifierats (NO_3) till kvävgas (N_2).

Biodammarnas konstruktion:

Två dammar i serie anlades 1992 i området mellan reningsverket och stranden till Laholmsbukten (se situationsplan). Marken där de båda har grävts består, tack vare närheten till stranden, till största delen av sandiga- och siltiga kornfraktioner. Botten på dammarna har inte belagts med något tätande skikt. Utgående ledningar från dels den biologiska reningen, dels det partiellt renade vattnet från utjämningsmagasinet, mynnar båda i den första dammen (I). Efter ett överfall rinner vattnet med självfall till damm II, för att sedan i en kanal återföras till reningsverket och via en underjordisk ledning slutligen ledas ut i recipienten (Nissan). Den totala ytan i de båda dammarna uppgår till ca 18000 m² (6000 + 12000). Vattendjupet i den första resp. andra dammen var från början 1.75 och 1.5 m. Eftersom tillrinningen till reningsverket normalt brukar vara ca 20 000 m³/d blir vattnets uppehållstid i dammarna under stor del av tiden, lite mer än ett dygn. Ytbelastningen kan grovt skattas till 0.3 m/h (95% av tiden) som skall jämföras med belastningen över biosteget som normalt brukar vara ca 0.9 m/h.

För att minska på risken för erosionsskador (och förbättra säkerheten) har strandprofilen gjorts flack (1: 3). Samtidigt har de mest känsliga partierna som t.ex. in- respektive utlopp, överfall, klätts med sten. För att stenarna skall bli kvar har en skyddande fiberduk lagts under. Eftersom dammarna har grävts i ett dynlandskap har risken för sandflykt bedömts som mycket stor. För att motverka detta, men även för att få ett mer attraktivt strövområde, planterades växter in på våren 1992. De flesta plantorna sattes på den västra stranden, eftersom inslaget av sand här är som störst. Ett 100-tal plantor av havssäv (*Bolboschoenus maritimus*), brunstarr (*Carex acutiformis*) samt ett 10-tal svärdsliljor (*Iris pseudacorus*) planterades ut. Strax intill strandlinjen sprutades också sanden på många ställen med frön av gräset krypven (*Agrostis stolonifera*).

Reningsverket drivs med röt-kammare och den producerade metangasen används sedan 1993, efter konvertering till el i en gasmotor driven generator, för att driva bl a de energikrävande reningsprocesserna. Redan då dammarna anlades fanns idéer om att utnyttja växtbiomassa för samrötning med slam. Någon skörd av växter i traditionell mening har dock aldrig varit aktuell. Intresset har istället knutits till möjligheterna att spontant få till stånd perioder med algblomningar. För att lyckas med detta kan vi i damm II kortsluta vattenströmmen, så att vattnets uppehållstid (i en del) förlängs i damm II och på så sätt stimulerar en blomning? Via en avdragstratt finns sedan möjligheter att pumpa algerna till en förtjockare och in i en av röt-kammarna. Systemet har dock ännu inte 1996 provats fullt ut.

Driftserfarenheter

Västra strandens reningsverk:

Reningsverket har under hela utbyggnadsperioden i stort kunnat drivas med fosfor och kväverening. Under del av tiden har dock belastningen på biosteget varit alldeles för hög, vilket skapat perioder med slamflykt. Likaså har utjämningsmagasinet fått ta emot stora mängder vatten i samband med att omfattande arbeten utförts i någon av de tre biologiska behandlingslinjerna. Sedimenteringskapaciteten i det 6000 m³ stora magasinet visade sig tidigt vara en begränsande faktor. Samtidigt som det var mycket svårt att pumpa ur det slam som trots allt hade sedimenterat. På grund av slamflykten från biosteget och utjämningsmagasinet fanns tidigt misstankar om att dammarna tillförts stora mängder primär- och bioslam under utbyggnadsperioden.

Biodammar:

För att undersöka hur mycket slam som sedimenterat i de båda biodammarna stängdes båda av senhösten/vintern 1992-93 efter knappt ett års drift. Efter dekantering återstod i botten av den första dammen ett ca 0.75 meter djupt skikt med slamvatten. Uppskattningsvis fanns här ca 4000 m³ slam(!). Analys visade en torrsubstanshalt på ca 1.5%. I den andra dammen fanns betydligt mycket mindre slam. Efter en grov skattning bedömde vi att det på botten, direkt efter överfallet, fanns ca 1000 m³ slamvatten.

Efter flera olika försök att skrapa ihop och pumpa bort slammet lyckades vi efter stort besvär (och kostnader) med hjälp av en grävskopa avlägsna "slamsoppa" från den 1:a dammen. Resterande mängd i damm II blev liggande kvar. Det bortplockade slammet kördes sedan bort med lastbil för att användas som jordförbättrings/näringsmedel vid en kommunal trädplantering.

Sedan anläggningsstarten 1992 har det skett en formligen explosion av växter runt dammarna. Av växtkartorna framgår hur växtsamhällena i och runt dammarna utvecklats under perioden 1992-96.

Redan tidigt kom de första signalerna om betydelsen av att ha en beredskap för att omhänderta de ibland stora mängderna växter som transporterades med i utgående vatten. Bara ett år efter inplanteringen av gräs dominerades vissa strandnära vattenytor av krypvet (*Agrostis stolonifera*), som vuxit ut från strandkanten. I samband med ett kraftiga flöden till dammarna stiger dess nivå något. Vid ett flertal tillfällen har det fått till följd att växter som sitter löst fästade i bottensubstratet, lätt har lossnat. Framförallt har nivåförändringarna tydligt kunnat märkas i den avsmalnande kanalen.

Mätningen av utgående vatten görs i reningsverket efter att vattnet via en kanal från damm II återförts in till en klorkontaktbassäng. Resultaten från de kemiska analyserna av utgående vatten har visat att kväveresthalten, under denna period varierat mellan 5 och 15 mg/l. Årsmedelvärdena ligger strax under 11 mg/l (riktvärde 12 mg/l). Årsmedelvärdena för fosfor 1993 och 1994 har båda varit 0.48 mg/l. För 1995 var värdet hela 0.66 mg/l! Samtidigt visade våra interna driftanalyser, tagna före dammarna, på utsläppshalter som i många fall var klart lägre än ovanstående årsmedelvärdet efter dammarna. Med andra ord hade dammarna vid den här tidpunkten en negativ reningseffekt! Orsakerna till de förhöjda värdena har antagits bero på ett par faktorer. Till exempel har det extremt höga fosforvärdet i maj -95 (se nedan) blivit följden efter att slam runnit "bakvägen ut" då dammarna tömdes för rengöring. Vidare antas de försämrade reningsresultaten bero på det faktum att kvarvarande mängd slam som inte togs bort ur systemet vid tömningen -92, samt det som efteråt sedimenterat, nu påtagligt "läcker ut" både fosfor och kväve till vattnet. Rent akademiskt skulle det under rådande omständigheter ha varit bättre om dammarna ej hade funnits! En kraftig slamflykt kan medföra att villkorsvärdet för t ex en speciell månad överskrids. Men utsläppet (=slamflykten) registreras bara en gång i provtagaren. I vår verklighet finns slammet fortfarande kvar på botten i dammarna och kan under mer eller mindre lång tid ligga och lösa ut näringsämnen till vattnet. I det föregående fallet hade slammet däremot direkt hamnat i recipienten, utan att mer än en gång negativt kunna påverka vårt reningsresultat!

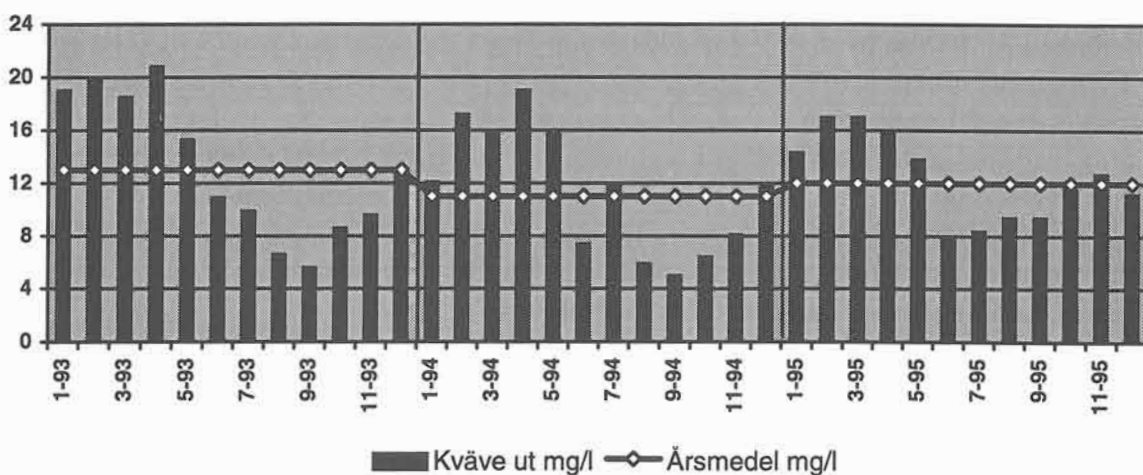
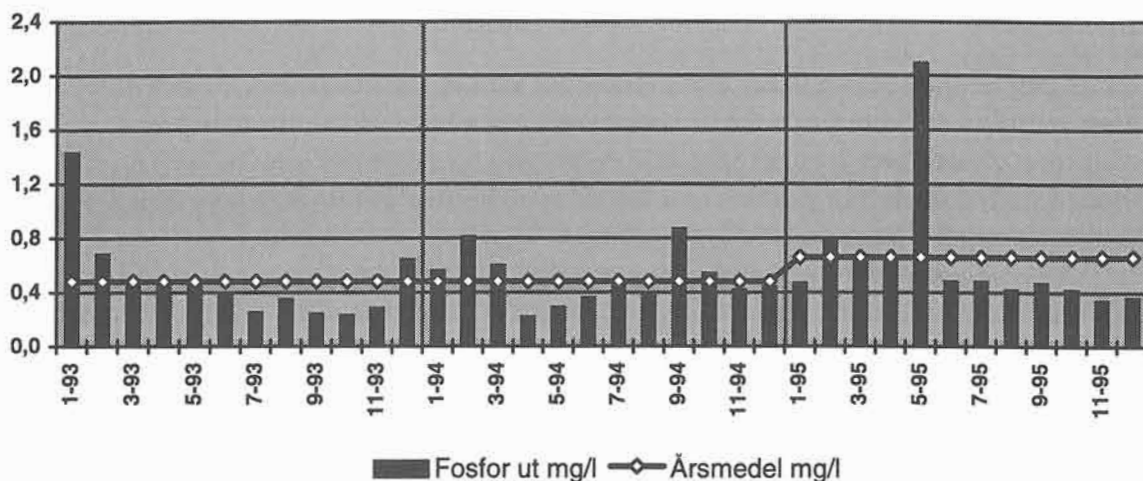


Diagram. Utgående halter av fosfor och kväve efter dammarna, 1993-1995.

Eftersom reningsresultaten fram till i början av 1995 ännu inte fullt ut motsvarat förväntningarna togs under våren ett beslut om att göra vissa förändringar i reningsverket och biodammarna. Följande arbete har utförts:

Reningsverket:

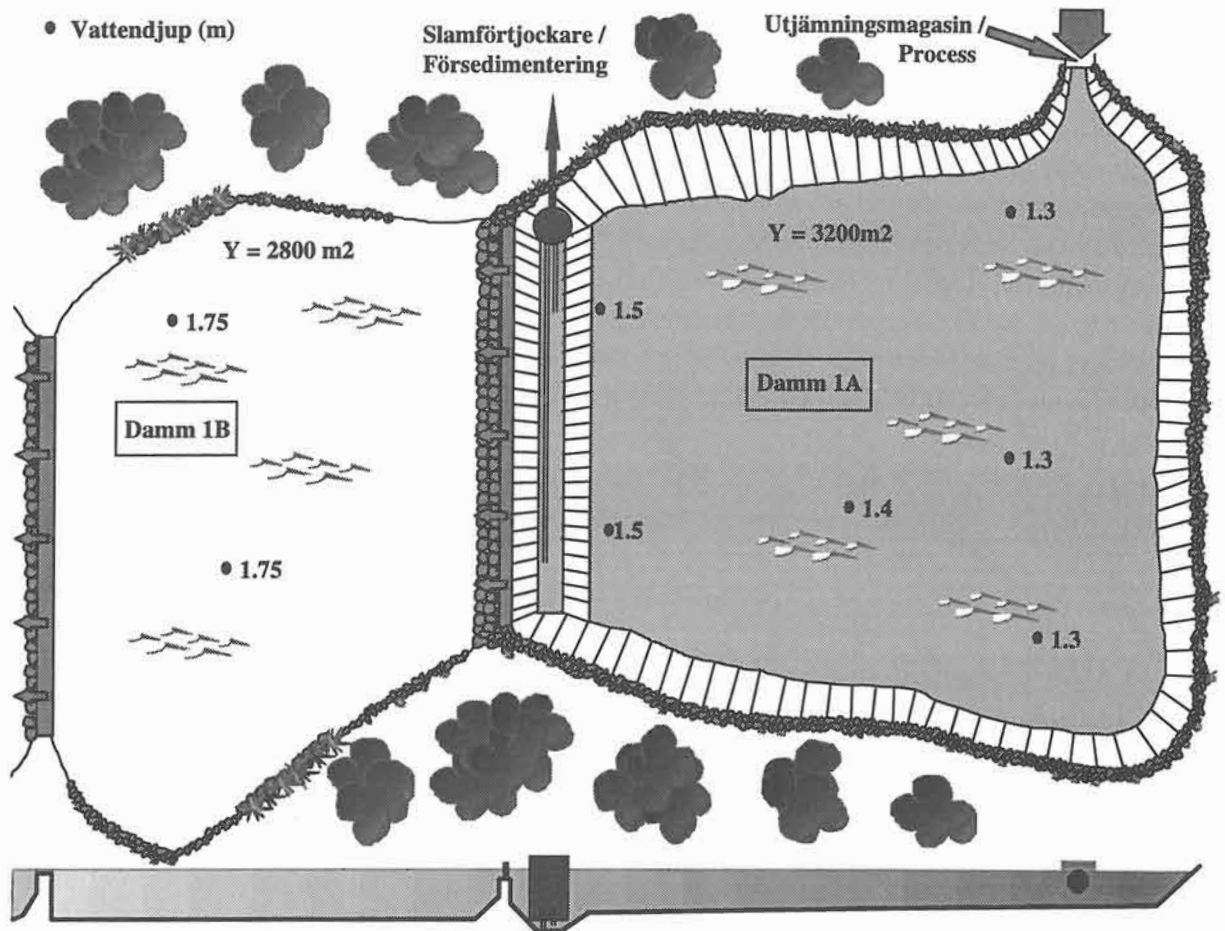
- * En av de viktigaste åtgärderna under 1995 har varit att förbättra sedimenteringskapaciteten och transporten/utpumpningen av sedimenterat slam från utjämningsmagasinet. Bl.a. har slamskrapan konstruerats om och fördelningen av inpumpat vatten gjorts bättre över bassängytan med speciella dämkskärmar.
- * Att förbättra sedimenteringen efter biosteget bedömdes också vara en angelägen uppgift. Efter flera försök med olika fällningskemikalier visade sig en järnbaserad produkt (PIX 111) de bästa resultaten. Arbetenas främsta syfte har varit att minska på risken för slamflykt till dammarna.

Biodammarna:

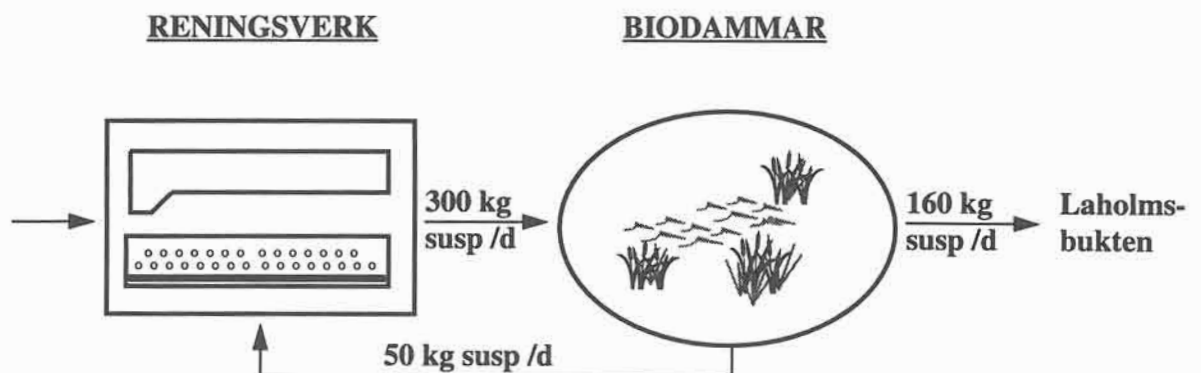
- * Tömningen av slam som gjordes 1992 visade sig vara mycket besvärlig att genomföra. Innan projektet startade fanns det förhoppningar om att endast behöva avlägsna sedimenterat slam vart 5:e eller 10:e år!? Även med till synes måttliga utsläpp av suspenderade ämnen från processerna, blir de synbara mängderna som ansamlas i dammarna, relativt stora på grund av systemets begränsade yta/volymer. För att fortsättningsvis kunna avlägsna sedimenterat slam har vi i samarbete med ANJO-BYGG i Halmstad utvecklat en idé som möjliggör ett effektivt avlägsnande av slam och rengöring av botten i den första dammen (se figur nedan). Innan ombyggnadsarbetet kunde påbörjas (våren-95) tömdes återigen hela damm I med den tidigare använda tekniken. Uppskattningsvis avlägsnades ca 3000 m³ slamvatten. Ombyggnaden har kortfattat inneburit att ca hälften av den första dammens yta har avdelats med en gjuten vägg från botten upp till ca en 1/2 m från vattenytan. På vattenytan parallellt med väggen ligger en fast monterad ytavskiljare av trä. I direkt anslutning till skiljeväggen har botten fördjupats med ett V-liknande pumpschakt. Schaktet har gjorts med måtten 1 1/2 meter djupt, tre resp en meters bredd. Hela 1A:s botten och sidorna runt dammen har jämnats ut och belagts med två olika bärlager (Ø 0-50, 0-8 mm). Ytorna har sedan hårdgjorts med platsgjuten betong i segment. Varje segment (10x10 meter) består av en 100 mm tjock sula utan armering och med måtten. (Anm. konstruktören har utlovat begränsad körbarhet med lättare fordon!). Alla segmenten är anlagda med svagt fall från inloppet mot pumpschaktet. Längs schaktets botten har tre utpumpningsledningar för slam lagts ut. Ledningarna är anslutna till en pumpbrunn. Vid de mest erosionskänsliga delarna längs strandlinjen har ”mattor” med större stenar gjutits fast.
- * Vid utloppet från damm II har en ytläns lagts ut för att hindra flytbladsväxter och lösa växtdelar o dyl att följa med utgående vatten in i kanalen. Via ett ytavdrag kan växterna samlas ihop och pumpas till en grusbädd, där växterna sedan kan avskiljas. Efter infiltration i mark rinner sedan vattnet tillbaka till dammen.
- * För att minska på risken för dämning eller i värsta fall igensättning av gallret i utgående ledning, har gallret försetts med en speciell lyftanordning. En nivåvakt i kanalen kan också larma vid hög nivå.

Driftresultat efter kompletterings- och ombyggnadsarbetena:

- * Efter byte av fällningskemikalie (från aluminium till järn) och förbättrad flödesstyrning har belastningen på biosteget kunnat ökas något (1600 m³/h → 1800 m³/h). Belastningen är dock fortfarande lägre än de 2400 m³ som anläggningen skall vara dimensionerad för! (med utgångspunkt från den inledande försöksdriften 1988-1992)
- * Sedimenteringen i utjämningsmagasinet har klart förbättrats och mätningen av flöde och susp.halt fungerar nu tillfredsställande.

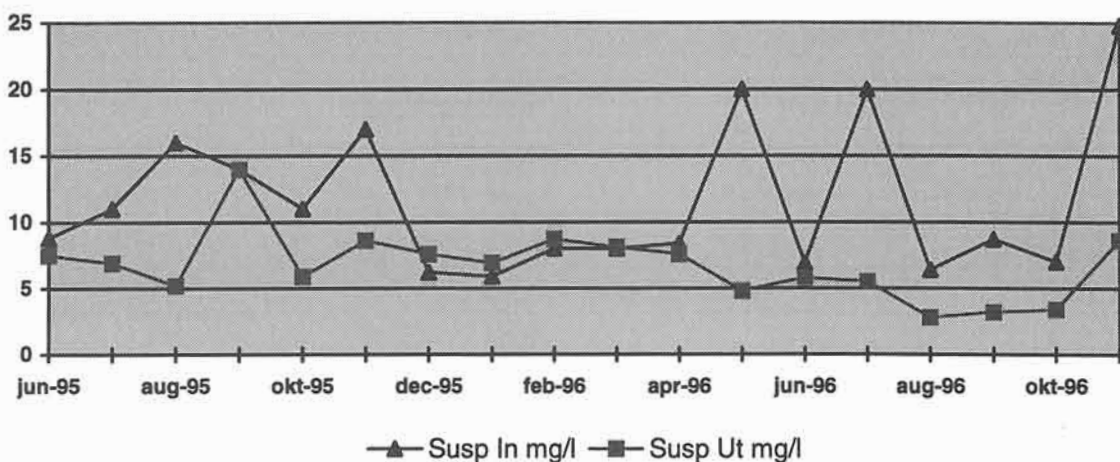
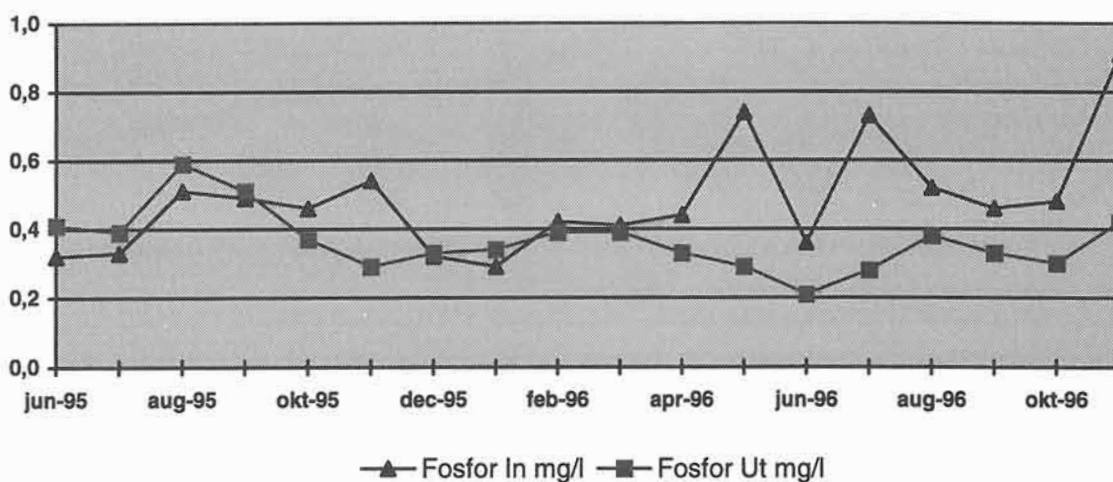


- * Under sommaren -96 tömdes återigen damm IA, dels för att kontrollera mängden sedimenterat slam, dels för att se hur snabbt och enkelt systemet kunde tömmas på slam. Vid kontrollmätning konstaterades ett ca 15-20 cm tjockt slamskikt jämnt fördelat över botten (ca 500 m³). På mindre än ett dygn tömdes och rengjordes hela botten enkelt med hjälp av en högtrycksspruta. Slammet pumpades till reningsverkets förbehandling. Från och med senhösten -96 pumpas slammet regelbundet och tidsstyrt med en cykel var 4:e timme (10 min). En första utvärdering antyder att sedimenteringen i dammarna årligen skulle kunna uppgå till i storleksordningen 33 000 kg susp, 2 300 kg kväve samt ca 500 kg fosfor.



Anm. Detta är den mängd slam som sedimenterar i biodammarna exklusive den mängd som återförs till reningsverket (se figur).

- * De provisoriska villkorsvärdena för kväve (12 mg/l) och fosfor (0.4 mg/l) har för 1996 ej överskridits. Årsmedelvärdena har varit 11 (kväve) resp. 0.35 (fosfor) mg/l.
- * Reningsverket har under större delen av 1996 fungerat bra. Vid några enstaka tillfällen har dammarna dock tillförts en hel del slam i samband med höga flöden slamflykt. I diagrammen framgår hur effektiva dammarna varit för att utjämna belastningsvariationerna. Förmågan att avskilja fosfor och suspenderande ämnen är väl dokumenterad. Däremot har kväveavskiljningen hittills varit mycket liten. Möjligen kan det bero på det faktum att det fortfarande finns kvar lösligt kväve i damm II? Detta styrks också av analysvärden som visar på högre ammoniumhalter i damm II än i I:an! Av de kemiska analyserna framgår också att NH_4 -halterna är högre i den andra dammen jämfört med de i den första.



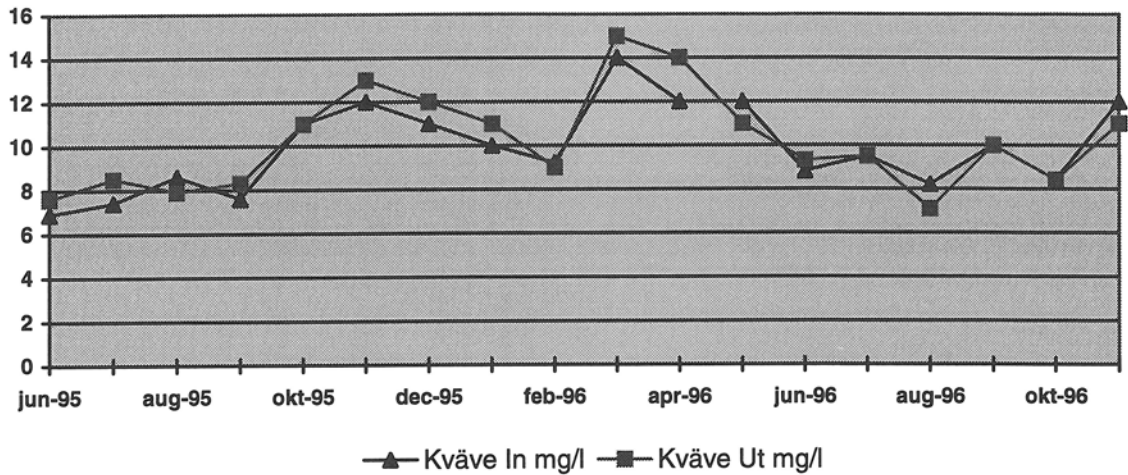
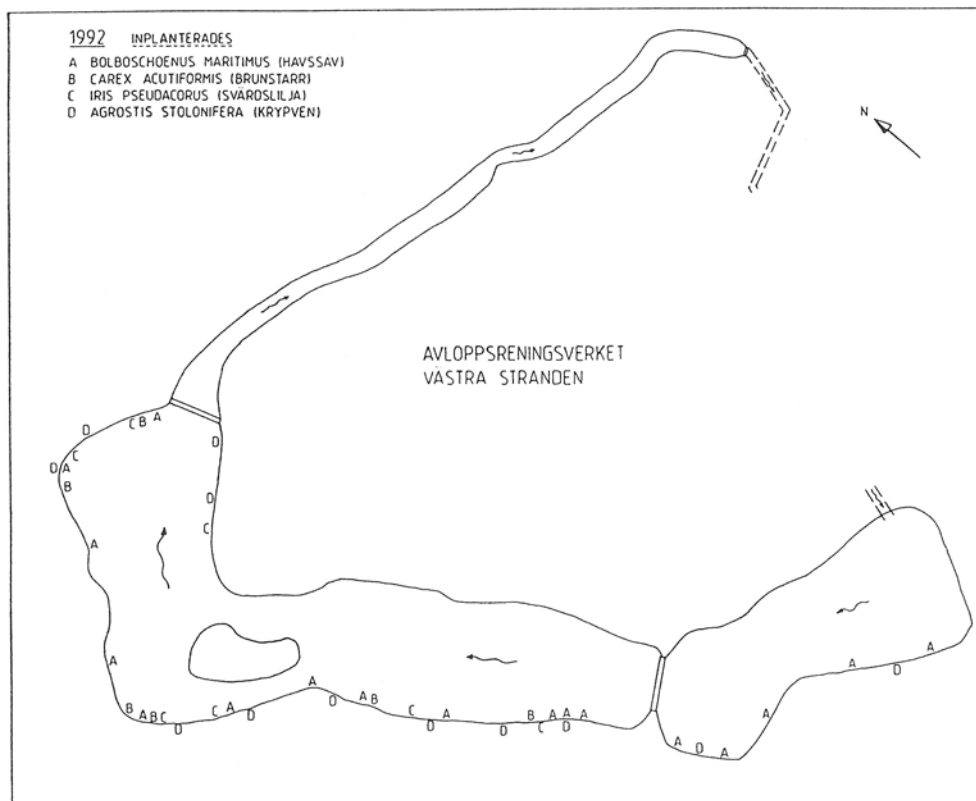


Diagram. Transport av fosfor, kväve och suspenderade ämnen in- resp. ut från biodammarna. Västra strandens avloppsreningsverk 1995-1996.

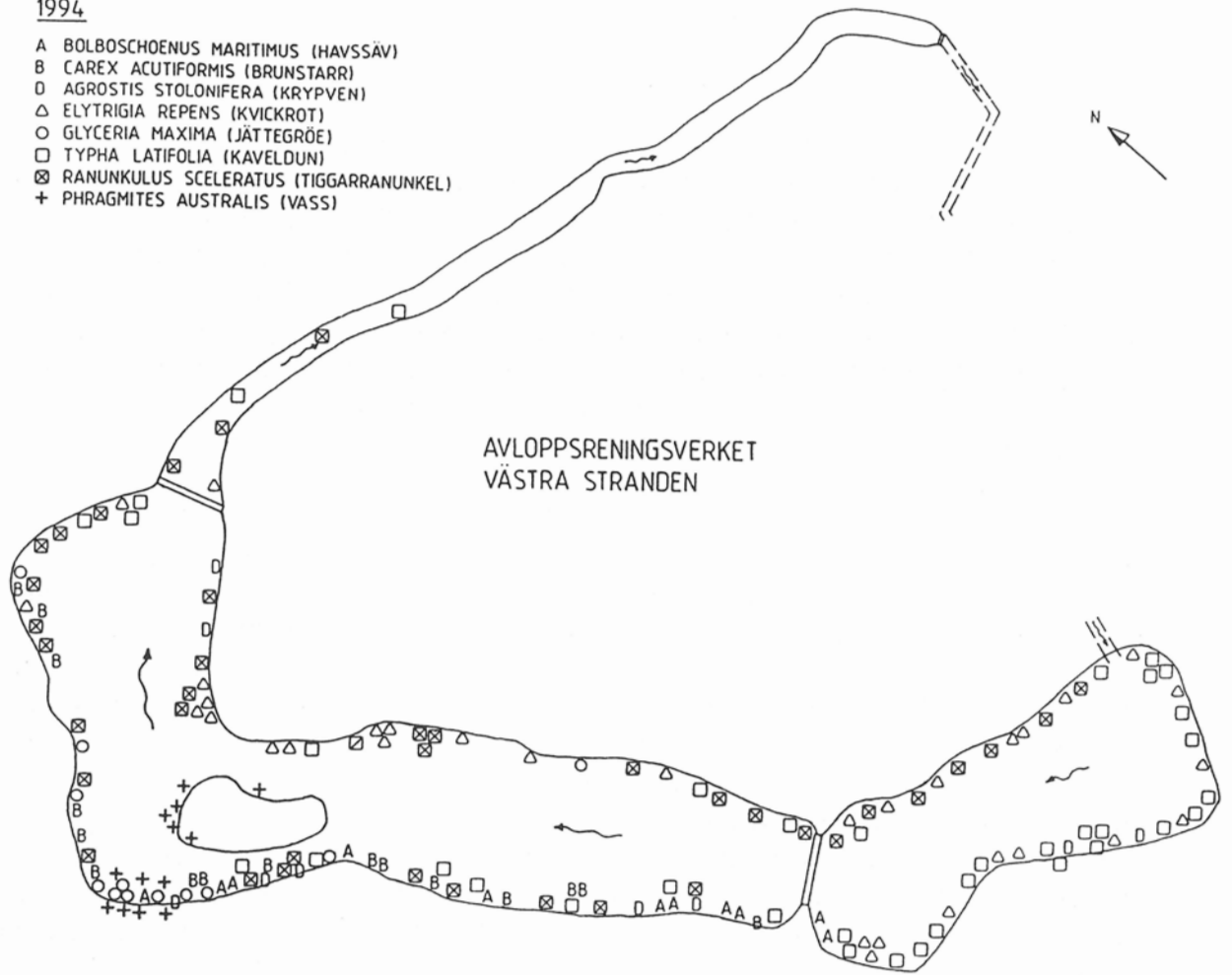
Några erfarenheter kring driften av dammarna

Den naturliga etableringen av växter runt dammarna har varit mycket påtaglig. Kort efter det att dammarna grävts upp sommaren -92 sattes ett mindre antal plantor ut längs strandkanten. Redan 1994, bara två år efter anläggningen byggdes, hade antalet växter i eller alldeles i anslutning till de båda dammarna stigit till inte mindre än 133 arter!! Alla tillkomna växter har etablerats vegetativt eller med fröspridning. Ytterligare två år senare återfanns 140 arter. Sannolikt kommer antalet arter framöver att minska något på grund av att det nu råder en stark konkurrenskraft mellan vissa arter. I efterföljande växtkartor framgår hur växternas fördelning av dominanta arter utvecklats under de fem åren.



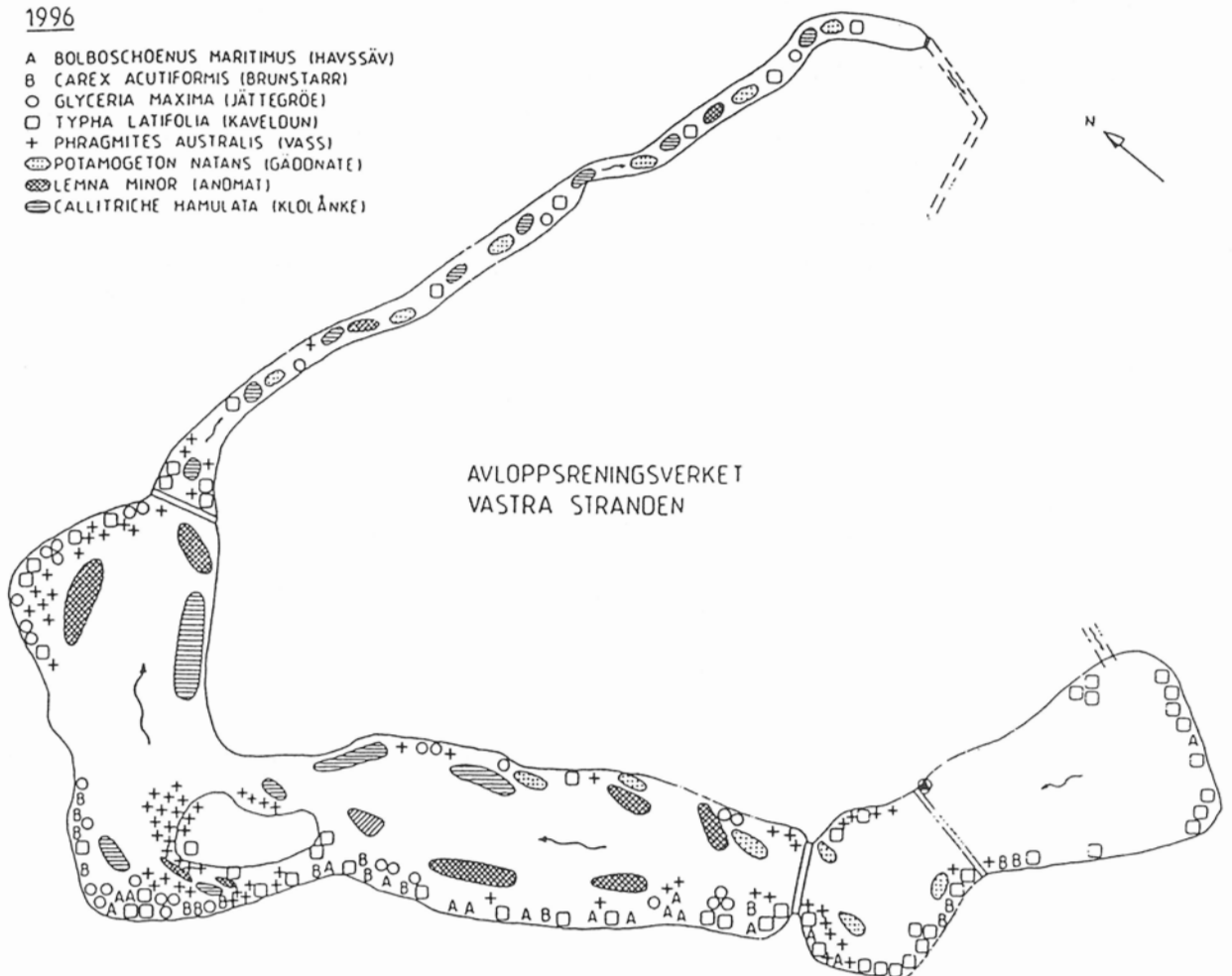
1994

- A BOLBOSCHOENUS MARITIMUS (HAVSSÄV)
- B CAREX ACUTIFORMIS (BRUNSTARR)
- D AGROSTIS STOLONIFERA (KRYPPVEN)
- △ ELYTRIGIA REPENS (KVICKRÖT)
- GLYCERIA MAXIMA (JÄTTEGRÖE)
- TYPHA LATIFOLIA (KAVELDUN)
- ⊗ RANUNKULUS SCCELERATUS (TIGGARRANUNKEL)
- + PHRAGMITES AUSTRALIS (VASS)



1996

- A BOLBOSCHOENUS MARITIMUS (HAVSSÄV)
- B CAREX ACUTIFORMIS (BRUNSTARR)
- GLYCERIA MAXIMA (JÄTTEGRÖE)
- TYPHA LATIFOLIA (KAVELDUN)
- + PHRAGMITES AUSTRALIS (VASS)
- ⊖ POTAMOGETON NATANS (GÄDDONATE)
- ▨ LEMNA MINOR (ANÖMAT)
- ⊖ CALLITRICHÉ HAMULATA (KLOLÄNKE)



En gissning inför framtiden är att kaveldunet (*Typha latifolia*) och bladvassen (*Phragmites australis*) kommer att fortsätta sin frammarsch och framförallt konkurrera ut de mer marknära växterna. Den kraftiga etableringen av dessa växter har medfört vissa olägenheter i kanalen. Vid höga flöden lossnar t.ex. kaveldunets rötter mycket lätt från bottenstratum. Även utvecklingen av flytbladväxter har ställt till en del problem. Speciellt klolånken (*Callitriche hamulata*) tycks trivas alldeles utmärkt i kanalen och växer nu i rikliga bestånd. Vid upprepade tillfällen har lången släppt från underlaget och sedan ansamlats på gallret till den utgående ledningen. Efterföljande rensningsarbeten har varit både besvärliga och tidsödande.

Biodammarna har alltsedan speciellt för de många starten fågelintresserade blivit ett populärt utflyktsmål. Under vintrarna är dammarna för många fåglar viktiga som övervintringslokal. Regelbundet kan man se stora flockar med dykänder. Av andra arter som ses regelbundet kan nämnas sothöna, rörhöna, forsärla (två individer har under flera år övervintrat och häckat?). Ibland påträffas även sångsvan, salskrake, bläs- sked- berg- och gravand (häckar), kungsfiskare m.fl. Under somrarna har dammarna vid flera tillfällen kantats av upphetsade fågelskådare framför allt då vi haft besök av mer eller mindre sällsynta gäster som t.ex mindre sumphöna, rördrom, vattenrall och dvärgmå.

Fåglarna är ett uppskattat inslag, men det har börjat växa fram farhågor om att mängden övervintrande fåglar kan skapa ett problem? Stora mängder vattenväxter betas och rycks loss från strandkanten. Grumlingseffekterna kan stundom vara betydande och misstänks kunna orsaka utlösning av fosfor och kväve i samband med resuspension? En negativ inverkan av fåglarnas fekalier kan heller inte uteslutas.

Hur kan vi utveckla driften av dammarna vidare:

Kommande beslut i tillståndsfrågan avgör behovet av att förändra verksamheten ytterligare. Beslut skall tas under våren -97. Om beslutet innebär att villkoren kommer att sättas till 8 mg N/l resp. 0.3 mg P/l i utgående vatten, måste reningsverket förmodligen byggas ut. Funktionen av befintligt biodammsystem klarar inte av att med säkerhet rena vattnet till denna lägre nivå. Däremot finns goda förhoppningar om att klara halter motsvarande 10 mg N/l och 0.4 mg P/l. De senare halterna anser vi med tanke på omständigheterna också vara väl motiverade av både miljömässiga- och ekonomiska skäl. Oavsett vilket beslut som tas i tillståndsfrågan, kommer utvecklingsarbetet som pågår med dammarna att fortsätta. Nedan uppräknade arbeten kommer förhoppningsvis att kunna utföras under de närmaste 1-2 åren.

- * Maskinrensat galler i anslutning till utgående ledning
- * Försök med fastläggning av fosfor i damm II med kemikalietillsats (CaCO_3 ?)
- * Inpumpning av växtbiomassa till röt-kammarna
- * Fastställa om det sker någon denitrifikation i dammarna
- * Ta fram teknisk lösning för att kunna ta bort växtbiomassa samtidigt som dammarna är i drift.

Sammanfattning:

De viktigaste erfarenheterna efter fyra års drift av Västra strandens biodammar kan sammanfattas i följande punkter:

- * Avskiljningen av suspenderade ämnen och fosfor fungerar (efter ombyggnaden) som förväntat. I dammarna fastläggs/sedimenteras ca 1/10 mg P/l och ca 4-5 mg susp.
- * Avskiljningen av kväve har hittills varit obetydlig. Under 1997 finns dock förhoppningar om att kunna "plocka bort" 1-2 mg/l i dammarna.
- * Biodammarnas kapacitet, förutsatt att reningsverkets processer kan drivas optimalt, medger sannolikt - "att vi varaktigt kan klara utsläppshalter motsvarande 10 mg N/l (riktvärde, år) samt 0.4 mg P/l (riktvärde, månad)". Att med nuvarande system klara 8 mg/l N resp. 0.3 mg/l P bedöms som mindre troligt.
- * På grund av biodammarnas begränsade volym finns behov av ett system för kontinuerligt avlägsnande av sedimenterat slam (susp).
- * Spridningen av växter har varit explosionsartad. 1996 dominerade kaveldun (*T. latifolia*), bladvass (*P. australis*) och klotånke (*C. hamulata*).
- * Den stora ansamlingen av fåglar, speciellt vintertid, kan vara ett problem. I samband med födosök betas många vattenväxter, vilket ger grumlingseffekter i vattnet. Tillsammans med fåglarnas fekalier kan man anta att det tidvis sker en viss utlösning av fosfor och kväve, vilket negativt påverkar reningsresultatet?
- * I samband med höga flöden och nivåförändringar i biodammarna släpper framförallt vissa växter med svaga rotsystem lätt från botten och följer med utgående vatten. Vid större ansamlingar är risken stor för dämning/igensättning av utgående ledning. Finns ett behov av en automatiserad mekanisk avskiljare för växtdelar.

Halmstad 15 januari 1997

Lars Ohlsson

Västra Strandens reningsverk
Småbåtsgatan 2
302 38 Halmstad
tel. +4635138035
fax. +4635215892

Biological phosphorus and nitrogen removal - process configurations and optimisation

Bjørnar Nordeidet, Norwegian Institute for Water Research (NIVA), Oslo, Norway
Erik Norgaard, NIVA, Grimstad, Norway
Bengt Göran Hellström, RUST VA-PROJEKT, Sweden

1. Introduction

As a consequence of international agreements on the reduction of nutrient inputs (among others the North Sea Ministerial Declarations) increased nutrient removal (Nitrogen and Phosphorous) will be required at some sewage treatment plants in countries surrounding the Baltic and the North Sea.

Removal of phosphorus from waste water was introduced in Scandinavia in the late 1960s. In the Nordic countries, efficient removal of phosphorous from sewage has almost exclusively been achieved by chemical precipitation. However, a general tendency in recent years has been an increase in treatment plants which base phosphorus removal on biological processes alone or in combination with filtration and/or minimum use of chemicals.

The reason for the increasing use of so called bio-P removal is mainly due to:

- A lower sludge production compared with the sludge production from chemical precipitation plants
- Bio-P sludge as a possible valuable P/N-fertiliser
- An increasing number of biological treatment plants for organic matter and nitrogen removal (bio-N) which easily can be upgraded to combined bio-P and bio-N removal

This paper gives a general introduction to various types of process configurations used for bio-P and combined bio-P/N removal, together with a brief introduction on how these processes can be optimised.

2. Basic principles of biological phosphorus and nitrogen removal

Introduction

Selection of the optimal configurations for achieving biological P- and N-removal must be based upon basic knowledge about the different microbiological processes taking place in the different units. Microbiological phosphorus removal is dependent on a complicated series of

processes of which all the details are still not agreed upon. However, lasting research over the last 20 years or so at different research centres and a steadily increasing number of bio-P removal plants world-wide, have led to a common understanding on the important mechanisms.

Biological nitrogen removal will be mentioned only briefly in this paper as it is assumed that it is a well known process.

Figure 1 shows a flow chart of a combined biological P- and N- removal configuration based on the 3-stage Phoredox process (A^2O). The figure illustrates where the actual microbiological processes take place in the plant and how the concentrations of nutrients change as the sewage flows through the plant. The dilution of sewage caused by the recirculation streams is also included.

Biological phosphorus removal

Enhanced biological phosphorus removal (EBPR) is accomplished by a specialised group of bacteria, which under alternating anaerobic and aerobic conditions will have a phosphorus uptake exceeding by far the normal metabolic requirements of the biomass. This rather broad group of micro-organisms will take up phosphate under aerobic conditions and store it as polyphosphate. Phosphorus removal is achieved through removal of excess bio-P sludge. The phosphorus content in bio-P sludge normally varies between 2 and 6 % (dry weight basis). The content is dependent on the sewage quality, the relevant process configuration and how the plant is operated.

The key to achieve effective EBPR is to:

1. Ensure alternating anaerobic and aerobic conditions optimal for the active micro-organisms
2. Ensure high concentrations of short chained volatile fatty acids (SCVFA) in the anaerobic stage

The poly-P bacteria need alternating anaerobic and aerobic conditions in order to build up internal storages of respectively polyalkanoates and polyphosphate. In the anaerobic stage the poly-P bacteria uses the energy which becomes available during hydrolysis of polyphosphate chains to transport SCVFA's over the cell membrane and use them as building stones in the synthesis of polyalkanoates (Poly- β -hydroxybutyrate = PHB or Poly- β -hydroxyvalerate = PHV) inside the bacteria cell. Under aerobic conditions the polyalkanoates are used as carbon substrate and energy for growth. The internal storage of polyalkanoates gives the poly-P bacteria a competitive advantage compared to other heterotrophic micro-organisms.

The ability of poly-P bacteria to store polyphosphate in the aerobic stage is directly dependent on the presence of VFA in the anaerobic stage.

A more detailed description of the factors effecting bio-P removal can be found in Wentzel et al. (1991) or in the Activated Sludge Model No. 2 (Henze et al., 1995).

Furthermore, from many experimental tests it has been reported that some poly-P bacteria are able to denitrify (Bortone et al., 1996). This process is often referred to as biological anoxic phosphorus uptake, which means that some poly-P bacteria are able to accumulate polyphosphate during nitrate respiration. This can be an advantage, because the denitrifying poly-P bacteria will reduce the overall need for carbon substrate in case denitrification is needed. On the other hand, if denitrification is not wanted, it will be a disadvantage because the anoxic poly-P bacteria can denitrify in the anaerobic stage and consume the easily degradable carbon. By choosing optimal process configuration and control, these organisms can either be favoured or suppressed.

The shown concentrations in figure 1 of phosphate and VFA in the different stages indicate the biological reactions which take place. In the anaerobic stage (AN) phosphate is released simultaneously with an uptake of VFA. In the aerobic (AE) stage the poly-P bacteria accumulates phosphate and the result of these two processes is a net uptake of phosphorus in the excess sludge. Alternation of anaerobic and aerobic conditions is achieved through the recirculation of the activated sludge (RAS).

The figure also shows a small anoxic phosphorus uptake to illustrate that a small fraction of anoxic poly-P bacteria may be present. To achieve higher fractions of anoxic poly-P bacteria, other configurations are assumed to be more efficient (for example modified UCT, see section 3, or the Dephanox process (Bortone, 1996)).

In addition to the "true" bio-P removal by poly-P bacteria a significant amount of phosphorus will be removed by other mechanisms such as biologically mediated chemical precipitation (Me-P), normal metabolic phosphorus requirements (metabolism-P) and removal of particulate phosphorus with the sludge (part.-P). The relative importance of these mechanisms are strongly dependent of the waste water composition and operating conditions at the plant such as retention time and sludge age. Fractionation of excess sludge is necessary (e.g. according to de Haas, 1991) for a comprehensive understanding of a plant performance in relation to bio-P removal.

Biological nitrogen removal

Bio-N removal requires a two-step process, namely nitrification and denitrification. In figure 1 the flowsheet shows how the nitrate-rich nitrified waste water is recirculated from the aerobic zone (AE) to the anoxic zone (AX) where nitrogen is removed by denitrifying bacteria.

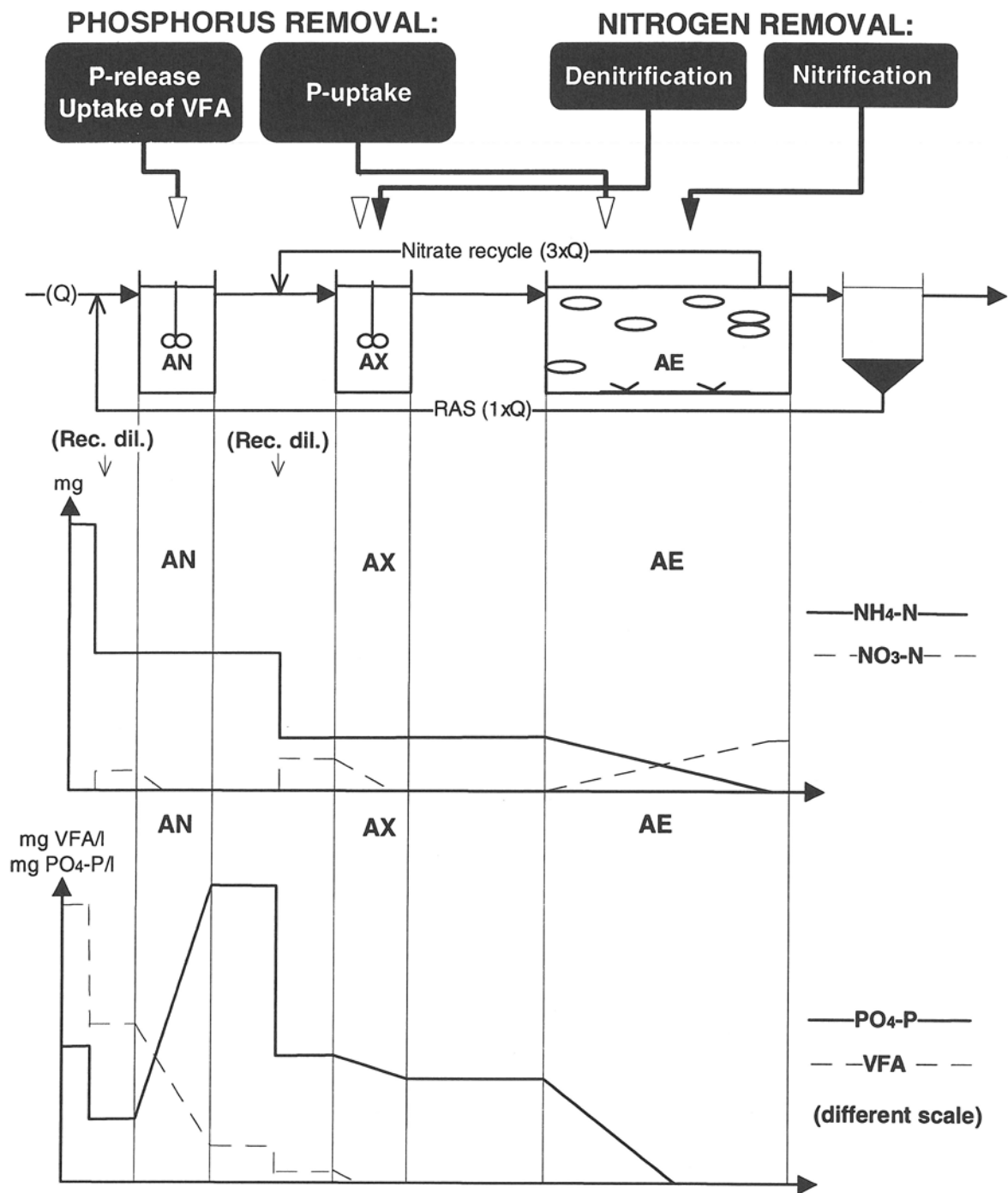


Figure 1. Example of ideal biological P- and N- removal based on the 3-stage Phoredox process (A^2O). AN, AX and AE equal to anaerobic-, anoxic- and aerobic zones respectively. (Note that dilution due to recirculation streams, named "Rec.dil." in the figure, is included).