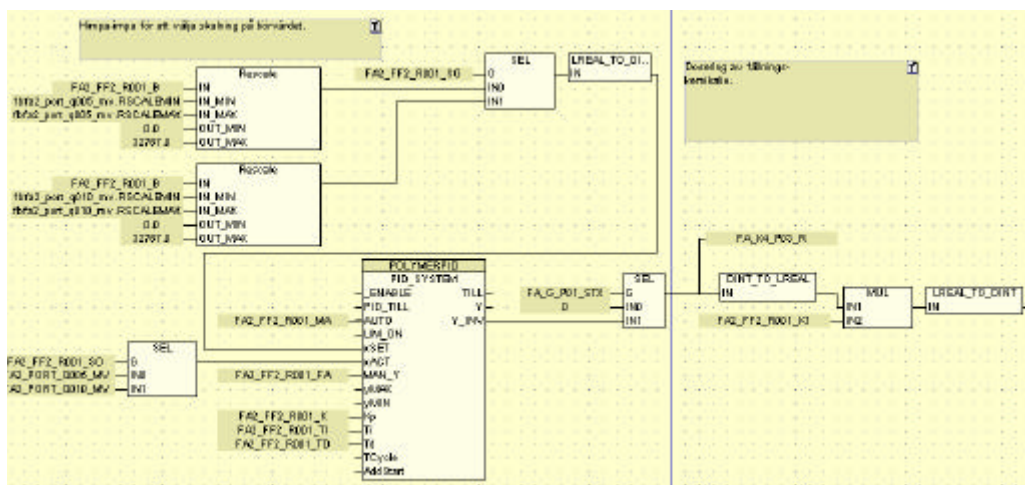


Undersökning av efterfällning i ett sandfilter

A Study of Chemical Precipitation in a Rapid Sand Filter

Anders Wester, MP / Uppsala Universitet



En undersökning av efterfällning i ett sandfilter

A study of chemical precipitation in a rapid
sand filter

Anders Wester

Referat

En undersökning av efterfällning i ett sandfilter

Anders Wester

Efterfällning av fosfat och suspenderat material i sandfilter är vanligt förekommande på reningsverk idag. Kombinationen biologisk fosforrening och efterfällning i sandfilter har utvärderats i Linje 1 vid Sjöstadverket, Stockholm Vattens försöksreningsverk för hushållsavloppsvatten från Hammarby Sjöstad.

En utförlig studie av den kemiska fällningen i ett sandfilter har genomförts för att se hur denna kan effektiviseras. Faktorer som behandlats är val av fällningskemikalie, inblandningsteknik, behovsstyrd dosering av fällningskemikalie samt backspolning av sandfilter och diagnos av filtermaterial.

Olika typer av fällningskemikalier har utprovats i fällningsförsök i laboratorieskala. Avloppsvattnet från Hammarby Sjöstad har höga koncentrationer av näringsämnen, suspenderat material och organiskt material. Vid analys av filtrat från veckfilter (retention 4 µm) uppvisar de mer högladdade – polymeriserade – fällningskemikalierna störst fosfatreduktion. Vid membranfiltrering (retention 0,45 µm) är fosfatreduktionen likartad för alla testade fällningskemikalier. De polymeriserade produkterna ger som väntat störst laddningsneutralisation av kolloider.

Behovsstyrd dosering av fällningskemikalier i form av PI-reglering har utvärderats i Linje 1. Strategin verkar lovande, men en förutsättning är tillförlitlig online-mätning. Förfiltrering av provvatten till fosfatanalyser har testats och verkar förbättra online-mätningen. Framkoppling som komplement till PI-reglering kan förbättra regleringen, speciellt i detta fall då tidsfördröjningen i processen är stor. Dock har utvärderingsperioden av framkoppling kantats av problem med online-mätningen, vilket gör att ingen längre tids effekt av framkoppling kan uppvisas.

Backspolning av sandfilter kan vara avgörande för en långsiktigt god drift. Backspolning kan utföras på olika sätt och rekommendationen är att omväxlande spola med luft och vatten. Försök har visat att backspolning med omväxlande luft och vatten är effektivare än enbart vattenspolning på att extrahera suspenderat material ur sandfiltret.

Nyckelord: kemisk fällning, koagulering, flockbildning, fosfat, zeta-potential, fällningskemikalier, sandfilter, backspolning, processreglering, PID-regulator, framkoppling.

Abstract

A study of chemical precipitation in a rapid sand filter

Anders Wester

Tertiary treatment by rapid sand filtering to control the effluent levels of phosphate and suspended solids is a common treatment method at Swedish wastewater treatment plants. A combination of enhanced biological phosphorous removal (EBPR) and final treatment by dosage of a chemical precipitant ahead of a rapid sand filter, has been evaluated in treatment line no. 1 at Sjöstadsverket, a pilot plant of Stockholm Vatten AB for different state-of-the-art wastewater treatment techniques. The wastewater is domestic sewage from Hammarby Sjöstad, a new residential area under construction in south central Stockholm.

The approach of this project is a broad view of chemical precipitation in connection to rapid sand filtering, with the goal of improving the overall effectiveness of the process. Factors considered are choice of precipitant, mixing techniques, demand-based dosage of the precipitant, backwashing of the filter and diagnosis of the filter material.

Different types of chemical precipitants have been tested in jar tests. The sewage has a rather special character, having high concentrations of nutrients, suspended solids and organic material. Analysis of the filtrate from a folded filter (retention 4 μm) shows that the highly charged – polymerized – precipitants have the highest phosphate reduction. Using a membrane filter (retention 0,45 μm), the phosphate reduction is similar for all products. As expected, the polymerized precipitants have the highest charge neutralisation of colloids.

Demand-based dosage of the precipitant by PI-control has been applied in treatment line no. 1 at Sjöstadsverket. The technique is promising, but relies entirely on reliable online measurement of phosphate levels. Prefiltering of the sample for analysis has been tested and seems to improve the online measurement. Feedforward control as a complement to PI-control can improve the process control, especially in this case when the dead time of the process is long. Unfortunately, the period of evaluation of the feedforward control was disturbed by problems with the online measurement. Therefore no effect of feedforward control over a longer period of time can be presented.

The automatic maintenance of a rapid sand filter – backwashing – can be crucial for a long-term satisfactory performance of the filter. Different designs of backwashing can be made and the recommendation is alternating air scour and water wash. Experiments have shown that alternating air scour and water wash is more effective than solely water wash in creating abrasion and extraction of suspended solids.

Keywords: chemical precipitation, coagulation, flocculation, phosphate, zeta potential, chemical precipitants, rapid sand filter, backwashing, process control, PID-controller, feedforward control.

Department of Information Technology, Division of System and Control, Uppsala University.
ISSN 1401-5765

Förord

Detta examensarbete har utförts på uppdrag av Stockholm Vatten AB och är ett delprojekt inom aeroba processer för Hammarby Sjöstad. Projektet har genomförts under hösten och vintern 2004/05 på Sjöstadsverkets Linje 1, en av fyra försökslinjer för ny reningsteknik. Examensarbetet har utförts inom ramen för civilingenjörsprogrammet i miljö- och vattenteknik vid Uppsala universitet och omfattar 20 poäng.

Först och främst, ett varmt tack till handledarna Mats Ekman, doktorand på Institutionen för informationsteknologi, Avdelningen för systemteknik, Uppsala universitet och Berndt Björleinius, projektledare för Sjöstadsverket, Avloppsreningsavdelningen, Utvecklings- och investeringsenheten, Stockholm Vatten AB.

Jag vill tacka personalen och övriga examensarbetare på Sjöstadsverket för denna tid, särskilt driftsansvarig Lars Bengtsson, mät- och processtekniker Fredrik Petterson och examensarbetare Jonas Karlsson, miljö- och vattenteknik, för gott samarbete vid vissa moment. På Stockholm Vatten vill jag även rikta ett tack till Lena Jonsson och Rachel Davies, Avloppsreningsavdelningen, Utvecklings- och investeringsenheten och Rolf Wolfe, driftsansvarig på Henriksdals reningsverk.

För tillhandahållande av fällningskemikalier och information skall följande personer omnämnas: Jonas Bengtsson, CDM AB, Claes Antelius, Kemira Kemwater AB, samt Catharina Andersson, Archemi AB. Jonas Bengtsson demonstrerade generöst en analysutrustning på Sjöstadsverket och denna tillhandahölls för laborativt arbete inom detta examensarbete.

För hjälp med frågor kring styrsystemet vill jag tacka Mikael Andersson, Benima AB.

Ämnesgranskare för detta examensarbete var Bengt Carlsson, professor på Institutionen för informationsteknologi, Avdelningen för systemteknik, Uppsala universitet. Examinator var Allan Rodhe, professor på Institutionen för geovetenskaper, Uppsala universitet.

Uppsala, juni 2005

Anders Wester

Innehåll

1	<i>Inledning</i> -----	7
1.1	Syfte -----	8
2	<i>Bakgrund</i> -----	9
2.1	Näringsämnet fosfor -----	9
2.2	Avloppsvattnets sammansättning-----	9
2.3	Beskrivning av Linje 1-----	10
2.3.1	IT och styrsystem-----	11
2.3.2	Processutformning för bio-P-----	12
2.4	Teori-----	12
2.4.1	Biologisk fosforavskiljning -----	12
2.4.2	Kemisk fällning -----	13
2.4.3	Sandfilter-----	17
2.4.4	Processreglering -----	22
3	<i>Metod och material</i> -----	25
3.1	Fällningsförsök-----	25
3.1.1	Labutrustning och analysmetoder-----	25
3.1.2	Fällningskemikalier -----	27
3.1.3	Försöksmetodik-----	27
3.1.4	Fällningsförsök i fullskala-----	28
3.2	Analys av avloppsvattnet -----	29
3.2.1	Dygnsanalys av avloppsvattnet-----	29
3.2.2	Veckoanalys av avloppsvattnet-----	30
3.3	Undersökning av filtermaterial -----	30
3.3.1	Siktkurva-----	30
3.4	Backspolning-----	31
3.4.1	Beskrivning av reglering -----	31
3.4.2	Backspolningsstrategier -----	31
3.5	Reglering av fällningskemikalie-----	33
3.5.1	Stegsvar och lambdametoden-----	33
3.5.2	PID-regulator med statisk framkoppling-----	34
4	<i>Resultat</i> -----	35
4.1	Fällningsförsök-----	35
4.1.1	Fällningsförsök i laboratorieskala -----	35
4.1.2	Fällningsförsök i fullskala-----	39
4.2	Reglering av fällningskemikalie-----	40
4.2.1	PI-reglering-----	41
4.2.2	PI-regulator med framkoppling -----	44
4.3	Diagnos och underhåll av sandfilter -----	45
4.3.1	Backspolning-----	45
4.3.2	Siktkurvor-----	48
4.4	Utvärdering av bio-P-----	48
4.4.1	Dygnsanalys av avloppsvattnet-----	48
4.4.2	Veckoanalys av avloppsvattnet-----	49

5	Diskussion	50
5.1	Fällningsförsök	50
5.1.1	Fällning i laboratorieskala	50
5.1.2	Fällning i fullskala	51
5.1.3	Prisjämförelse fällningskemikalier	51
5.2	Processreglering	52
5.3	Siktkurvor	53
5.4	Backspolning	53
5.5	Utvärdering av bio-P	54
5.6	Felkällor	54
6	Slutsatser	55
	Referenser	57
	Tryckta	57
	Internet	58
	Muntliga referenser	59
	Bilagor	1
	Bilaga 1. Funktionsblockmodellering	1
	Bilaga 2. Samband mellan turbiditet och absorption	1
	Bilaga 3. Fällningskemikalier	2
	Bilaga 4. Fällningsförsök	4
	Bilaga 4.1 Katjonbehov och rekommenderad dos	4
	Bilaga 4.2 Katjonbehov och halverad rek. dos	4
	Bilaga 4.3 Katjonbehov och halverad rek. dos	5
	Bilaga 4.4a Successivt ökande dosering	7
	Bilaga 4.4b Successivt ökande dosering	7
	Bilaga 4.5 Fällningsförsök med bestämda molkvoter	8
	Bilaga 4.5a Veckfiltrering, låg dos	8
	Bilaga 4.5b Veckfiltrering, hög dos	9
	Bilaga 4.5c Membranfiltrering, låg dos	10
	Bilaga 4.5d Membranfiltrering, hög dos	10
	Bilaga 5. Veckoanalys sandfilter	11
	Bilaga 6. Stegsvvar och beräkning av PI-parametrar med lambdametoden	12
	Bilaga 7. Halter av fosfat-P och kemikaliedosering, dec. 2004	13
	Bilaga 8. Backspolning	14
	Bilaga 9. Triggning av backspolning	15
	Bilaga 10. Siktkurvor	15
	Bilaga 11. Dygnsprovtagning	16
	Bilaga 12. Veckoanalys bio-P	18

1 Inledning

Sedan 2000 har Stockholm Vatten AB bedrivit ett VA-projekt vid *Sjöstadsverket*, ett försöksreningsverk för bostadsområdet Hammarby Sjöstad i Stockholm. Målet med stadsbyggnadsprojektet Hammarby Sjöstad är att det ska utformas med stor miljövänlighet. Detta återspeglas i den s k Hammarbymodellen, vilket är en kretsloppsmodell för energi-, avfalls-, och vattenhantering som Stockholm Vatten AB har varit med och utvecklat tillsammans med andra aktörer. Området kring Hammarby sjö är ett gammalt industri- och hamnområde som ska genomgå en förvandling fram till 2012, då det ska vara en modern stadsdel med 30 000 boende och arbetande personer.

Miljömålen för vatten och avlopp kan sammanfattas i följande punkter:

- Vattenförbrukningen skall minskas med 50 % jämfört med genomsnittet för nyproduktion i innerstad från mitten av 1990-talet.
- Ca 95 % av fosfor i BDT-vatten (bad, disk och tvättvatten), urin och fekalier skall återföras till jordbruket.
- Halten av tungmetaller och andra farliga ämnen skall reduceras med 50 %.
- Gränserna för halter av näringsämnen är 6 mg/l för kväve och 0,15 mg/l för fosfor.

För att få ett avloppsvatten som har minimalt med miljöfarliga föreningar skall information till hushållen minska användningen av miljöfarliga kemitekniska produkter och felaktigt handhavande av rester. Utan tillförsel av dagvatten minskas halterna av tungmetaller. Då finns det större chans att de biologiska processerna kan fungera bra och att slamkvaliteten blir god.

För att uppnå miljömålen ovan visade sig det befintliga reningsverket Henriksdalsverket vara otillräckligt, varför ett beslut om ett nytt reningsverk togs där ny teknik kunde utvärderas. Sjöstadsverket är ett samarbete mellan Stockholm Vatten AB och flera konsulter, högskolor/universitet och leverantörer. Projektet är uppdelat i två etapper. I den första bedrivs försök fram till 2007 i fyra olika linjer, som sammantaget belastas med avloppsvatten från 600-1000 pe (personekvivalenter). Dessa är placerade i en tidigare slamförtjockarbyggnad intill Henriksdalsverket, i tre runda hallar. Var och en av dessa linjer har ett medelflöde på 1,2 m³/h och ett dimensionerande flöde på 1,6 m³/h, vilket svarar mot ca 150 pe. Rening av avloppsvatten från upp till 300 pe är då möjligt om vattenbesparingsmålet uppnås. Man testar ny teknologi inom avloppsvatten- och slambehandling: membran- och filterteknik, aeroba (luftade) och anaeroba processer, mätinstrument samt IT med styr- och reglerstrategier. Dessa jämförs med avseende på reningsgrad, resursåtervinning, ytbehov, investerings- och driftskostnad.

Efter utvärdering av resultaten kommer i en andra etapp beslut att tas om byggande av ett lokalt reningsverk för hela Hammarby Sjöstad, ungefär 15 000 pe.

En av dessa linjer, Linje 1, är i princip en kopia av det intilliggande Henriksdalsverket: aerob rening med aktivslam och biologisk kvävereduktion, men kompletterad med möjlighet till biologisk fosforreduktion (bio-P). Denna anläggning stod till förfogande för praktiska försök inom detta examensarbete. Linje 1 modifierades för bio-P-drift och i ett avslutande reningssteg tillämpades kemisk fällning i ett sandfilter – efterfällning. Med rätt processutformning kan vissa mikroorganismer under sin metabolism binda upp en ansenlig del av den lösta fosfor till slammet, vilket kan avskiljas från vattenfasen. Det finns en rad

fördelar med denna processutformning, bl a resurssparande genom att låta en stor del av fosfor reduceras på naturlig, biologisk väg och därmed minska tillsats av fällningskemikalier.

Det finns en lång tradition av kemisk fällning av fosfor i Sverige. Då kraven på ökad kväverening kom på 80-talet, byggdes ett flertal reningsverk om för att även kunna ha biologisk fosforrening. Biologisk fosforrening började utvecklas på 60-talet och i en kartläggning av svenska reningsverk 2001, visade det sig att ca 30 reningsverk hade bio-P i full- eller testskala (Borglund, 2004).

Efterfällning var den första metoden för fosforrening som tillämpades i Sverige, till följd av ökade reningskrav. Därför byggdes ett nytt, tredje reningssteg för fosforrening på reningsverken. Med dagens kunskap skulle förmodligen inte lika många efterfällningsverk ha byggts, då man anser att minst lika bra resultat går att få med rening i två steg – förfällning och biologisk rening. Kostnaden för denna utbyggnad anses idag av många som onödig (Hansen, 1997b). Dock blir fosfor lätt att avskilja med efterfällning och utgående halt av suspenderat material blir mycket låg.

1.1 Syfte

Efterfällning i ett sandfilter av fosfat och suspenderat material ska studeras med målsättningen att den ska effektiviseras. Innan sandfiltret doseras fällningskemikalie för att kontrollera reduktionen av fosfat och suspenderat material. Processen som studeras utgörs då av doseringen av fällningskemikalie och den efterföljande sandfiltreringen.

Fällningsförsök i laboratorieskala ska genomföras med olika typer av fällningskemikalier, för att ge rekommendation till fullskaleanvändning. Fällningsförsök i fullskala ska göras med en ny fällningskemikalie, som visat goda resultat i laboratorieskala.

Behovsstyrd dosering av fällningskemikalie ska utvärderas speciellt med avseende på att minska användningen av denna. Reglerstrategin som ska tillämpas är PID-reglering i kombination med framkoppling. Regulatorn ska trimmas genom enkla försök, inklusive stegsvarsanalys.

Underhåll av ett sandfilter görs med backspolning och olika backspolningsstrategier ska utvärderas för att få så effektiv rengöring som möjligt med minimal mängd spolvatten.

I det biologiska reningssteget tillämpas biologisk fosforrening, bio-P. Dess funktion påverkar efterfällningen i sandfiltret och mängden fällningskemikalie som krävs. En kort utvärdering av belastningen från det biologiska steget ska göras för att visa på förutsättningarna för det avslutande reningssteget.

2 Bakgrund

2.1 Näringsämnet fosfor

Fosfor är ett näringsämne som vid stort överskott i en recipient kan få förödande konsekvenser för en sjös ekosystem: det sker en övergödning, vilket resulterar i överproduktion av vissa organismer, främst alger. En ökad produktion medför ökad nedbrytning, som resulterar i syrefattiga förhållanden på botten där den döda algmassan ansamlas. Detta faktum kan få allvarliga återverkningar på de flesta organismer i en sjö, diversiteten minskar och till slut har man en igenväxande sjö med få arter som klarar av de nya förhållandena.

Fosfor har till skillnad från kväve inget naturligt kretslopp mellan atmosfären och biosfären. Flödet av fosfor går från land till vatten och slutligen lagras fosfor i havens bottensediment. Fosfors frigörande till naturen sker genom dels vittring, dels brytning av fosfor mineral. Den större delen av vittringsprodukterna transporteras i inert form till sedimenten i hav eller stora sjöar. Den brutna fosfor används till industriell produktion av bl a gödselmedel och tvättmedel. Antropogena utsläpp (avloppsreningsverk, jordbruk och industrier) av fosfat ger ett stort tillskott i de akvatiska systemen (Ahlgren, 1999).

2.2 Avloppsvattnets sammansättning

Ett avloppsvatten kan beskrivas med ett antal parametrar, av organisk och icke-organisk art. Dessa är bl a

- suspenderat material
- organiskt material
- näringsämnen
- pH och alkalinitet.

Suspenderat material åtskiljs med ett 1,6 µm filter och det som passerar definieras som lösta partiklar.

Det organiska materialet utgörs av många olika föreningar. Flera analysmetoder har utarbetats och de baseras på oxidering av det organiska materialet, t ex BOD₇ (Biochemical Oxygen Demand, 7-dagars biokemisk syreförbrukning) och COD (Chemical Oxygen Demand).

Näringsämnena nitrat och fosfor kan delas upp i olika fraktioner: löst och suspenderad, organisk och icke-organisk. I ekvation 1 visas en indelning av fosfor i avloppsvatten.

$$C_{TP} = S_{PO_4} + S_{p-p} + S_{orgP} + X_{orgP} \quad (1)$$

där C_{TP} är total-fosfor, S_{PO_4} ortofosfat (löst, icke-organisk), S_{p-p} löst, icke-organisk polyfosfat, S_{orgP} löst organisk fosfor, X_{orgP} suspenderad organisk fosfor.

Polyfosfat består av flera ortofosfatmolekyler och sönderdelas i avloppsvatten till ortofosfat, som är en stabil form. Ekvation 2 visar huvudkomponenterna av den lösta fosfaten i pH-intervallet 5-11 (Henze, 1997).

$$S_{TP} = S_{H_2PO_4^-} + S_{HPO_4^{2-}} + S_{CaHPO_4(aq)} + S_{CaPO_4^-} \quad (2)$$

I ett vanligt obehandlat avloppsvatten utgör den partikulära fraktionen högst 30 % av all fosfor (Borglund, 2004). Biologisk behandling medför att andelen ortofosfat ökar, eftersom polyfosfat och organiskt bunden fosfat hydrolyseras (Henze, 1997).

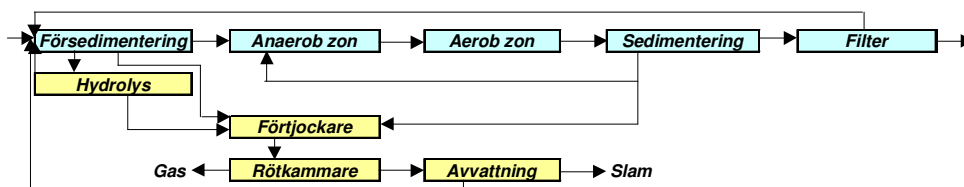
Alkalinitet ger ett mått på ett vattens förmåga att motstå pH-ändring, d v s dess buffrande förmåga. Den utgörs främst av kolsyrasystemet men även av hydroxidjoner och uttrycks i milliekvivalenter per liter av kalciumkarbonat. Vattenreningsprocesser, bl a kemisk fällning, påverkar alkalinitet (och pH). Hög alkalinitet försämrar den kemiska fällningen och en vanlig åtgärd är överdosering av fällningskemikalien (Henze, 1997).

Avloppsvattnet från Hammarby sjöstad är speciellt. Inget dagvatten (regn- och smältvatten) leds in till Sjöstadsverket. Följden blir att en förhållandevis mindre mängd föroreningar, t ex tungmetaller, tillförs avloppsvattnet samt att avloppsvattnets temperatur kan bli högre. Målet för vattenförbrukningen i Sjöstaden är att den ska vara hälften så stor som vid annan nybyggnation i innerstad, 100 L/pe/dag. Detta ska möjliggöras med resurssnål teknik för tvätt och toalett. Sammantaget ger detta ett mer koncentrerat vatten med avseende på (Bengtsson, 2003)

- suspenderat material
- organiskt material
- näringsämnen.

2.3 Beskrivning av Linje 1

Linje 1 är en nedskalad kopia av Henriksdals reningsverk och den har i ett inledande skede sedan starten 2003 körts med biologisk kväverening och kemisk fällning, med avloppsvatten från Hammarby Sjöstad. Detta har gjorts för att få en jämförelse i slamaktivitet och slamkvalitet med Henriksdalsverket. Flödet är ungefär 1,2 m³/h för att den organiska belastningen skall vara densamma. Linje 1 består av inloppspump, rensgaller, försedimentering, anaeroba, anoxiska och luftade reaktorer, eftersedimentering och sandfilter (fig. 1).



Figur 1. Linje 1: aerob rening med aktivslam och biologisk kväve- och fosforrening (från Björnlénus, 2003a).

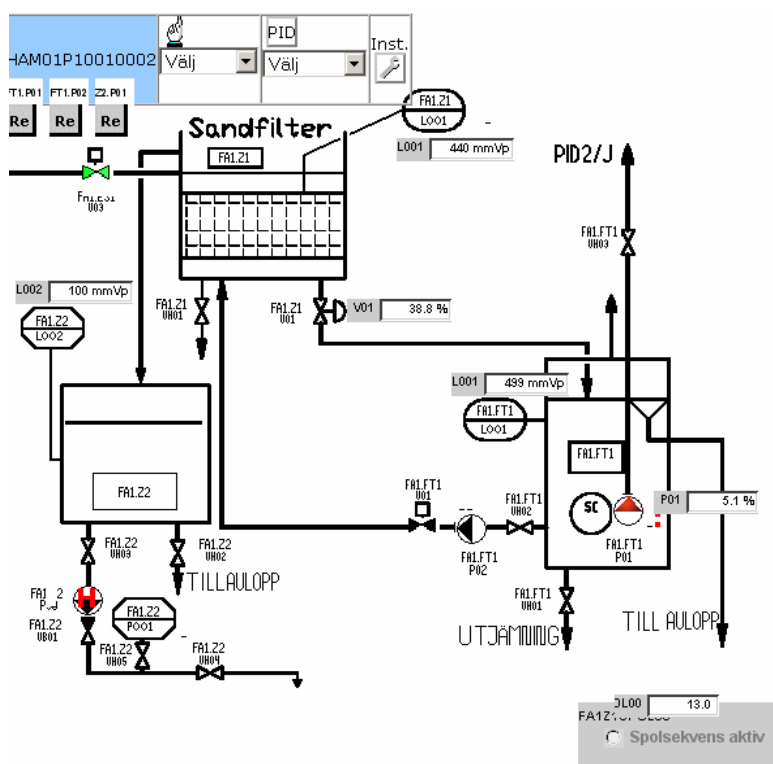
Linje 1 är dimensionerad för biologisk kväverening. I det fall biologisk fosforrening körs, finns förbikopplingar mellan några av reaktorerna för att få minskad uppehållstid och lägre slamålder. Slammets förtjockas, rötas och avvattnas. Linje 1 är en referens till övriga linjer (Björnlénus, 2003a). I tabell 1 anges specifikation för Linje 1 och jämförelse av dimensioner med fullskala.

Tabell 1. Dimensioner för Linje 1 samt jämförelse med fullskala (Björlerius et al, 2001).

Anläggningsdel	Försöksanläggning		Fullskala
	Volym (m ³)	Yta (m ²)	
Försedimentering	2,5	1,1	80 m ²
Bioreaktor (6 st.)	6 x 5	6 x 1,4	Anaerob: 155 m ³ Aerob: 270 m ³
Eftersedimentering	5,4	2,5	155 m ²
Sandfilter	0,85	0,28	23 m ²
Hydrolyt	0,77	0,4	-
Förtjockare	0,30	0,44	47 m ²
Rötkammare	12	-	580 m ³

2.3.1 IT och styrsystem

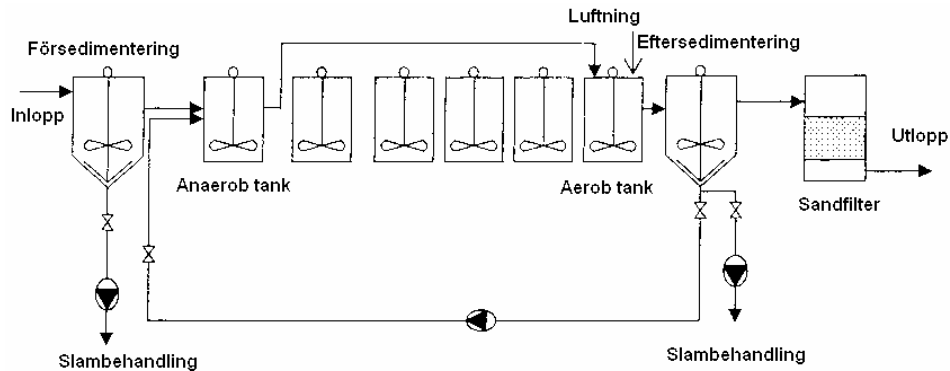
Styrsystemet för processlinjerna är webbaserat (fig. 2). Det baseras på så kallad soft-PLC med programvaran 4Control från Softing (Andersson, pers. komm., 2005). En vanlig webbläsare fungerar som användargränssnitt. Styrsystemet är baserat på funktionsblockmodellering (bilaga 1). Stockholm Vatten har en applikation för utvärdering, Wastesystemet, som styrsystemet exporterar insamlade data till. En målsättning med styrsystemet är att det ska vara en förutsättning för mer avancerad reglering, t ex modellbaserad reglering.



Figur 2. Processbild över sandfiltret, Linje 1. Till vänster om sandfiltret en spolvattentank och till höger en filtrattank.

2.3.2 Processutformning för bio-P

Inför drift med bio-P tömdes Linje 1 på det järnhaltiga slammet. Med ett uppbyggt aktivslam ska följande betingelser möjliggöra biologisk fosforavskiljning: medelflöde på 1,2 m³/h och användning av tankar 1 och 6 – alternativt även tank 5 (fig. 3). Den oluftade tank 1 drivs med omrörning och tank 6 (och 5) med luftning, ca 2 mg O₂/l. Slamreturen till tank 1 är ca 1,6 m³/h. Slamavdrag görs så att slamåldern blir lämplig: högst 4 dygn vid 15 °C, 2 dygn vid 20 °C eller 1 dygn vid 25 °C (Björleinius, 2003b).



Figur 3. Försöksuppställning för drift med bio-P: tank 1 och tank 6 används i Linje 1 (från Björleinius, 2003b).

2.4 Teori

2.4.1 Biologisk fosforavskiljning

Näringsämnen, däribland fosfor, tas upp av mikroorganismer i en aktivslamprocess då de tillväxer. Erfarenheten är att ca 30 % av fosfor i vattnet binds upp i biomassan och därmed övergår till slam (Carlsson och Hallin, 2003). Denna fosforreduktion brukar benämnas fosforassimilation. Det finns bakterier som har en speciell förmåga att ta upp mer fosfor än vad som behövs för tillväxt. De kallas för poly-P-ackumulerande bakterier eller bio-P-bakterier. Genom att utforma processen på ett för dessa bakterier passande sätt, kan man få ytterligare fosforreduktion, så kallad bio-P.

Bio-P innebär att bakterierna i växlande anaeroba och aeroba förhållanden släpper ifrån sig, respektive tar upp ortofosfat (PO₄) under nyttjande av lättillgängligt organiskt material. Det blir i gynnsamma fall ett nettoupptag av fosfat. Det är möjligt att reducera fosfor med 97 % med biologisk fosforrening, men processen kan uppvisa stora variationer (Sala, 2003).

Vad krävs då för en lyckad bio-P-process? Det är gynnsamt med god tillgång på lättillgänglig kolkälla och anaerob miljö (Carlsson och Hallin, 2003). Lättillgängligt kol är korta, flyktiga fettsyror som tillförs med avloppsvattnet – eller bildas genom fermentation och hydrolys av lättnedbrytbart organiskt material vid anaeroba förhållanden. Om inte anaeroba förhållanden råder, d v s om syre eller nitrat finns närvarande, kan fakultativa bakterier använda dessa vid upptag av fosfor. Istället för fosforutsläpp sker då även fosforupptag och därmed hämmas den biologiska fosforreduktionen.

Fördelar med biologisk fosforreduktion gentemot kemisk fällning av fosfor är lägre kostnader för fällningskemikalier, mindre slammängder och bättre näringsinnehåll i slam. Nackdelen är att biologisk rening är en känsligare process som kan kräva lång tid för uppstart (Borglund, 2004).

2.4.2 Kemisk fällning

Kemisk fällning av fosfor inbegriper i stort två processer, dels fällning av den lösta fosfaten, dels en flockbildande effekt. Det senare innebär att partiklar i vattnet kan aggregeras till följd av att deras laddning reduceras. Därmed reduceras också den partikulära fraktionen av fosfor. Många faktorer påverkar kemisk fällning, t ex avloppsvattnets sammansättning, typ av fällningskemikalie, kemikaliedos, effektivitet hos inblandning av fällningskemikalie och pH (Eriksson och Rutberg, 1996).

Järn- och aluminiumbaserade fällningskemikalier är de mest använda. Det är nödvändigt med en hög laddning hos metalljonen och *Fe* eller *Al* är ur kostnads- och hälsosynpunkt de bästa. Järnjonen kan ha laddningen +2 och +3. Den lägsta laddningen för aluminium är +3. Om fällningskemikalien modifieras, kan metallkomplex med högre laddning fås. Produkten kallas för *polymeriserad* fällningskemikalie. Det går t ex att bilda aluminiumkomplex med laddning från +4 till +7 och antalet aluminiumjoner i dessa komplex kan vara upp till 13 stycken (Hansen, 1997a).

Trevärda (trivalenta) Fe- och Al-joner skrivs ofta Fe^{3+} respektive Al^{3+} , men löst i vatten är metallen hydratiserad och den riktiga formeln är $\{Me(H_2O)_6\}^{3+}$. Metallen koordinerar sex stycken vattenmolekyler kring sig i en oktaederstruktur. Bindningen metall-syre är så stark att syre-vätebindningen försvagas och vätejoner tenderar att avges. Då bildas så kallade hydrolysisprodukter. Det sker en stegvis substitution av H_2O genom protolys eller ren substitution av H_2O med OH^- (Benfield och Morgan, 1999). Beroende på koncentrationen av metallen och pH i lösningen, infinner sig en fördelning av olika hydrolysisprodukter av fällningskemikalien.

Om det finns tillräckligt mycket metall kan mononukleära komplex bilda polynukleära, vilka i sin tur kan bilda mikrokristaller och hydroxidfällningar. Vid lågt pH bildas den trivalenta metalljonen och positivt laddade komplex. Elektroneutrala föreningar och negativa föreningar ökar i koncentration med ökande pH. Polymeriserade föreningar ökar i proportion då komplexens laddning minskar, d v s vid högre pH (Bratby, 1980). Lösligheten av hydroxidfällningen har sitt minimum vid pH 6,2-6,7 för Al och pH 5,0-5,5 samt kring 8 för Fe (Hansen, 1997a). Därmed är de bästa förhållandena för kemisk fällning i praktiken då pH är något under neutralt (Eriksson och Rutberg, 1996).

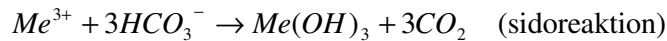
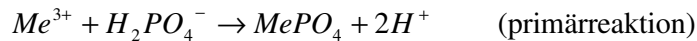
Kemisk fällning kan delas in i fyra processer (Henze 1996):

- fosfatfällning
- koagulering
- flockbildning
- separation.¹

¹ Beskrivs i kapitel 2.4.3, Processer vid filtrering.

Fosfatfällning

Fällning av fosfat sker identiskt för Fe och Al och kan förenklat beskrivas genom de två följande reaktionerna. Primärreaktionen är metalljonens reaktion med den lösta ortofosfaten (PO_4), då en fällning bildas. Metalljonen reagerar även med hydroxidjoner (alkaliniteten) i vattnet och bildar hydroxidkomplex.



Den bildade fällningen består av partiklar i kolloidstorlek, d v s mindre än 1 μm (Henze, 1996). De bildade hydroxidkomplexen har funktionen som flockningsmedel. Mycket små partiklar kan fastna i dessa voluminösa flockar. Denna typ av flockning kallas *svepkoagulering*. Partiklar sveps in i ett moln av hydroxider. Reaktionerna är försurande.

Graden av komplexbildning för PO_4 med metallen beror på koncentrationen OH^- i lösning. Med minskande pH ökar då möjligheten för PO_4 att koordinera med metalljonen (Ødegaard, 1975).

Koagulering

Avloppsvatten har till större delen negativt laddade partiklar, kolloider, som kan vara hydrofila eller hydrofoba. I regel är organiska kolloider hydrofila och icke-organiska är hydrofoba (Henze, 1996). Laddningen hos hydrofila kolloider härrör huvudsakligen från dissocierade ändgrupper på kolloidytorna, t ex hydroxyl-, amino- och karboxylgrupper. Dessa benämns även funktionella grupper. Hydrofoba kolloider får sin laddning genom adsorption av joner från det omgivande vattnet. Hydrofila partiklar interagerar med det omgivande vattnet genom vätebindningar och omges av ett lager av bundet vatten.

De hydrofila kolloidernas amino-, hydroxyl-, och karboxylsyragrupper fungerar som syra eller baser, d v s protolyseras eller protoniseras omväxlande beroende på vattnets pH (amfoterisk egenskap). Vid det pH där nettoladdningen är noll, har kolloiderna nått den isoelektriska punkten. För organiska partiklar i avloppsvatten ligger denna vid pH 3-5 (Henze, 1996). Detta gör att avloppsvatten i regel är negativt laddat, då dess pH vanligtvis är nära neutralt.

Den så kallade primärladdningen vid partikelytan hos hydrofoba kolloider drar åt sig motsatt laddade joner, motjoner. Dessa neutraliserar delvis ytlagret och ett elektriskt s k dubbelskikt bildas. Närmast partikeln finns ett ”fixerat skikt” med motjoner, som är fäst vid partikeln. Detta är omgivet av ett större diffust skikt som gradvis närmar sig samma koncentration av joner som den omgivande vätskan.

Zeta-potential kallas den potential som kan mätas då partiklarna i en lösning utsätts för ett elektriskt fält. Denna parameter ger information om stabiliteten hos kolloiderna, d v s i vilken grad partiklar med samma laddning repellerar varandra. Även andra faktorer spelar in då det gäller stabilitet, vilket gör att analys av zeta-potential får ses som en fingervisning.

Mekanismerna för destabilisering (koagulering) skiljer sig åt för hydrofoba och hydrofila kolloider, främst i det att elektrostatiska effekter är frånvarande för hydrofila kolloider. Mekanismer för koagulering av hydrofoba kolloider är (Bratby, 1980):

- Komprimering av elektriska dubbelskiktet genom ökad jonstyrka.
- Adsorption av metallföreningar till kolloidytter – ytladdningsneutralisation.
- Icke-organiska (och organiska) polymerbryggor: polymeriserade metallkomplex kan fästa vid en kolloid och nå ut till andra kolloider.
- Infångande av kolloider genom metallhydroxider – svepkoagulering.

För hydrofila kolloider sker koagulering genom koordinationsreaktioner mellan metallkomplexen och funktionella grupper på partikelytan (det hydratiserade skiktet), som fungerar som ligander. Då tillräckligt många komplex tillsammans med OH^- och H_2O bildats, sker en fällning av dessa (Bratby, 1996).

Vilka mekanismer som verkar beror på dos av fällningskemikalie, koncentration av partiklar i lösning och pH (Bratby, 1980). Även inblandning av fällningskemikalien inverkar. Om inblandningen är ineffektiv bildas en stor andel metallhydroxider, vilket ger svepkoagulering.

Ett vattens *katjonbehov* innebär den mängd motjoner som behöver tillsättas för att destabilisera kolloiderna (i huvudsak göra deras ytor neutrala), så att primärpartiklar (flockar) kan bildas (Bengtsson, pers. komm., 2004). De flockar som bildas har en storlek på 10-50 μm . Vid destabilisering blir den repulsiva kraften ointetgjord och van der Waal-krafter dominerar, vilket gör att partiklar i vattnet kan aggregeras. Van der Waal-krafter är spontana elektriska och magnetiska polariseringar som gör att det uppkommer ett fluktuerande elektromagnetiskt fält inom och mellan partiklar.

Flockbildning

Primärpartiklar kan bilda flockar, som har en diameter i storleksordningen $d_p > 100 \mu\text{m}$. Flockbildningen gör att partiklar kan sedimentera och lättare separeras från avloppsvattnet. Under flockbildningen kan även primärpartiklar återbildas genom uppbrytning av flockar. Flockbildning sker i två stadier (Bratby, 1980):

1. *Perikinetisk* flockbildning (diffusion), direkt efter destabilisering.
2. *Ortokinetisk* flockbildning, då diffusion ej längre verkar.

Perikinetisk flockbildning är av diffusionsartad karaktär (Brownisk diffusion). De minsta partiklarnas rörelser styrs mer av diffusion (vattenmolekyler rörelser) än av gravitation. Ortokinetisk flockbildning uppkommer på grund av hastighetsgradienter, vilket ökar chansen för partikelkollision. Hastighetsgradienter kan bildas vid laminärt flöde t ex genom ett sandfilter, vid sedimentering och omrörning.

Inblandning av fällningskemikalie

En förutsättning för god kemisk fällning är effektiv inblandning av fällningskemikalien. Fällningskemikalien hydrolysisprodukter måste snabbt spridas ut så att de kan reagera med fosfat och kolloider. Risker är annars att metallhydroxidfällning dominerar och ger

svepkoagulering. De flockar som bildas då är mer känsliga och bryts lättare upp (Hansen, 1997a).

Ett i det här sammanhanget grundläggande begrepp är det så kallade G-värdet. G-värdet är ett mått på turbulensen i vätskan vid inblandning och beskrivs i ekvation 3 (Henze, 1996).

$$G = \left(\frac{W_v}{\mu_a} \right)^{1/2} \quad (3)$$

W_v = tillförd effekt per volymsenhet vätska ($Wm^{-3} = kgm^{-1}s^{-3}$)

μ_a = absolut viskositet ($kgm^{-1}s^{-1}$)

För optimala förhållanden ska inblandningen ske inom bråkdelen av en sekund, men i praktiken är en god inblandningstid ett par sekunder (Arthursson, 1991). Det är viktigt att fällningskemikalien fördelas jämnt i vattenflödet. Pluggflöde vid inblandningszonen är önskvärt för att alla förbipasserande vätskeelementen ska omblandas med lika intensitet.

Tekniker för snabb omblandning är

- dynamisk omblandning
- statisk omblandning.

Dynamisk omblandning innebär att turbulens skapas genom omrörare eller luftinblåsning. I statisk omblandning utnyttjas vattnets rörelseenergi i en turbulent zon (Arthursson, 1991).

Dynamisk omblandning har generellt nackdelen att energi måste tillföras och särskilt vid användning av omrörare kräver utrustningen kontinuerligt underhåll. Fördelen är att omrörare skapar bra turbulens. Luftinblåsning är en vanlig och enkel metod som i regel inte kräver ombyggnad. En nackdel är att den skapade turbulensen inte fördelar sig homogent och bildade flockar slås lätt sönder. Erfarenheten är att luftinblåsning är svår att styra till goda resultat (Arthursson, 1991).

Statisk omblandning kräver ingen extra energitillförsel. Exempel är statisk rörmixer, insprutning genom nedsänkt grind och fördelning i överfall. Dessa metoder kräver ett jämnt flöde. Igensättning kan vara ett problem.

En strategi för att öka effektiviteten hos inblandningen är utspädning av fällningskemikalien före inblandning. Utspädningen bör dock inte vara större än att pH överstiger 3 (Arthursson, 1991).

Under efterföljande flockningsfas ska vattnet vara under omrörning så att partiklar kan stöta på varandra och aggregeras. Detta kan möjliggöras med dynamisk eller statisk omblandning. Omrörningen ska dock inte vara för kraftig så att flockarna slits sönder.

Fällningskemikalier

Vanliga, icke-polymeriserade fällningskemikalier har ett begränsat pH-intervall för god fällning. Al kräver ett pH < 7,5 för att bilda positivt laddade hydroxider, medan Fe klarar detta vid något högre pH (Arthursson, 1991).

Polymeriserade aluminium- och järnprodukter har två fördelar (Henze, 1996):

1. De reducerar mängden metalljoner som ”går till spillo” genom sidoreaktioner i form av hydroxider.
2. De ger utökad reduktion av organiskt material.

Schultze och Hardy har härlett ett samband mellan koncentrationen av en koagulant, som behövs för destabilisering genom komprimering av det elektriska dubbelskiktet, och dess laddning (ekvation 4).

$$C = \frac{K}{Z^6} \quad (4)$$

C = koncentration, K = konstant, Z = laddning.

Koncentrationen är omvänt proportionell mot laddningen upphöjt till 6. Det krävs alltså väldigt mycket lägre koncentration av en fällningskemikalie med större laddning (Bratby, 1980). I praktiken beror dock laddningsneutralisationen även på en rad övriga faktorer, t ex pH, temperatur och jonstyrka (Hansen, 1997a).

AVR är en beteckning för produkter som är en blandning av aluminium och järn. Dessa är i regel bättre på att binda löst fosfor jämfört med mer högladdade produkter med järn eller aluminium (Hansen, 1997a).

2.4.3 Sandfilter

Då det gäller separation av partiklar, är filtrering genom ett granulärt medium näst vanligast efter sedimentering. Det vanligaste materialet för filtrering är sand. Ofta används flera lager med olika kornstorlekar.

Det finns två typer av sandfiltrering för olika användningsområden: långsam och snabb filtrering. Den förra används vanligen inom dricksvattenrening. Som en jämförelse är filtreringshastigheten i ett sandfilter för avloppsvattenrening ca 40 ggr snabbare.

Ett filter kan vara av gravitations- eller trycktyp, vilka är två sätt att skapa en hydraulisk gradient över filterenheten. Gravitationsfilter är i kontakt med omgivande luft och egenskaperna hos en konstant vattenpelare och partiklars sedimentationsegenskaper utnyttjas. I ett tryckfilter tillämpas förhöjt tryck i ett slutet kärl för transport av vattnet. Synonymt kallas dessa typer av filter även för nedströmnings- respektive uppströmningstyp.

Ett sandfilter av gravitationstyp består i princip av en bassäng, som till viss del är fylld med ett filtermaterial av något slag, vanligen sand. Avloppsvatten får filtrera genom detta material och en nära konstant vattenpelare hålls över filtret. Nedtill rinner det renade vattnet in i en dräneringskammare och kan ledas vidare.

Viktiga driftparametrar är *filtreringshastighet* och *filtergångtid* (Eriksson och Rutberg, 1996). Filtreringshastigheten är dimensionerande för ett filter. En rekommendation för ett generellt sandfilter är en filtreringshastighet på ca 12 m/h, vilket för ett givet medelvärdesflöde av processvatten ger en lämplig filterarea (Cheremisinoff, 1995).

Filtreringshastigheten fås genom att dividera flödet q (m^3/h) med tvärsnittsarean A (m^2) av filtret (ekvation 5).

$$\text{Filtreringshastighet} = \frac{q}{A} \quad (5)$$

Filtret sätts successivt igen av suspenderat material och flödet genom filtret reduceras. Vattennivån ovanför filtret ökar på grund av det ökade motståndet i filtret. Maximalt tryckfall (terminal head loss) innebär den maximala vattennivå ovanför filtret som tillåts. Då denna nivå har nåtts måste filtret rengöras för att kunna fungera tillfredsställande igen. Tiden mellan rengöring - backspolning - kallas gångtid eller en filtercykel. Denna bestäms av halten suspenderad substans (SS) i vattnet och slamlagringskapaciteten hos filtret. En uppskattning av gångtiden fås genom ekvation 6 (Eriksson och Rutberg, 1996).

$$\text{Filtergångtid} = \frac{S_{ack}}{v(S_{in} - S_{ut})} \quad (6)$$

S_{ack} = filtrets slamlagringskapacitet, $\text{kg SS}/\text{m}^2$

v = filtreringshastighet, m/h

S_{in} = halt suspenderad substans i inloppet, $\text{kg SS}/\text{m}^3$

S_{ut} = halt suspenderad substans i utloppet, $\text{kg SS}/\text{m}^3$

De viktigaste faktorerna för sandfiltrets funktion är (Tillman, 1993)

- lämplig dosering av fällningskemikalie
- god inblandning och flockbildning
- väl fungerande biologiskt steg.

Det är viktigt att det biologiska reningssteget är så stabilt som möjligt. Slammet ska ha goda sedimenteringsegenskaper så att filtret inte överbelastas. Då det gäller valet av fällningskemikalie kan en aluminiumprodukt vara att föredra, om problem med påväxt på sandfiltermaterialet har visat sig. Järnflockar fastläggs mer än aluminiumflockar på sandfilterkornen (Tillman, 1993).

Det är vanligt med två olika lager av sand med olika kornstorlekar, s k tvåmediafilter. Fördelen med flermediafilter är att de har större djupverkan och därmed längre gångtid (Eriksson och Rutberg, 1996). Det är vanligt att använda två olika material, t ex sand och expanderad skiffer, där den grövre skiffern placeras överst. Skifferkornen har inte lika mycket sfärliknande form som sand och det gör att porositeten för en skifferbädd är något högre (Cleasby och Logsdon, 1999). Densiteten skiljer sig också i regel åt mellan olika filtermaterial. Filtermaterial med högre densitet placeras då underst, så att bäddlagren omblandas så lite som möjligt, t ex efter backspolning.

De grövre kornen har visserligen sämre förmåga att kvarhålla suspenderat material, men fördelen är att det inte blir så snabb ökning av tryckfallet i filtret. De suspenderade partiklarna fördelar sig jämnare med djupet. De finare kornen har motsatta egenskaper. De stoppar effektivt partiklar som tar sig ner till denna nivå, men skulle leda till snabbare igensättning av filtret om de placerades överst. Detta lager är en effektiv barriär mot *genombrytning*. Genombrytning är ett fenomen där tryckfallet över filtret blivit så stort att

en stor del av de uppfångade partiklarna lossnar och följer med vattnet genom filtret (Eriksson och Rutberg, 1996).

Tryckfallet över filtret är proportionellt mot filtreringshastigheten och omvänt proportionellt mot kornstorleken. Det översta lagret är kritiskt för tryckfallsstegringen. Därför ger grövre korn överst goda hydrauliska egenskaper hos filtret. I jämförelse med finare korn, har grövre korn bättre förmåga att vid ett ökat tryckfall kvarhålla suspenderat material (Cleasby och Logsdon, 1999).

Det är en avvägning mellan mängden fina och grova kornstorlekar för att få så goda resultat som möjligt. En karakterisering av kornstorleksfördelningen med de två begreppen *effektiv storlek* och *olikformighetstal* ger ett verktyg för att kunna göra denna avvägning. Effektiv storlek, d_{10} , är den storlek där alla partiklar som är mindre utgör 10 viktsprocent av hela mängden; på lika sätt definieras d_{60} . Olikformighetstalet är kvoten mellan dessa två storlekar, d_{60}/d_{10} . Erfarenheten har visat att en god filtrering och ekonomiskt försvarbar drifttid mellan backspolning fås då $d_{10} = 0,35-0,55$ mm och $d_{60}/d_{10} = 1,5-3$ (Cheremisinoff, 1995).

Tjockleken av bädden och storleken på filterkornen är sammanlänkade på så sätt att en djupare bädd kräver grövre filterkorn för att filtret ska behålla önskvärda egenskaper. Begreppet *ekvivalent djup* av filterbädd anger kvoten bäddjup genom korndiameter, L/d . För filter med två eller fler bäddlager (kornstorlekar) har kvoten mellan bäddjupet och effektiva storleken föreslagits, L/d_e . För varje lager räknas då L/d_e ut och summan av dessa blir det viktade medelvärdet för hela bädden. Ett riktvärde för ett tvåmediafilter är $L/d_e \geq 1000$ (Cleasby och Logsdon, 1999).

Den viktigaste åtgärden efter karakterisering av filtermaterialet är att ta bort de fraktioner som är mindre än 80 % av den effektiva storleken. Dessa små korn kan bidra till ett mycket större tryckfall än förväntat av den effektiva storleken (Cheremisinoff, 1995). Vissa oönskade fraktioner kan tas bort genom *siktning*. Finare material med lägre densitet kan avlägsnas genom *sortering*: materialet trycks upp av en kraftig uppström till bräddningskanten och får sedan sjunka och sorteras enligt sina sedimentationsegenskaper. Fina, lätta partiklar hamnar då mestadels i ytlaget, vilket sedan kan skrapas bort från filterbädden. Flödet vid sortering kan vara betydligt större än vid backspolning – för att få rätt effekt (Jonsson, pers. komm., 2005).

Processer vid filtrering

Vid filtrering genom ett sandfilter sker både yt- och djupfiltrering. I ett snabbt, mekaniskt filter sker mest djupfiltrering, inte minst då grövre korn är överst. Vid djupfiltrering sker en långsammare höjning av tryckfallet med tiden och ackumulering av partiklar än vid ytfiltrering. Vid ytfiltrering bildas en filterkaka som kan försvåra backspolning (Cheremisinoff, 1995). Skjuvningskrafterna som verkar på partiklar vid filterytan beror på filtreringshastigheten och vätskans viskositet.

Filtreringen av suspenderat material sker på olika sätt. De större partiklarna kvarhålls mekaniskt på sin väg genom den alltmer sammanpackade bädden, d v s de fastnar i utrymmen som är för små för passage. De minsta partiklarna adsorberas till filterkornen. De måste då först transporteras från det genomströmmande filtervattnet in till den vätska som finns mellan filterkornen och som inte är i direkt kontakt med filtervattnet, den så

kallade interstitialvätskan. Flödet genom bädden är i princip laminärt och de små partiklarna (0,1-0,5 μm) följer flödesriktningen såvida inte någon transportmekanism ändrar deras riktning. Transportmekanismer är sedimentation, infångande (eng. interception) och diffusion (Cleasby och Logsdon, 1999). Hydrodynamiken påverkar denna transport och bestäms av fysikaliska egenskaper som bl a storlek och form hos filterkornen och filtreringshastighet.

Då de små partiklarna är nära filterkornen beror graden av adsorption på hur destabiliserade dessa är, d v s hur stor den repellerande elektrostatiska kraften är mellan filterkornen och partiklarna. Om den är tillräckligt liten kan van der Waal-krafter dominera och partiklar kan adsorberas till filterkornen (eller tidigare adsorberat material). Detta kallas *kontaktfällning*.

Backspolning

Rengöring av sandfilter görs med backspolning. Genom så kallade dysor i botten spolas filtret med ett kraftigt vattenflöde. Spolvattnet avleds i toppen av filtret och kan ledas tillbaka till inloppet av reningsverket för att filtreras (eller sedimenteras) igen. Det är viktigt med en bra backspolningsrutin för att få en långsiktigt god drift av sandfiltret. Backspolning kan göras på olika sätt, t ex med luftspolning som komplement.

Backspolning behövs då tryckfallet blir för stort i filtret eller då utgående vatten visar försämrade, ej acceptabla värden. Genombrytning av suspenderat material kan inträffa om backspolningsdesignen inte är tillräckligt bra. Andra faktorer som har inverkan på risken för genombrytning är mediet (storlek och djup), flöde och motståndskraft hos deponerat material att stå emot skjuvande krafter inuti bädden (Cleasby och Logsdon, 1999). Biologiska flockar är starkare än kemiska flockar från föregående kemisk fällning med Al och Fe (Cheremisinoff, 1995).

Det gäller att hitta en övre gräns för tryckfall och en lämplig filtreringshastighet för att undvika genombrytning, liksom en filtreringshastighet som inte ger alltför snabb tryckfallsstegring. För filter med drifttid mer än 24 timmar är det filtreringshastigheten som har den största inverkan på kvaliteten hos det filtrerade vattnet (Cheremisinoff, 1995).

Backspolningsflödet är 5-10 ggr högre än filtreringshastigheten (Eriksson och Rutberg, 1996). Detta flöde lyfter filterbädden, som då blir fluidiserad. Det är lämpligt med en 15-30 % expansion av filterbädden (Cleasby och Logsdon, 1999). Under det expanderade tillståndet är filterkornen inte i kontinuerlig kontakt med varandra, de vibrerar och kan skrapa mot varandra så att adsorberat material kan lösgöras. En rekommenderad backspolningshastighet för att få denna effekt är ca 37 m/h (Cheremisinoff, 1995). Det är fördelaktigt att gradvis öka spolflödet i början av en backspolning för att inte få oönskad effekt. Vid fullt påslaget backspolningsflöde från början kan s k boils inträffa: sand som är ihopklumpad kan spricka upp eller flyttas som en massa genom filtermaterialet. Detta kan störa fördelningen av bäddlagren. Det är lämpligt att även gradvis minska flödet i slutet av backspolningen för att få en sortering (stratifiering) av filterbädden, där filterkornen kan sjunka tillbaka enligt sina sedimenteringsegenskaper (Cleasby och Logsdon, 1999). De ofta använda filtermaterialen sand och expanderad skiffer har ungefärliga densiteter $2,6 \text{ g/cm}^3$ respektive $1,7 \text{ g/cm}^3$ (Eriksson och Rutberg, 1996).

Olika komplement till backspolning är luftspolning samt rengöring av filterytan med vattenjet eller mekaniska rakor. Luft kan tillföras genom ett separat system eller genom spoldysorna. Samtidig eller omväxlande luft- och vattenspolning kan tillämpas. Rengöring - omrörning - av filterytan kan åstadkommas med kraftiga vattenstrålar från stationära eller roterande rör några centimeter ovanför filterbädden, riktade något nedåt. Detta får verka en stund före backspolning och avslutas en stund innan backspolningen avslutas. En annan metod är att använda mekaniska rakor som får röra om filterytan.

Strategier för backspolning med luft och vatten är

1. luftspolning, därefter vattenspolning
2. samtidig spolning med luft och vatten tills spolvattnet når utloppet
3. samtidig spolning med luft och vatten under hela backspolningen.

Dessa tre strategier lämpar sig bäst för olika filtermaterial; de två första för fin sand, två- eller tremediafilter samt antracit och den tredje för grövre sand och antracit (minst 1,00 mm effektiv storlek) (Cleasby och Logsdon, 1999).

Risken för materialflykt ökar då spolning med luft och vatten tillämpas samtidigt, och då krävs en noggrann utformning av sandfiltret och väl avvägda flöden för att minska denna risk.

Fördelen med luftspolning framför andra kompletterande metoder är att luftspolning verkar på i stort sett hela djupet av filterbädden och kan användas för olika dimensioner av filter. Luftspolning medför turbulens och omrörning i filterbädden, vilket kompletterar backspolningsvattnets verkan. Luften ”spolar” och vattnet lyfter upp det lösgjorda materialet (Jonsson, pers. komm., 2004).

Utloppet för spolvatten bör ligga ca 0,75-0,9 m över filterbädden. Den horisontella transportsträckan ska högst vara 0,9 m. Typiska värden för den totala mängden backspolningsvatten är 4-8 m³/m² filter/backspolning (Cleasby och Logsdon, 1999).

Den goda effekten av bäddexpansion – sortering – är troligen aldrig fullständig, utan kan störas av olikformigt flöde under backspolning, till exempel på det tidigare nämnda fenomenet boils. En annan orsak kan vara att vattenflödet inte är jämnt fördelat från dräneringssystemet, t ex om dräneringsrören är igensatta i olika grad. Det har visat sig att de bästa förhållandena för sortering är då backspolningsflödet precis får filterbädden att expandera (fluidisera) (Cleasby och Logsdon, 1999). En annan anledning till att använda måttligt backspolningsflöde är att förhindra att olika bäddlager blandas med varandra. Kornstorleksfraktionernas bulkdensitet är densiteten för korn plus det omgivande vattnet vid expansion av filterbädden. I regel expanderar mindre korn mer och får således en lägre densitet och sorteras överst i filterbädden. Omblandningen vid kontaktytan mellan två bäddlager ökar med ökat backspolningsflöde på att bulkdensiteten för de olika fraktionerna går mot likartade värden – inom 50-130 kg/m³ sker omblandning (Cleasby och Logsdon, 1999).

Problem som kan uppkomma om rengöringen av filtret inte är tillräcklig, är sprickbildning i filterbädden och sk mudballs – ihopklumpat sandfiltermaterial. Sprickbildning är en följd av otillräcklig rengöring under en tid, där suspenderat material har ansamlats på filterkornen och dessa har ökat i storlek. Filtret sätts ofta igen vid ytan längs kanterna och

där bildas dessa sprickor. Följden kan bli större penetration av partiklar ned i bädden och därmed troligen sämre kvalitet på det utgående vattnet. I värsta fall kan även igensättning och sprickbildning ske på djupet. Vid backspolning kan ihopklumpade partier slås sönder av vattenströmmen och det kan bildas klumpar av filterkorn med ansamlad material på ytan. Dessa kan variera i storlek från en ärtas storlek till 5 cm i diameter. Dessa kan få en densitet som gör att de kvarblir efter backspolning och kan sjunka allt djupare i filtermaterialet. Detta gör att tryckfallet ökar. En fördel i detta sammanhang med tvåmediafilter är att dessa klumpar kan kvarhållas mellan de två bäddlagren ifall de sjunker så djupt (Cheremisinoff, 1995). Kemikaliedosering innan sandfiltret ökar risken för ihopklumpning (Cleasby och Logsdon, 1999). Detta beror på de klibbiga, gelatinösa flockar som då bildas.

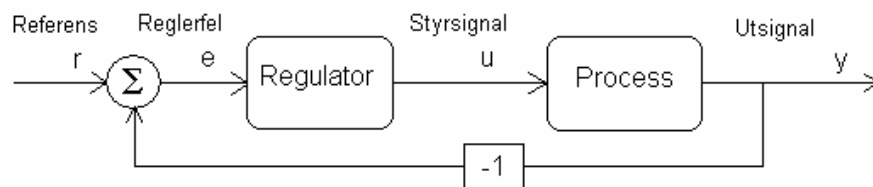
2.4.4 Processreglering

PID-reglering

En väl inarbetad och använd reglerstrategi idag är så kallad PID-reglering. Genom återkoppling från utgående signal från en process, kan styrsignalen modifieras utifrån en proportionell förstärkning (P), integrerande (I) och deriverande (D) verkan (fig. 4). Med Laplace-transform kan regulatorn beskrivas enligt ekvation 7.

$$U(s) = K\left(1 + \frac{1}{T_i s} + T_d s\right)E(s) \quad (7)$$

U är styrsignal och E, reglerfelet, är differensen mellan referenssignalen R och utsignalen Y. K är den proportionella förstärkningen av reglerfelet, T_i integreringstid och T_d deriveringstid. Koefficienten K är dimensionslös, T_i och T_d har enheten sekunder.



Figur 4. Blockschemata för återkoppling.

En regulator med endast proportionell förstärkning har nackdelen att den ger ett kvarstående reglerfel. Med integrerande verkan kan stationära reglerfel elimineras (Glad och Ljung, 1989). Med större K och $1/T_i$ fås en snabbare regulator, men en avvägning måste göras mellan snabbhet och instabilitet. En "slängig" styrsignal kan fås om regulatorn görs för snabb. Med för snabb regulator kan överkompensering för felet ske, med följderna att regleringen kan bli instabil. En åtgärd är att minska förstärkningen eller använda sig av deriverande verkan. Att använda utsignalens derivata kan ge bättre prestanda och stabilitetsegenskaper hos regulatorn (Glad och Ljung, 1989). Problemet är om utsignalen är brusig eftersom en derivering förstärker högfrekvent brus.

Framtagande av PID-parametrar

En vanligt sätt att få översiktlig information om processen som ska regleras är att studera det statiska förhållandet mellan insignal och utsignal. Detta kan göras både på det öppna och det återkopplade systemet. Det förra innebär att insignalen ställs på olika nivåer inom sitt arbetsintervall och den resulterande utsignalen noteras. Detta kan ge information om den statiska förstärkningen och eventuell variation av denna. Det senare betyder att olika börvärden inom ett intervall sätts och styrsignalen studeras. Dessa statiska undersökningar kan ge en känsla för hur lätt processen är att reglera, om den är stabil och hur störningar påverkar.

Vidare kan det dynamiska sambandet mellan styr- och utsignal undersökas. Den klass av system som studeras begränsas oftast till LTI-system: linjära, tidsinvarianta system. Det är enkelt att utsätta systemet för olika konstruerade, deterministiska insignaler, t ex impulser och steg.

Det finns olika metoder för att studera stegsvar. Tre (ideala) förutsättningar för stegvarsanalys är att (Åström och Hägglund, 1995)

1. systemet är i vila innan testet
2. det inte finns några mätfel
3. inga störningar påverkar systemet under experimentet.

De ovan nämnda villkoren är svåra att få uppfyllda i praktiken. Men de approximativa modeller som fås med dessa metoder kan vara tillräckliga för att få en uppfattning om hur PID-parametrarna ska väljas. Det finns stegvarsmodeller med två, tre och fyra parametrar. Den mest behandlade metoden har tre parametrar: statisk förstärkning K , tidskonstant T och tidsfördröjning L . Förstärkningen är den normalisering av utsignalens förändring som görs genom att dividera med styrsignalens förändring. Uppehållstiden för systemet, T_{ar} , är summan av tidskonstanten T och tidsfördröjningen L . Parametrarna bestäms ofta grafiskt, vilket kräver ett någorlunda lättolkat stegsvar. Parametrarna L och T kan bestämmas på olika sätt och används ofta för att trimma en PI(D)-regulator. En vanlig metod inom processindustrin är *lambdametoden*¹.

Svårigheter vid reglering

Ofta används modeller med låg ordning för att beskriva en process, vilket innebär en approximation. Detta gör att modellen är korrekt bara inom ett begränsat frekvensintervall. Dessutom beskrivs ofta en olinjär process med en linjär modell i en viss arbetspunkt. En lösning för att få bra reglering över hela arbetsintervallet för processen är parameterstyrning: olika uppsättning av parametrar hos regulatorn används för olika arbetsområden.

PID-reglering kan ge en dålig reglering under vissa förutsättningar, t ex processer med stor tidsfördröjning och av högre ordning. Kvoten mellan L och T_{ar} betecknas τ och kallas den *normaliserade tidsfördröjningen* (ekvation 8).

¹ Beskrivs i kapitel 3.5.1, Stegsvaret och lambdametoden.

$$\tau = \frac{L}{T_{ar}} = \frac{L}{L+T} \quad (8)$$

Den normaliserade tidsfördröjningen, τ , ger information om reglerbarheten hos processen. Värdet nära 1 indikerar på en process med ren tidsfördröjning. En sådan process är svår att reglera (Åström och Hägglund, 1995).

Störningar kan vara av olika karaktär och försvåra reglering. De olika typerna av störningar är (Åström och Hägglund, 1995)

- börvärdesändring
- varierande belastning
- mätbrus.

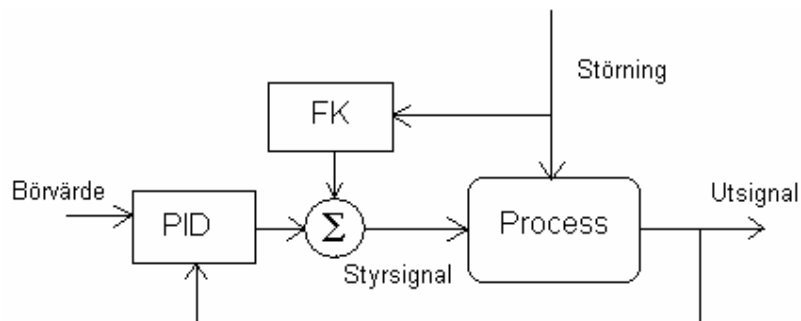
Den vanligaste störningen är varierande belastning, som ofta är lågfrekvent. Mätbrus kan vara dels högfrekventa fluktuationer, dels lågfrekventa kalibreringsfel. Det är möjligt att detektera ett kalibreringsfel om flera sensorer används (Åström och Hägglund, 1995).

Framkoppling

För att eliminera störningar effektivt kan det vara lämpligt att konstruera en regulator som verkar direkt på störningen och inte bara på reglerfelet. Detta är möjligt med framkoppling. Det krävs då att störningen kan mätas. Med framkoppling kan både långsamma och snabba, abrupta störningars inverkan minskas.

För att helt eliminera inverkan av en störning krävs en exakt matematisk modell av processen. Då en matematisk modell i realiteten inte till fullo kan beskriva den verkliga processen, elimineras inte störningarna helt. Men länken behöver nödvändigtvis inte vara dynamisk för att en någorlunda bra reduktion av den mätbara störningen ska erhållas. Även en statisk länk, en konstant term, kan vara tillräcklig (Åström och Hägglund, 1995).

Att kombinera återkoppling med framkoppling innebär att två reglerstrategier kompletterar varandra (fig. 5). Framkoppling är i fallet dynamisk länk ofta mer känslig för modellfel än återkoppling. Å andra sidan kan återkoppling ge instabilitet, vilket inte är fallet med framkoppling (Åström och Hägglund, 1995).



Figur 5. Kombinerad återkoppling och framkoppling. Styrsignalen bestäms utifrån reglerfelet och den belastning som råder vid varje tidssteg (efter Carlsson och Hallin, 2003).

3 Metod och material

3.1 Fällningsförsök

Fällningsförsök genomfördes i 1-litersbägare med omrörning. Snabb omrörning gjordes under 10 sekunder och därefter långsam omrörning i tre minuter. Efter fällning gjordes fosfatanalys, laddnings- och turbiditetsmätning. Analys gjordes på klarvattenfas samt filtrat från veckfilter (Munktell, retention 4 µm) och membranfilter (Schleicher & Schuell, retention 0,45 µm).

3.1.1 Labutrustning och analysmetoder

För fosfatanalys användes Dr Lange kyvtest, metoder LCK 348, 349 samt 350. Zeta-potentialmätning utfördes med en laddningsmätare från företaget CDM (se nedan i kap. Zeta-potentialmätning).

Turbiditet mättes med en spektrofotometer. Ett samband mellan turbiditet i enheten FNU (Formazine Nephelometric Units) och absorption upprättades, m h a en standardlösning (formalinpolymer) med känd turbiditet. Med olika spädningar av stamlösningen kunde två samband inom olika mätområden tas fram: 1-40 FNU och 40-250 FNU (Bilaga 2). Provkvyetterna hade volymen 50 ml respektive 10 ml för de två mätområdena.

Pipetter med volym 20-200 µl och 100-1000 µl användes för dosering av fällningskemikalier samt vid fosfatanalys. Utrustning för fällningsförsöken redovisas i tabell 2.

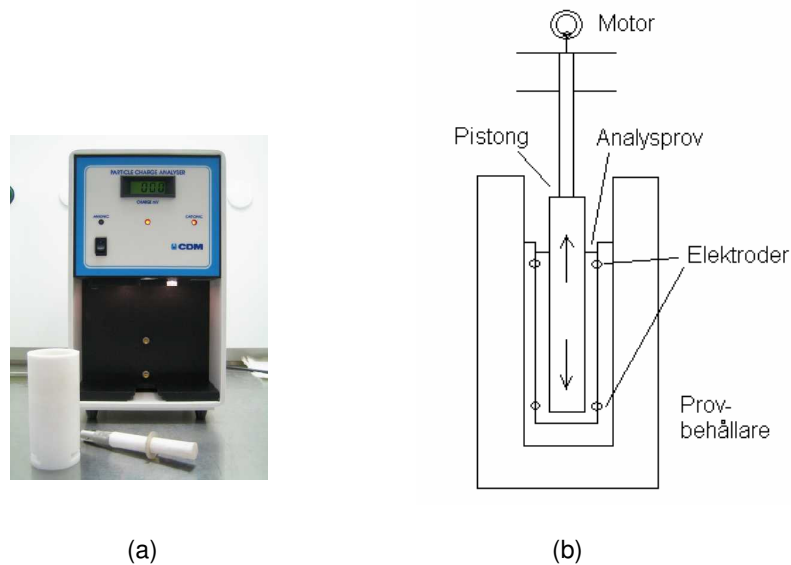
Munktell-filter med porstorleken 1,6 µm användes för bestämning av halt suspenderat material. Provet fick passera detta filter och filtreringen underlättades med en vattensug. Filtret med suspenderat material torkades i ugn 105 °C 3 timmar eller mer. Därefter fick det svalna och torka i en exsickator i minst 30 minuter innan vägning (Jonsson, pers. komm., 2004).

Tabell 2. Utrustning för fällningsförsök

Utrustning	Fabrikat	Kommentar
Miniflockulator	Boliden	Omrörning vid fällning
Laddningsmätare	CDM	Streaming current-teknik
PO ₄ -analys	Dr Lange	Kyvtest LCK 348, 349, 350
Pipetter	”Finnpipette”, Thermo	Volymer: 20-200 µl, 100-1000 µl, 1-5 ml
Spektrofotometer	Dr Lange, ”XION ^S 500”	Turbiditetsmätning
Vattensug	Schott Duran	Filtrering av suspenderat material
Analysvåg	Acculab L-series	Mätnoggrannhet 0,0001 g

Zeta-potentialmätning

Ett sätt att mäta zeta-potential (laddningen på partiklar i vattnet) är genom ”streaming current”-teknik. En laddningsmätare från företaget CDM visas i figur 6a. En sådan analysutrustning består av en provbehållare med ett cylinderformat utrymme, där två elektroder sitter nedtill och upptill. En pistong, som är kopplad till en motor, sänks delvis ned i detta utrymme och får oscillera, vilket skapar en vattenström i mellanrummet mellan cylindervägg och pistong (fig. 6b). Denna rörelse upprepas med en viss frekvens och detta skapar en ”streaming current” som detekteras av de två elektroderna.



Figur 6. I figur 6a en laddningsmätare från CDM. I förgrunden provbehållare och pistong. Figur 6b visar princip för sensor vid SCM – Streaming Current Measurement (efter Dentel och Kingery, 1989).

Den sinusformade strömmen som går mellan elektroderna uppkommer genom att laddade partiklar fastnar på cylinderväggen och pistongen, och den vattenström som går fram och tillbaka för med sig joner från dubbelskiktet hos partiklarna (Dentel och Kingery, 1989). Denna ström beror på laddningen hos partiklarna. Strömmen bearbetas bl a genom förstärkning innan resultatet kan avläsas.

Metod för zeta-potentialmätning:

- Ett prov på 10 ml tillsätts och efter ca 5 minuter avläses zeta-potentialen.
- Provet titreras med en katjonisk polyelektrolyt till dess att den isoelektriska punkten nås.
- Laddningsmätning och titrering upprepas en gång; om resultaten skiljer sig utförs en tredje analys.
- Katjonbehovet är lika med den mängd katjonisk polyelektrolyt i ml som tillsatts vattnet för att göra det oladdat.
- Då det gäller dosering av fällningskemikalie, multipliceras katjonbehovet med konstanten 400 för att få den mängd fällningskemikalie i ppm som behövs för att destabilisera ett vatten (Bengtsson, pers. komm., 2004).

Titration gjordes med en 1-ml-spruta. Små doser tillsattes, några droppar i taget, tills vattnet fick nära noll laddning. Ett medelvärde av 2-3 titreringar gav katjonbehovet. Innan analys med laddningsmätaren filtrerades alltid provet med ett vanligt kaffefilter.

Ett mått på fällningskemikalins effekt är den beräknade *katjonsänkande faktorn, KSF*. Denna är kvoten mellan borttaget katjonbehov och uppmätt katjonbehov (ekvation 9).

$$KSF = \frac{V_1 - V_2}{V_1} \quad (9)$$

V_1 = uppmätt katjonbehov hos avloppsvattnet i ml

V_2 = uppmätt katjonbehov hos avloppsvattnet efter kemisk fällning i ml

Om katjonsänkande faktorn KSF är större än 1, betyder det att kemikalien överdoseras. Om KSF är mindre än 1, skulle en större dos vara motiverad för att få mer laddningsneutralisation och koagulering av partiklarna i vattnet. Vid efterpolering brukar KSF vara omkring 1-1,5 (Bengtsson, pers. komm., 2004). Detta innebär att med denna metod överskattas eventuellt nödvändig dos av fällningskemikalie för ett avloppsvatten i det sista reningssteget.

3.1.2 Fällningskemikalier

Olika fällningskemikalier från tre företag - Archemi, CDM och Kemira Kemwater - beställdes till Sjöstadsverket. Av dessa valdes 14 ut för test. Dessutom testades den befintliga fällningskemikalien i Linje 1, järn(III)sulfat (bilaga 3). Urvalet gjordes medvetet så att produkter från alla tre företagen testades. Några av dem var icke-kommersiella utvecklingsprodukter.

Sammanfattningsvis, de olika typerna av fällningskemikalier var

1. aluminiumsulfat
2. järnsulfat
3. blandning av aluminium- och järnsulfat
4. polymeriserad aluminiumklorid/sulfat
5. polymeriserad järnklorid/sulfat.

3.1.3 Försöksmetodik

Doserna bestämdes på två olika sätt:

1. Genom laddningsmätning och kolloidtitrering, där katjonbehovet gav den av CDM rekommenderade dosen.
2. Genom bestämda molkvoter $Me:PO_4\text{-P}$.

Inledningsvis testades fällningskemikalierna med doser bestämda genom laddningsmätning och katjonbehov. Då erhöles en uppfattning fås hur mycket som behövde doseras för att få fullständig destabilisering av vattnet. I regel krävs en ordentlig överdosering i förhållande till det stökiometriska idealkravet på 1:1. Det beror dels på konkurrens mellan PO_4 och OH^- om metalljonen, dels på behovet av ytterligare metall för att destabilisera $MePO_4$ och andra kolloider (Ødegaard, 1975). Därför användes även laddningsmätning för att bestämma doser vid fällningsförsök.

Analys gjordes av klarvattenfasen efter ca 6 minuters sedimentering. Ett prov för fosfatanalys på ca 100 ml togs med en spruta ca 2 cm under ytan. En del av fällningsvolymen filterades innan laddningsmätning.

En undersökning gjordes av en fällningskemikalies effekt vid 10 olika doser med utgångspunkt från katjonbehov (KB) och rekommenderad dos: 0,1KB-KB multiplicerat med 400. Laddningsneutralisation och fosfatreduktion jämfördes i intervallet. Detta skulle kunna ge information om optimal dos.

Veckfilter (retention 4 µm) användes för undersökning av flöden efter fällning samt analys av filtrat. Direkt efter avslutad fällning hölls större delen av fällningsvolymen av och återstående ca 250 ml hölls i veckfilter. Bottenvolymen valdes för att få så mycket flockar med i filtreringen som möjligt. Tiden för att filtrera några olika volymer togs (t ex 50, 75 samt 100 ml) och flödeskurvor upprättades. Filtratets (ca 100 ml) fosfatkoncentration, zeta-potential och turbiditet analyserades.

Dosering av ett antal fällningskemikalier enligt bestämda molkvoter gjordes då den biologiska reningen hade sänkt PO₄-koncentrationen till kring 1-2 mg/l. Då jämfördes kemikalierna i de förhållanden som är mer representativa i fullskala med en bra fungerande bio-P.

Filtrering gjordes även genom ett membranfilter (retention 0,45 µm) efter fällning. Detta har visat god överensstämmelse med fosfatreduktion i sandfilter i fullskala (Antelius, pers. komm., 2004). Kemisk fällning (koagulering) är möjligt av de minsta partiklarna, kolloiderna, upp till 0,1 µm (Henze, 1997). Därför kan denna metod ge en bild av hur bra fosfatreduktionen och laddningsneutralisationen för fällningskemikalien i samverkan med efterföljande sandfiltrering blir.

3.1.4 Fällningsförsök i fullskala

Den pump som användes i Linje 1 under större delen av examensarbetet var av typen Watson-Marlow Alitea 400. En ny pump installerades i slutet av examensarbetet: Watson-Marlow 520UN IP66/NEMA 4X. En fördel med denna pump var att en slang med mycket liten diameter kunde användas. Detta behövdes då en ny fällningskemikalie testades, som var mer koncentrerad än den använda järnsulfaten. Flödet av avloppsvatten i Linje 1 var relativt litet och därigenom ställdes krav på låga dosflöden av fällningskemikalien.

Då den nya fällningskemikalien testades, justerades den maximala dosen så att tillsatt mängd metall inte blev alltför stor i förhållande till fosfathalten från det biologiska reningssteget. Ett medelvärde av en veckas laddningsmätning och beräkning av rekommenderad dos utifrån katjonbehov, kunde vara en god utgångspunkt.

Fosfatanalyserna för eftersedimenterat och utgående vatten i Linje 1 (Bran Luebbe, Diamon Resources) hade mätområdet 0-15 mg (PO₄-P)/l.

Fosfatanalyserna krävde kontinuerlig tillsyn, bl a för påfyllning av reagens och kalibreringsvätska. Ett problem kunde vara igensättning av slangarna inuti analysatorn. Det gick att manuellt sätta igång en rengöringsprocedur samt kalibrering av fosfatmätningen, vilket gjordes med jämna mellanrum. Speciellt provvattnet från eftersedimenteringen kunde leda till problem med igensättning i analysatorn, då halten suspenderat material i detta provvatten tidvis kunde vara stor. Det var nödvändigt att med jämna mellanrum rensa provslangen från eftersedimenteringen.

Online-mätning kan innebära stora möjligheter för reglering av processer, men det kan ofta krävas en stor insats i fråga om underhåll. En i det här sammanhanget fördelaktig produkt på marknaden är en förfiltreringsenhet av provvatten. Denna kan underlätta reglering i det att mätvärden måste vara tillförlitliga och kontinuerliga. Underhåll är fortfarande nödvändigt, men problem med t ex igensättning ”flyttas” från själva fosfatanalysatorn.

En förfiltreringsenhet (Filtrax) installerades mot slutet av examensarbetet. Den bestod av en provtagningsenhet och styrenhet. Provtagningsenheten bestod av två filterplattor, som var nedsänkta i eftersedimenteringen. Ett luftningssystem minskade fastläggning av suspenderat material på filterytorna. Styrenheten reglerade provflödet och distribuerade det till fosfatanalysatorn. En fosfatanalysator av märket Hach vid Linje 1 togs i bruk för utvärdering av förfiltreringsenheten.

Vid sandfiltret i Linje 1 tillsattes kemikalierna i ett laminärt flöde av avloppsvatten. Fallet från inloppet till vattenytan i filtret gav viss turbulens då vattenstrålen slog emot vattenytan i filtret. Detta var dock förmodligen otillräckligt för att skapa tillräcklig omblandning.

Inblandningen skulle på ett enkelt sätt kunna förbättras genom att man placerar en behållare under inloppet till filtret. Då det inkommande vattnet hamnar i denna, skapas en turbulens i en mindre, begränsad volym. Detta kan ge bättre inblandning och kemisk fällning.

3.2 Analys av avloppsvattnet

3.2.1 Dygnsanalys av avloppsvattnet

Avloppsvattnets karakteristik är av intresse som bakgrund till den avslutande kemiska fällningen och filtreringen. Belastningen på reningsverket och det biologiska stegets funktion studerades genom en dygnsanalys av inkommande och eftersedimenterat avloppsvatten. Följande parametrar analyserades:

- zeta-potential och katjonbehov
- fosfat-P
- turbiditet
- suspenderat material
- redox-potential
- konduktivitet
- pH.

Under 24-timmarsanalysen användes en provtagningsutrustning (Dr Lange, ”Bühler 4010”), som tog en liten volym var sjätte minut. Analys gjordes varannan timme, på ett prov som utgjorde ett medelvärde under 2 timmar. Provtagningsvolymen ställdes in på 75 ml, vilket gav en volym på 1,5 liter för analys.

Redoxpotential och konduktivitetmätning kunde ta några minuter för att få ett stabiliserat värde: 5 minuter respektive 1 minut var en lämplig tid innan avläsning. Omrörning med magnetomrörare gjordes under pH- och redoxmätning och stängdes av inför konduktivitetmätning. Online-mätare användes för mätning av konduktivitet (Dr Lange) och redox-potential (Yokogawa).

3.4 Backspolning

Spolvatten tas från en filtrattank efter filtret. Via en bufferttank kan spolvattnet ledas tillbaka till inkommande vatten; detta gjordes dock ej under försöken med biologisk fosforering. Under backspolning leds processvattnet innan sandfiltret direkt till avloppet. Filtret har en yta på $0,28 \text{ m}^2$. Backspolningsflödet är $12,6 \text{ m}^3/\text{h}$ och det ger spolhastigheten 45 m/h . Spolpumpen har lägena av eller på, d v s spolflödet kan inte varieras.

3.4.1 Beskrivning av reglering

Backspolning av filtret kan startas genom följande alternativ:

- Tidsintervall, inställt i styrsystemet.
- När reglerventilen i utloppet nått 90 % öppningsgrad.
- När hög nivå i filtret uppnåtts, denna nivå sätts i styrsystemet.
- Manuellt från övervakningssystemet.

Flödet genom filtret regleras genom att en ventil håller en konstant vattennivå över filtret. Nivån mäts med en nivågivare. Ventilen regleras med en PID-regulator (tabell 3).

Tabell 3. Inställningar för PID-regulatorn som används för att styra vattennivån över filtret.

Parameter	Värde
K	1,7
T_i (s)	18
T_d (s)	2

En PID-regulator kan ställas in med hjälp av enkla experiment, där man kan få översiktlig information om dynamiken. Med tumregler kan då en bra utgångspunkt för regleringen fås. Ett enkelt experiment som genomfördes var Ziegler-Nichols metod: med $T_i = \infty$ och $T_d = 0$, ökas K successivt från ett lågt värde. Detta görs tills processen börjar självsvänga med en konstant amplitud. Det K-värde där detta sker, K_0 , samt periodtiden hos självsvängningen, T_0 , antecknas. I tabell 4 beskrivs hur parametrarna för en PID erhålls med Ziegler-Nichols metod (Glad och Ljung, 1989).

Tabell 4. Inställningar med Ziegler-Nichols metod.

Parameter	Värde
K	$0,6K_0$
T_i (s)	$T_0/2$
T_d (s)	$T_0/8$

I filtrattanken regleras även nivån med en PID och utpumpning med en frekvensstyrd centrifugalpump. Börvärdet vid normaldrift för nivån är 500 mmV_p (mm volympelare). Pumpningen av spolvatten från bufferttanken styrs av nivåmätare.

3.4.2 Backspolningsstrategier

Ett mått på effektiviteten hos en backspolning kan vara hur snabb tryckfallsökningen är vid efterföljande filtrering. Detta kan bevakas genom att studera öppningsgraden på utloppssventilen från sandfiltret. Denna reglering ska kompensera för det ökade tryckfallet i sandfiltret och hålla en nära konstant vattenpelare i filtret. En jämförelse mellan två olika

backspolnings sätt kan fås genom att jämföra tiden till dess att ventilen har öppnats till t ex 80 %. Det biologiska reningssteget bör ge en inte alltför varierande belastning av biologiska flockar under utvärderingstiden. Att mäta halten suspenderat material i backspolningsvattnet kan vara en god idé: det kan ge en upplysning om föregående tids belastning - men även effekten av den aktuella backspolningen.

Backspolningsstrategier som testades var backspolning med och utan luft, upprepade backspolningar per tillfälle samt omväxlande luft- och vattenspolning.

En backspolning triggas av att utloppsventilen når 90 % av maximala öppningsgraden. Då börjar filtrattanken att fyllas från driftsnivån 500 mmVp till nya börvärdet 1800 mmVp, vilket tar ca 2 timmar. Backspolningstiden är 250 sekunder och det svarar mot ca 0,88 m³. Spolflödet kan inte justeras, det är maximalt under hela backspolningen. Det satta börvärdet på 500 mmVp bör inte ökas, för då utjämnas den utgående variationen av fosfathalten ytterligare och information om den pågående processen förloras. Att minska börvärdet borde ha två fördelar: tidsfördröjningen för regleringen av kemikaliedosering minskas (om pluggflöde antas) och flödet genom filtret blir bättre, då filtrattanken ligger i samma plan som filtret. Beroende på hur stor spolvattenvolym som används, kan börvärdet för spolning sänkas så att precis den volym som ska tas ut fylls upp per backspolning. Det ger en snabbare åtgärd vid igensättning av filtret.

Backspolning med luft

Luftspolning av sandfiltret fick sättas igång manuellt. Backspolningsflödet var ca 12,6 m³/h och spolhastigheten ca 45 m/h. Backspolning med luft och vatten samtidigt utvärderades. Effekten undersöktes genom att ta prover på backspolningsvattnet. Detta upprepades några gånger för att se hur halten av suspenderat material i backspolningsvattnet avtog. Det blev även en diagnos av hur mycket suspenderat material som fanns i filtret - som inte har tagits bort med den tillämpade backspolningen under tidigare drift. Tillvägagångssätt:

1. Backspolning med luft och vatten samtidigt under 5-6 min.
2. Provtagning av backspolningsvattnet med 1-litersbägare med 30 sekunders mellanrum, totalt 11-12 liter.
3. Analys av halt suspenderat material.

Luftspolning med maximalt flöde gjordes, för att se vilken effekt den kraftigaste rengöringen gav.

Ett enkelt experiment för att undersöka effekten av luftspolning jämfört med enbart vattenspolning, var att först backspola med bara vatten tills backspolningsvattnet såg någorlunda klart ut och därefter med luft för att se om ytterligare material lösgjordes ur filtret. Efter luftspolning gjordes en vanlig backspolning igen och prov på suspenderat material togs på backspolningsvattnet. Proceduren med omväxlande luft- och vattenspolning upprepades, för att se om upprepade backspolningar kunde vara motiverat. På samma sätt gjordes några vanliga vattenspolningar efter varandra för att se om själva starten av backspolningen - då vattnet gör filterbädden fluidiserad -, ger ett extra tillskott i rengöringen. Prover på suspenderat material på backspolningsvattnet gjordes vid varje backspolning.

En uppskattning av halten suspenderat material hos backspolningsvattnet gjordes med ett antal uppsamlade 1-litersprov under backspolningen. Proven togs var 30:e sekund: första provet 30 sekunder efter start och sista provet vid avslutning av backspolning. Vattennivån i sandfiltret hölls vid börvärdet 450 mmVp inför backspolningarna. Luftspolning gjordes under 2 minuter och ökades successivt de inledande 30 sekunderna. En minut efter avslutad luftspolning sattes vattenspolning igång.

3.5 Reglering av fällningskemikalie

Utformningen av Linje 1 kring sandfiltret studerades. Viktiga faktorer för processregleringen är uppehållstider och provtagningspunkter. Även fosfatanalysens tidsupplösning är relevant.

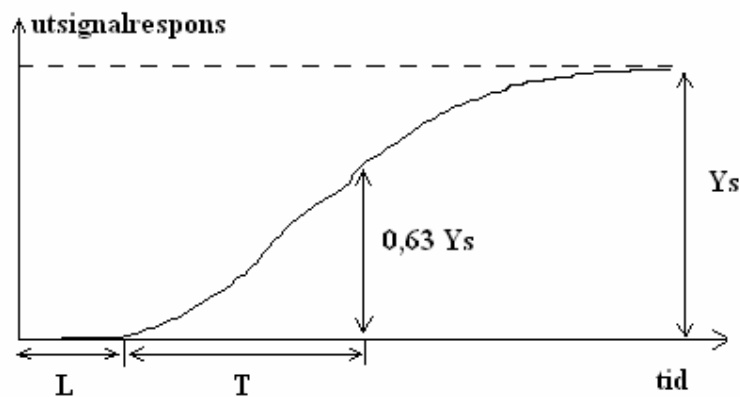
Dosering sker i ett rör från eftersedimenteringen till sandfiltret, 10-20 cm innan inloppet till filtret. Efter ett fall på ca 50 cm passerar vattnet en 45 cm vattenkolumn innan det filtreras genom den 150 cm djupa filterbädden. Några meter rörledning leder vattnet från sandfiltret till en filtrattank. I filtrattanken regleras vattennivån med börvärdet 500 mmVp. Arean är $1,3 \text{ m}^2$ ger detta en volym på $0,65 \text{ m}^3$, där processvattnet kvarhålls momentant innan det leds återigen genom ett tiotal meter rörledningar till provtagning.

Mätstationen för utgående fosfathalt ger ett analysvärde var 12:e minut. Den har 1 provkanal. Mätstationen för fosfathalt i eftersedimenteringen ger ett analysvärde var 24 minut. Detta beror på att det sker analys vid två provkanaler: på nitrat, ammonium och fosfat på varje kanal.

3.5.1 Stegsvar och lambdametoden

En metod för att ta fram parametrar till en PID-regulator är *lambdametoden*. Den användes för att hitta förstärkningen K samt integreringstiden T_i . Deriveringsdelen T_d ges inte av metoden utan får tas fram experimentellt vid behov.

Med lambdametoden utförs ett stegsvarexperiment där styrsignalen ändras ett steg och stegsvaret för utsignalen studeras. Parametrarna L (tidsfördröjningen), T (tidskonstanten) och Y_s kan avläsas direkt ur stegsvaret (fig. 8).



Figur 8. Stegsvar där det visas hur parametrarna L , T och Y_s utläses (efter Carlsson och Hallin, 2003).

Utifrån stigtid, tidsfördröjning samt statisk förstärkning kan parametrarna K och T_i beräknas enligt ekvationer 10-14. Parametern u_s är ökningen hos styrsignalen. M är den av L och T som antar störst värde. Parametern p väljs beroende på önskad snabbhet. Stort p ger en långsam regulator.

$$K_s = \frac{Y_s}{u_s} \quad (10)$$

$$M = \max(L, T) \quad (11)$$

$$\lambda = pM \quad (12)$$

$$K = \frac{T}{K_s(\lambda + L)} \quad (13)$$

$$T_i = T \quad (14)$$

3.5.2 PID-regulator med statisk framkoppling

Målet med regleringen av kemisk fällning i ett sandfilter är att hålla en nära konstant utsignal utifrån ett bestämt börvärde, trots störningar. Detta brukar benämnas *regulatorproblemet*. Processen har en betydande tidsfördröjning då det behandlade vattnet går igenom en filtrattank samt via ledningar, innan mätning av utsignal sker. Det kan även antas att olinjäritet i processen finns; den mängd fällningskemikalie som behövs för att ta bort en viktenhet fosfat är förmodligen inte konstant över hela intervallet av inkommande mängd fosfat.

Den dominerande störningen i regleringen av utgående fosfathalt är den inkommande variationen av fosfat. Denna variation utgör en störning med låg frekvens. Störningen medför att PID-regulatorn har svårigheter att hålla utsignalen konstant (lika med börvärdet). Den implementerade framkopplingen är en statisk framkoppling, en konstant som multipliceras med mätningen av inkommande fosfatbelastning. Framkopplingen medför att en ökad belastning snabbt ger en högre dos av fällningskemikalie - istället för att den ökade belastningen först syns i utsignalen efter en tidsfördröjning.

Framkopplingskonstanten bör väljas så att ett steg i störningen tas bort stationärt (Åström och Hägglund, 1995). Inkommande fosfathalter varierar ständigt och detta kan betraktas som steg i störningen.

För att få en uppfattning om hur stor framkopplingskonstanten bör väljas, kan följande göras: Styrsignalen studeras under en tid då processen regleras kring ett börvärde med endast återkoppling. Medelvärdet av styrsignalen divideras sedan med medelvärdet av skillnaden mellan störningen och börvärdet under samma period. Detta värde kan ge en lämplig framkopplingskonstant. Detta är möjligt eftersom teoretiskt så ger ett nollvärde på störningen även att utgående fosfathalt blir noll. Börvärdet i detta fall är mycket lågt och därför kan framkopplingskonstanten approximeras med kvoten mellan styrsignalens förändring (noll till medelvärdet) och medelvärdet av inkommande fosfathalt. Den inställning som fås med detta experiment får sedan utvärderas och justeras, så att inte framkopplingen ger en för stor styrsignal.

4 Resultat

4.1 Fällningsförsök

4.1.1 Fällningsförsök i laboratorieskala

Under fällningsförsöken hade processvattnet stora variationer ifråga om halt av suspenderat material (SS), fosfat samt katjonbehov. Variationen var mellan ca 40-200 mg/l, 0,6-8 mg/l respektive 0,5-1,0 ml. Utgångspunkten för fällningsförsöken var dels dosering enligt metoden med laddningsmätning, dels dosering enligt molkvoter: antal mol metall (Me) i förhållande till antal mol fosfat-P ($\text{PO}_4\text{-P}$), Me: $\text{PO}_4\text{-P}$.

I ett inledande försök mättes laddningen på vattnet och därefter doserades ett antal fällningskemikalier enligt CDM:s rekommendation: katjonbehovet (KB) multiplicerat med konstanten 400, för att få dosen i ppm. I tabell 5 visas data för försöket.

Resultatet blev en närmast 100-procentig reduktion av fosfat och katjonsänkande faktor $\text{KSF} = 1$ för de flesta fällningskemikalier. Därmed verkar CDM:s rekommenderade dos ge det förväntade resultatet för olika produkter, d v s $\text{KSF} = 1$. Anmärkningsvärt är den befintliga järnsulfatens dåliga resultat, 10 % fosfatreduktion och $\text{KSF} = 0,3$. Det skall nämnas att det var fråga om höga doser fällningskemikalier: molkvoten Me: $\text{PO}_4\text{-P}$ uppgick till ca 7:1 för vissa produkter.

Tabell 5. Analysvärden för avloppsvattnet och dos vid fällningsförsök med dosering enligt katjonbehov.

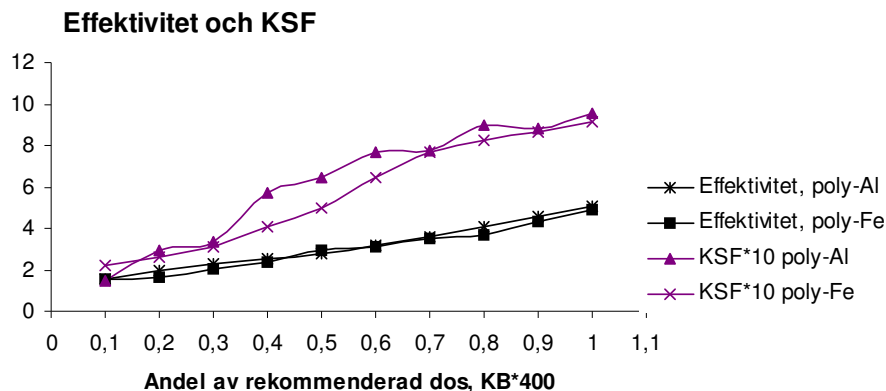
Parameter	Värde
$\text{PO}_4\text{-P}$ (mg/l)	8
SS (mg/l)	195
Katjonbehov (ml)	1,0
Dos KB*400 (ppm)	400

Att dividera tillsatt molmängd metall med molmängd reducerad $\text{PO}_4\text{-P}$, kan användas som ett effektivitetsmått för fosfatreduktionen (benämns härnäst effektivitet). Ju lägre denna kvot är, desto bättre effektivitet har fällningskemikalien. I detta försök hade de fällningskemikalier som hade lägst metallhalt bäst effektivitet – med undantag av den befintliga järnsulfaten (bilaga 4.1).

Fällningsförsök genomfördes också där den rekommenderade dosen halverades. Sammanfattningsvis hade de polymeriserade produkterna högst KSF och de icke-polymeriserade bäst effektivitet (bilaga 4.2).

För att jämföra filtreringsflöden veckfiltrerades även fällningslösningen efter en halvering av dosen KB*400. De polymeriserade fällningskemikalierna hade störst fosfatreduktion, nära 100 %, och turbiditetsreduktion ca 75 %. De icke-polymeriserade hade bäst effektivitet. De polymeriserade fällningskemikalierna hade i regel de bästa flödena. Ett undantag är den befintliga järnsulfaten, som hade avsevärt bättre flöden än alla andra produkter. I övrigt hade järnsulfaten den sämsta effektiviteten och praktiskt taget ingen turbiditetsreduktion alls. Anmärkningsvärt är den låga halten av fosfat och SS vid detta försök (bilaga 4.3).

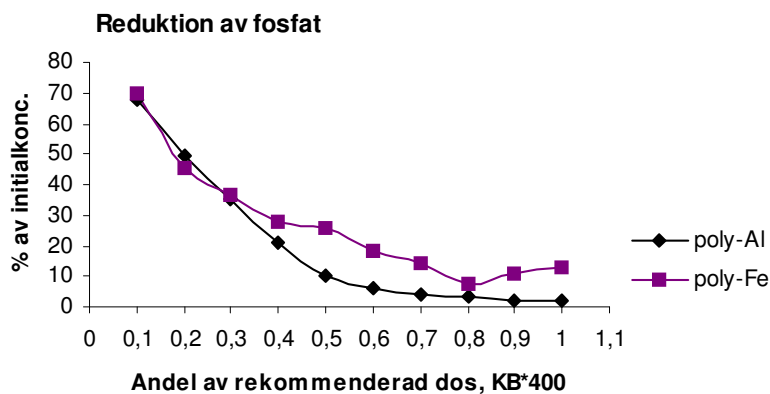
Successivt ökad dosering utgående från katjonbehov genomfördes med två polymeriserade fällningskemikalier, aluminium- respektive järnbaserad. Detta kunde ge en bild av hur effektiviteten förändras med storlek hos dosen och eventuellt ge information om optimal dos (fig. 9).



Figur 9. Successivt ökande dosering enligt katjonbehov och förändring av effektivitet (för fosfatreduktion) samt katjonsänkande faktor, KSF.

Försöket visade att effektiviteten minskar med ökad dos, d v s att kvoten mellan tillsatt molmängd metall och molmängd reducerad fosfat ökar för ökad dos. Metalljoner går även åt till laddningsneutralisation av kolloider och inte bara fosfatreduktion. KSF ökar med ökad dos och blir nästan 1 för den maximala dosen (bilaga 4.4 a,b).

För polyaluminiumprodukten visade den faktiska reduktionen att reduktionen var kraftig fram till en dos motsvarande halva rekommenderade dosen, då fosfaten hade reducerats ca 90 %. Reduktionen av de återstående 10 % fosfat skedde långsammare för ökade doser och krävde jämförelsevis mer metall per viktsenhet reducerad fosfat (figur 10).



Figur 10. Fosfatreduktion för successivt ökande dosering.

I försöken med dosering enligt katjonbehov testades ganska många fällningskemikalier, där flera produkter egentligen var snarlika. Ett urval gjordes efter dessa försök för vidare fällningsförsök enligt molkvoter. Valda fällningskemikalier visas i tabell 6.

Tabell 6. Fällningskemikalier för fällningsförsök enligt molkvoter.

Produkt	Beskrivning	Vikts-% Me	Densitet (g/ml)
Bef. järnsulfat	Järn(III)sulfat	4,7	1,16
Purfect 312	Järn(III)sulfat	11,5	1,5
ASL 47	Alum.sulfat	4,2	1,32
Purfal 333	Fe/Al-sulfat	3,14 Al ; 2,88 Fe	1,36
Pluspac 1465	Aluklorhydroxid	6,5	1,35
PAX XL36	Polyalum.klorid	6,9	1,29
PAX XL100	Polyalum.klorid	9,3	1,39
PIX 111 Extra	PolyFe(III)klorid	13,7	1,42

I försöken doserades ovan nämnda fällningskemikalier utgående från molkvoten Me:PO₄-P, d v s i olika volymer, då produkterna hade olika densitet och metallhalt.

Förutsättningarna inför dessa försök var annorlunda, då en väl fungerande bio-P gav ett avsevärt ”tunnare” vatten, med lägre fosfathalt (högst ca 2 mg/l).

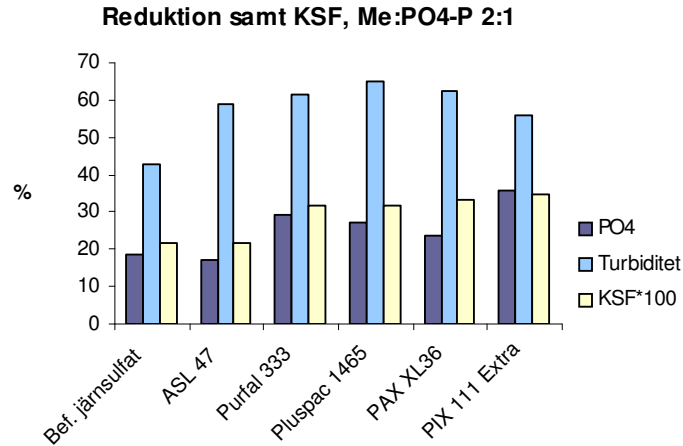
En lägre och högre dos testades, Me:PO₄-P 2:1 samt 4:1. Veckfiltrering och membranfiltrering tillämpades. Vid fällningsförsök med veckfiltrering hade provvattnet mycket låg fosfathalt (tabell 7).

Tabell 7. Analysvärden för avloppsvattnet vid fällningsförsök med dos Me:PO₄-P 2:1 och veckfiltrering.

Parameter	Värde
PO ₄ -P (mg/l)	0,58
SS (mg/l)	34
Turbiditet (FNU)	30
Katjonbehov (ml)	0,69

För den lägre dosen uppvisade de polymeriserade fällningskemikalierna högre reduktion av fosfat och turbiditet, samt också lite större KSF. Vad gäller flöden vid veckfiltrering, hade de polymeriserade produkterna en aning större flöden (bilaga 4.5 a). Fosfatreduktionen var tämligen liten med denna dos, som högst 35 %. Den högsta KSF var 0,3. Turbiditeten reducerades med ca 60 % för de flesta fällningskemikalier (fig. 11).

Av de icke-polymeriserade produkterna uppvisade järn-aluminiumblandningen Purfal 333 bäst resultat. Denna hade minst lika bra resultat som de polymeriserade produkterna. Bäst fosfatreduktion och KSF hade den polymeriserade järnkloriden PIX 111 Extra.

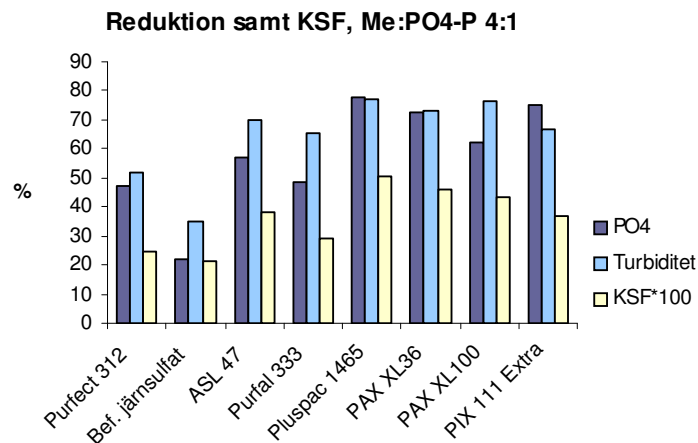


Figur 11. Resultat för fällningsförsök med dos Me:PO₄-P 2:1 och veckfiltrering.

Analysvärden vid fällningsförsöket med den högre dosen visas i tabell 8. I detta försök reducerades fosfat och turbiditet som mest med ca 80 %. Den högsta KSF var 0,5. De polymeriserade produkterna uppvisade bäst resultat (fig. 12). De största flödena hade dock de icke-polymeriserade fällningskemikalierna (bilaga 4.5 b).

Tabell 8. Analysvärden för avloppsvattnet vid fällningsförsök med dos Me:PO₄-P 4:1 och veckfiltrering.

Parameter	Värde
PO ₄ -P (mg/l)	0,74
SS (mg/l)	37
Turbiditet (FNU)	31,2
Katjonbehov (ml)	0,65

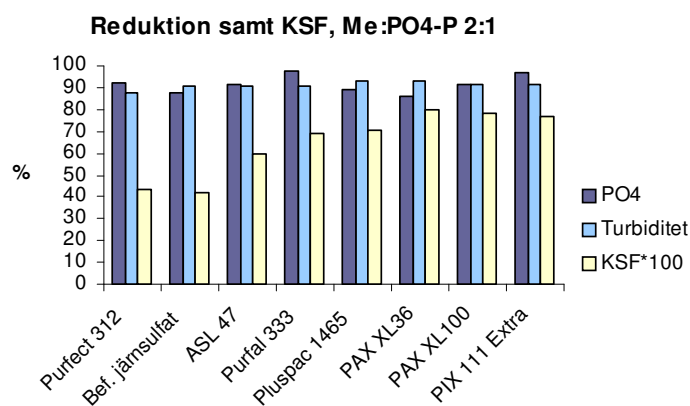


Figur 12. Resultat för fällningsförsök med dos Me:PO₄-P 4:1 och veckfiltrering.

I tabell 9 visas analysvärden vid membranfiltrering och den lägre dosen. Fosfatreduktionen var likartad för de flesta fällningskemikalierna (fig. 13). De polymeriserade produkterna hade störst KSF. Turbiditetsreduktionen var likartad för alla och mycket hög, ungefär 90 % (bilaga 4.5 c).

Tabell 9. Analysvärden för avloppsvattnet vid fällningsförsök dos Me:PO₄-P 2:1 och membranfiltrering.

Parameter	Värde
PO ₄ -P (mg/l)	2,1
SS (mg/l)	43,2
Turbiditet (FNU)	38,2
Katjonbehov (ml)	0,55



Figur 13. Fällningsförsök med membranfiltrering och den lägre dosen.

För den högre dosen hade samtliga fällningskemikalier nästintill hundra procentig fosfatreduktion. De polymeriserade produkterna hade högst KSF. Turbiditetsreduktionen var likartad för alla produkter och mycket hög, drygt 90 % (bilaga 4.5 d).

4.1.2 Fällningsförsök i fullskala

Fällningskemikalien PAX XL36 testades från mitten av december 2004 till mitten av februari i ett fullskaleförsök. Detta var en polymeriserad aluminiumklorid med tillsats av organisk polymer (för stabilare flockar). Då den var mycket mer koncentrerad än den befintliga jämsulfaten, minskades pumpens maxdos.

Ett försök att förbättra inblandningen av fällningskemikalien gjordes. En plastbehållare placerades ett par decimeter under inloppet till sandfiltret, som avloppsvattnet då först fick hamna i. Detta skapade turbulens i en mindre volym än i vattenvolymen ovanför sandfiltret, vilket borde vara fördelaktigt. Volymen på behållaren var 5 liter. Med ett medelflöde på 1,2 m³/h blev då uppehållstiden i behållaren ca 15 sekunder.

Veckoanalys av fällning på sandfilter

En analys av dygnsprov på eftersedimenterat och utgående avloppsvatten genomfördes under 2 veckor, 2-17 februari 2005 (bilaga 5). Belastningen på sandfiltret av fosfat var ganska låg, mellan 0,2-2 mg/l. De genomsnittliga värdena på fosfat, totalfosfor, suspenderat material och katjonbehov samt medelreduktion redovisas i tabell 10.

Tabell 10. Genomsnittliga analysvärden och medelreduktion i sandfiltret under två veckor, 2-17 februari 2005.

Medelvärde	PO ₄ -P (mg/l)	Total-P (mg/l)	Suspenderat (mg/l)	Katjonbehov (ml)
Eftersed.	0,8	3,1	45	0,6
Filtrerat	0,34	0,47	3	0,36
Reduktion (%)	43	84	92	46

Anmärkningsvärt är att analysen under fyra provtagningsdygn ej påvisade någon fosfatreduktion i sandfiltret. Det skall nämnas att under två av dessa dygn doserades inte fällningskemikalie. Fosfathalten i eftersedimenterat vatten var mycket låg, 0,2-0,3 mg/l. Under dessa dygn var t o m analysvärdena på utgående vatten högre än i eftersedimenterat vatten.

Fosfatreduktionen är lite missvisande då doseringen avbröts under perioden i samband med ett pumpbyte. Reduktionen ökade dock mot slutet av perioden till ca 80 %. Reduktionen av total-P och katjonbehov ökade också mot slutet av perioden, till 90 % respektive 60 %. Sandfiltret fångade upp det mesta av det suspenderade materialet, kring 90 %.

Den enligt katjonbehov rekommenderade dosen fällningskemikalie för denna period blev, baserat på medelvärdet, 260 ppm. Detta kunde ge en fingervisning om hur stor den maximala doseringen av fällningskemikalie rimligtvis borde vara.

4.2 Reglering av fällningskemikalie

Den kemiska fällningen och filtreringen är sammantaget en relativt långsam process. Med ett flöde på 1,2 m³/h samt porositeten 0,45 för skiffret och 0,4 för sand, blir uppehållstiden i sandfiltret ca 16 minuter. Dock är detta den nominella uppehållstiden; med ökad igensättningsgrad minskar flödet genom sandfiltret.

Upphållstiden i filtrattanken är ca 36 minuter. Detta innebär i praktiken en utjämning av fosfatvariationen. Reglertekniskt kan filtrattanken liknas vid ett (lågpass)filter.

Med hänsyn till rörledningar och att fosfatanalysatorn ger ett värde var 12:e minut, är ett ungefärligt värde på tiden mellan dosering till provtagning ca 50-60 minuter. Under ett idealiserat antagande om pluggflöde, blir den rena tidsfördröjningen från sandfiltrets utlopp till fosfatanalys ca 44 min.

De normaliserade tidsfördröjningen, τ , ger en uppfattning om reglerbarheten hos processen:

$$\tau = \frac{L}{T_{ar}} = \frac{44}{60} \approx 0,7.$$

Värdet är ganska nära 1. Processen domineras av en tidsfördröjning och det innebär att PID-reglering kan få begränsad framgång.

I filtrattanken reglerades vattennivån enligt ett börvärde, 500 mmVp. Möjligheten att minska börvärdet vid normaldrift av filtrattanken utreddes. Reglerpumpen som pumpade provvatten för analys på utgående fosfathalt tog vatten från botten av filtrattanken.

Spolledningen var belägen ca 20 cm från botten. Då ställdes det nya börvärdet 300 mmVp in och börvärdet vid backspolning sänktes till 1000 mmVp.

Dessa förändringar hade två fördelar. För det första minskades uppehållstiden i filtrattanken till ca 20 minuter (tidigare 36 minuter). Tidsfördröjningen från doseringstillfälle till analys minskades. För det andra minskades tiden för en backspolningsprocedur från 1 timme och 40 minuter till ca 50 minuter.

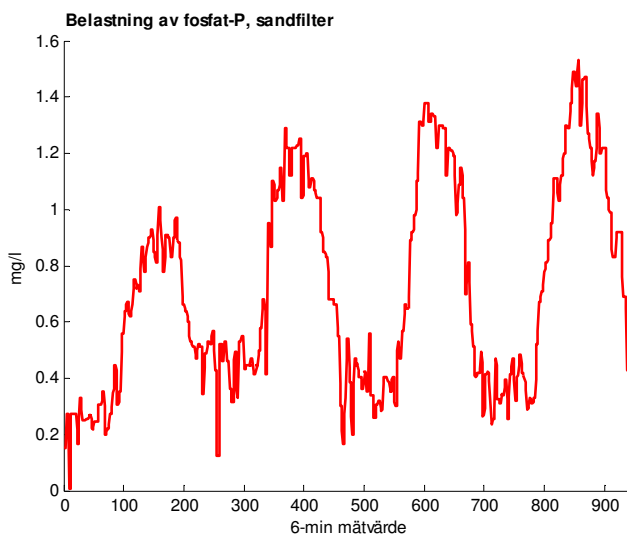
Tyvärr visade det sig att sänkningen av börvärdet i filtrattanken ledde till att backspolningspumpen momentant pumpade luft under slutet av en backspolning. Därför ställdes börvärdena 500 mmVp och 1200 mmVp in igen efter en kort tid.

För fosfatanalys av eftersedimenterat vatten gjordes följande iakttagelser: Provslangen från eftersedimenteringen är ca 25-30 meter och fosfatanalys görs var 24:e minut. Detta innebär en tidsfördröjning. Eftersedimenteringen rymmer en volym på drygt 5 m³, där viss omblandning sker. Fosforbelastningen är en långsam störning och den tidsupplösning som råder för fosfatanalysen borde vara tillräckligt bra för reglering.

4.2.1 PI-reglering

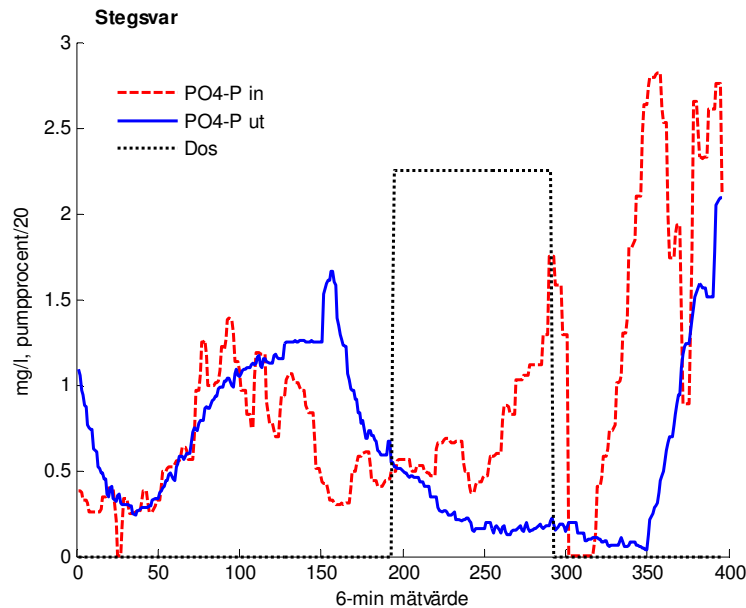
Den inkommande belastningen av fosfat-P under några dygn visas i figur 14. Under ett dygn (240 stycken 6-minutersmätvärden) ökar belastningen från sen eftermiddag och når ett maximum under natten. Halten sjunker sedan fram mot morgonen. Störningen är långsam. Uppgången från den lägre belastningen under dagen till den högre under natten tar ungefär 6 timmar, från kl 18 till midnatt.

Stegsvar i denna process var inte så lätt att tolka på grund av den varierande belastningen. Även det faktum att analysvärdena var felaktiga under vissa perioder försvårade utvärderingen. Endast en grov uppskattning av förstärkning och tidskonstant kunde göras. Genom att utgå från en uppskattning av tidsfördröjningen på 50-60 minuter, kunde tidskonstanten för processen uppskattas.



Figur 14. Den inkommande halten av fosfat-P till sandfiltret under 4 dygn, 7-11 februari 2005. Mätserien börjar kl 9 på morgonen. (Ett dygn är 240 stycken 6-minutersmätvärden.)

Stegsvaret i figur 15 får illustrera problematiken med att erhålla tillförlitlig information ur processen. Vid de första 100 mätvärdena låg PO₄-P-in och PO₄-P-ut på samma nivå och mellan mätvärden 100-200 var PO₄-P-ut t o m högre. Det var förmodligen frågan om kalibreringsfel, kanske på båda fosfatanalysatorer. Vid stegsvarets inledning låg mätningarna dock på samma nivå. Efter steget inträffade ett mätfel på PO₄-P-in, egentligen ökade nog PO₄-P-in till nivån vid mätvärde 350. Notera den drastiska ökningen av PO₄-P-ut efter avslutat steg, till följd av den ökade belastningen. Förmodligen går det att få bättre stegsvar än så här, men vid de tillfällen stegsvar tillämpades, erhöles svårtolkade resultat.

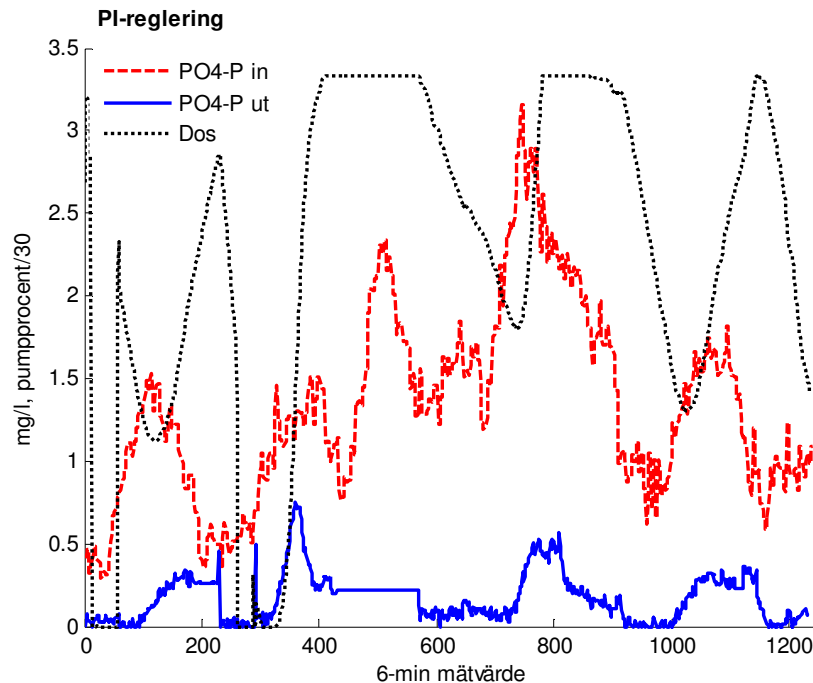


Figur 15. Stegsvaret med fällningskemikalien PAX XL36. Dosen var 45 % av maximal dos, vilket svarar mot ca 65 ml/h.

Med lambdametoden blev de beräknade parametrarna för ovanstående steg ca $K = 0,3$ och $T_i = 6000$ s. Ett annat steg gav $K = 0,5$ samt $T_i = 15000$ s (bilaga 6). Vid beräkning av K och T_i användes en uppskattning av tidsfördröjningen på ca 50 minuter. Lambdametoden verkade för denna process ge väldigt lång integreringstid och därmed en långsam reglering.

Ett annat angreppssätt var att variera PI-parametrarna med "trial and error". Detta var lämpligt då tidsfördröjningen i processen påverkade regleringens resultat betydligt. En integreringstid på 600 s bedömdes vara en god ansats, eftersom uppehållstiden i sandfiltret var omkring 16 minuter. Då användes en integreringstid som var snabbare än sandfiltrets dynamik.

Reglering testades även med kortare integreringstid än $T_i = 600$ s. I figur 16 visas reglering med integreringstid $T_i = 150-300$ s och $K = 0,4$. Trots att denna reglering förmodligen blev lite för snabb och slängig, får den illustrera hur tendensen för regleringen av denna process var, dvs hur den utgående fosfathalten varierade ganska kraftigt kring börvärdet.



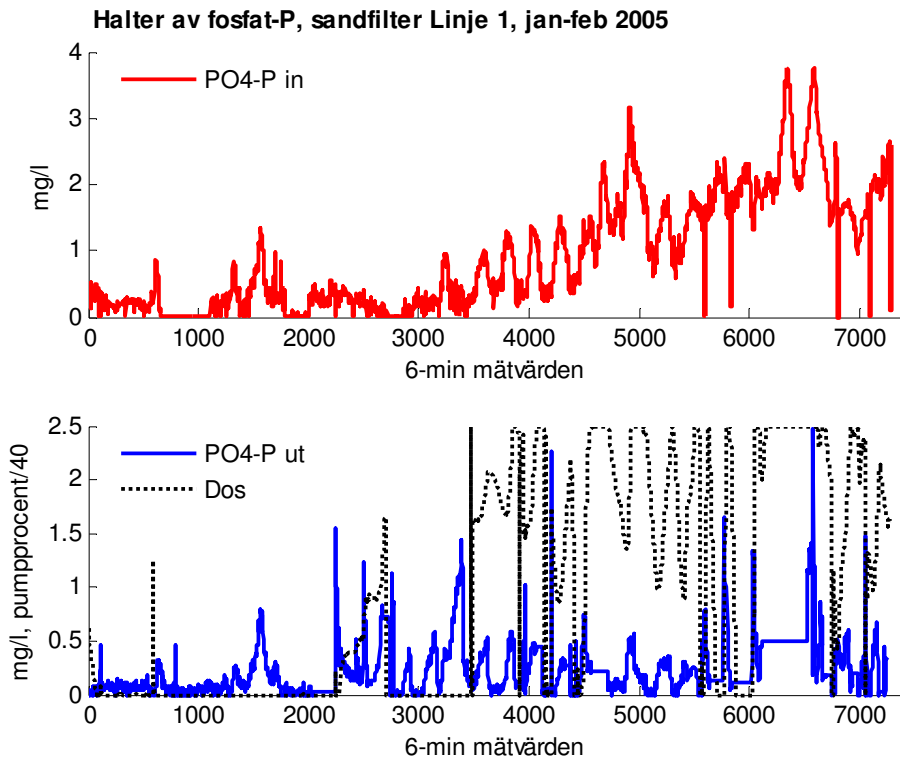
Figur 16. PI-reglering under 5 dygn, 10-15 februari 2005. Regulatorn hade $K = 0,4$ och $T_i = 150$ s fram till mätvärde 600 och därefter $T_i = 300$ s. Den maximala dosen var 120 ml/h. Börvärdet var 0,15 mg/l.

Även långsammare reglering testades med högsta $T_i = 3600$ s. Denna inställning kunde vara intressant då integreringstiden hade ett lika långt tidsspänn som hela tidsförskjutningen för processen. Integreringstiden verkade då fram till dess att effekten av dosering visade sig och ingen överkompensering skedde. Även förstärkningen varierades, från utgångspunkten $K = 0,4$ till det lägre $K = 0,3$ och det högre $K = 0,6$. Värdet $K = 0,4$ har visat god reglering tidigare, då inte biologisk fosforering tillämpades och fosfathalterna var något högre.

Det visade sig att en integreringstid större än $T_i = 600$ s verkade ge för långsam regulator och en minskning ökade tendensen till slängighet.

Den deriverande delen i regulatorn användes inte. PI-reglering var tillräckligt för denna process, som hade ganska långsam dynamik. Fosfatanalysatorn hade mätområdet 0-15 mg/l och då fosfathalten var mycket låg fick mätbruset större betydelse. Därför var det inte lämpligt med en deriveringsterm i regulatorn.

I figur 17 visas PI-reglering i januari-februari 2005. Regulatorn hade $K = 0,4-0,6$ och $T_i = 300$ s. Börvärdet var omväxlande 0,15 och 0,3 mg/l. Belastningen från det biologiska steget ökade ganska dramatiskt under perioden. I bilaga 7 visas PI-reglering i december 2004.

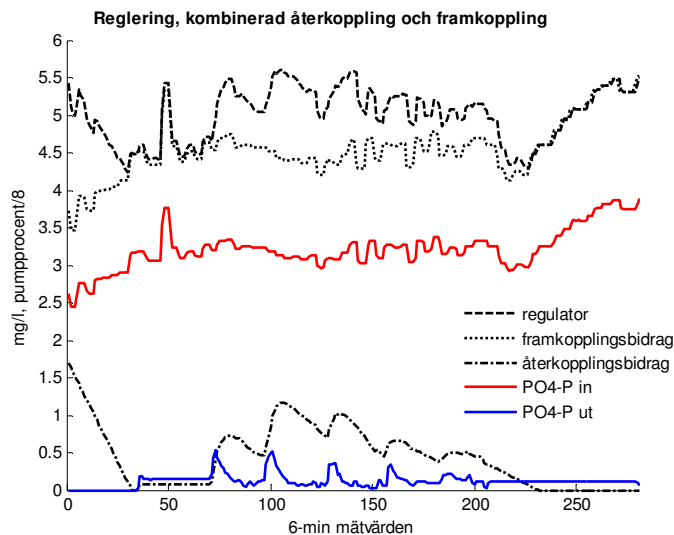


Figur 17. PI-reglering under en månad, från 24 januari 2005. Börvärdet var under perioden omväxlande 0,15 och 0,3 mg/l. Regulatort hade $K = 0,4$ fram till mätvärde 4300 då denna ändrades till $K = 0,6$. Vid mätvärde 6200 ställdes $K = 0,4$ in igen. Integreringstiden var $T_i = 300$ s under större delen av perioden.

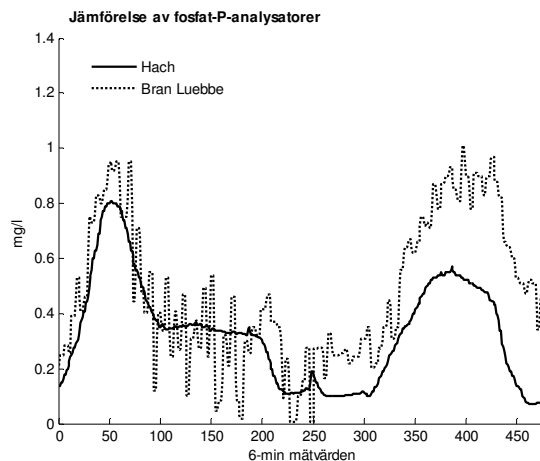
4.2.2 PI-regulator med framkoppling

Försök med framkoppling gjordes under en ganska kort period mot slutet av examensarbetet. I en första ansats ställdes dess bidrag in så att det utgjorde ungefär hälften av återkopplingsbidraget till pumpens arbetsnivå. Inga tydliga effekter som varade under flera dagar kunde ses. Det berodde mycket på problem med mätfel hos fosfat-analysatorerna under perioden då framkoppling utvärderades. I figur 18 visas kombinerad återkoppling och framkoppling under ett dygn. Framkopplingen gör att doseringen ökar direkt med ökad belastning. Då utgående fosfathalt överstiger börvärdet (första gången vid mätvärde 75) ger återkopplingen ett tillskott till regulatort och dosen ökas.

Det hade varit mer fördelaktigt att koppla framkopplingslänken mot fosfatanalysatorn med förfiltrerat provvatten (Hach). Tyvärr var den inställd för mätområdet 0-1,5 mg/l, vilket gjorde att den blev oanvändbar för den högre belastning som rådde – belastningstoppar kring 3 mg/l. Dock rådde väldigt liten belastning från det biologiska steget under en period och då kunde denna fosfatanalys utvärderas (fig. 19). En liten fördel med denna fosfatanalysator var att den gav analysvärden var 14:e minut. Bran Luebbe-analysatorn gav analysvärden var 24:e minut. Hach-analysatorn med det förfiltrerade provvattnet vore förmodligen mer tillförlitlig i det långa loppet, vilket utvärderingen visade.



Figur 18. Kombinerad återkoppling och framkoppling under drygt ett dygn. Framkopplingen ger en grunddos och återkopplingen verkar på reglerfelet och försöker hålla utgående halt av fosfat-P nära börvärdet. Börvärdet var 0,3 mg/l. De konstanta värdena på utgående halt av fosfat-P kring mätvärde 50 och efter mätvärde 200 beror på analysatorfel.



Figur 19. Jämförelse mellan fosfat-P-analysatorer för eftersedimentering. Hach-analysatorn hade förfiltrerat provvatten.

4.3 Diagnos och underhåll av sandfilter

4.3.1 Backspolning

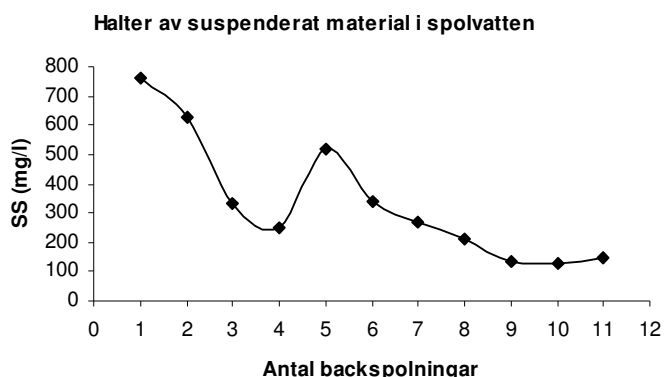
Den inställda backspolningstiden 250 sekunder svarade mot en volym på 0,88 m³ och en nivå-sänkning i filtrattanken på ca 65 cm. För att snabba upp backspolningsproceduren sänktes börvärdet vid backspolning till 120 cm. Börvärdet vid normaldrift var 50 cm. Backspolningsproceduren snabbades då upp från 2 timmar till ca 1 timme och 40 minuter

Den tillämpade backspolningsvolymen 2,9 m³/m² filter var lägre än rekommendationen för ett fullskalefilter, 4-8 m³/m² filter (Cleasby och Logsdon, 1999). Observation av

backspolningen med den inställda backspolningstiden tydde på att denna tid var tillräcklig; backspolningsvattnet blev oftast relativt klart innan avslutad backspolning.

Det skedde ett flödesstopp varje morgon vid 5-tiden på grund av att bufferten av avloppsvatten vid pumpstationen vid Båtbyggargatan tillfälligt tog slut. Då avloppsvattnet tillfördes igen blev ventilregleringen slängig och en backspolning triggades. Därför skedde en backspolning per dygn om triggningen med ventilöppningen var aktiverad.

Sandfiltret rengjordes ordentligt vid ett tillfälle med samtidig luft- och vattenspolning. Under 11 på varandra följande backspolningar togs prover på spolvattnet. Halten suspenderat material i spolvattnet vid backspolningarna redovisas i figur 20. Ökningen före 5:e backspolningen är intressant; plötsligt verkar en stor andel suspenderat material ha lösgjorts, förmodligen djupt ned i filtret.



Figur 20. Avtagande av halt suspenderat material i spolvatten vid 11 upprepningar av samtidig luft- och vattenspolning.

Backspolningen varade 5-6 minuter per gång, vilket motsvarar en spolvolym på ca 1 m³. En uppskattning av massan av det suspenderade materialet som tvättades ur sandfiltret var 3,3 kg, eller 10,8 kg per m² filteryta (bilaga 8).

Jämförelsen mellan effektiviteten hos en vattenspolning och omväxlande luft- och vattenspolning, visade att luftspolning extraherade mer suspenderat material ur sandfiltret. Upprepade vattenspolningar verkade inte ge en extra rengöring av filtret, eftersom backspolningsvattnet var relativt rent från början i den andra och tredje backspolningen (tabell 11).

Tabell 11. Jämförelse mellan vattenspolning och omväxlande luft- och vattenspolning.

Backspolning	Tid (min)	Tid, klart BS-vatten	Provvolym (l)	Susphalt (mg/l)
1. Vatten	4	3	8	288
2. Vatten	3	0	6	31
3. Vatten	2	0	4	13
4. Luft + vatten	3	2,30	6	140
5. Luft + vatten	3	2	6	87
6. Luft + vatten	3	2	6	62
7. Luft + vatten	3	2,30	6	56

Försöken gjordes i en följd. Efter vattenspolningarna testades omväxlande luft- och vattenspolning. Jämfört med den andra och tredje vattenspolningen, ökade halten suspenderat material avsevärt efter luftspolning.

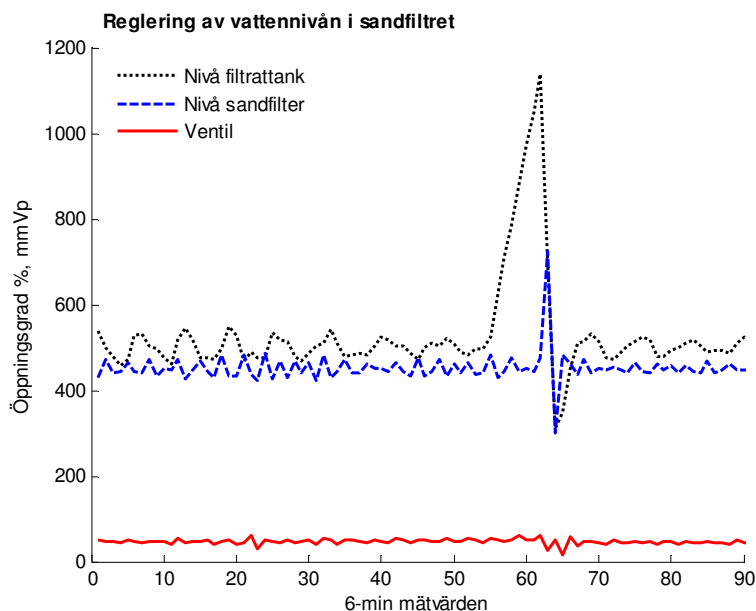
Reglering

Inställningen av PID-regulatorn för ventilen vid utloppet av sandfiltret verkade ge väldigt slängig reglering, men denna reglering gav förtjänstfullt små nivåvariationer i sandfiltret. Några försök med att använda Ziegler-Nichols metod gjordes. Värdet upp till $K = 4$ testades, men därefter avbröts experimenten då ingen tydlig självsvängning visade sig.

Olika värden för PID:en testades under några perioder. Förstärkningen gjordes inte alltför stor för att undvika slängig reglering. Inflödet till sandfiltret varierade ganska drastiskt ibland, t e x efter backspolning. En någorlunda kort integreringstid valdes för att inte få alltför långsam reglering, med stora nivåvariationer i sandfiltret som följd. En liten derivering kunde möjligtvis förbättra ventilens uppförande.

En inställning som minskade ryckigheten hos ventilen, men samtidigt inte gav alltför stora nivåvariationer i sandfiltret var: $K = 0,8$; $T_i = 50$ s; $T_d = 10$ s. Proportionella delen minskades, integrerings- och deriveringstiderna ökades (jmf tabl 3, kapitel 3.4.1). I figur 21 visas reglering av vattennivån i filtret i samband med en backspolning (då filtrattanken fylls upp till 1200 mmVp).

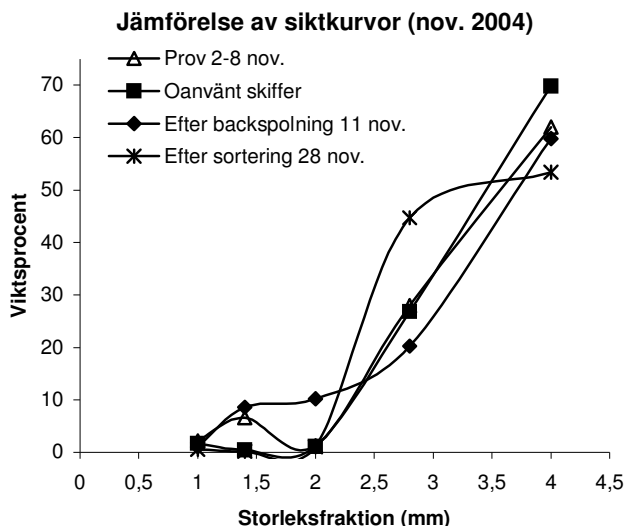
Det är viktigt att ventilregleringen inte är för slängig, med tanke på att trigging av backspolning sker vid 90 % ventilöppning. En backspolning ska ju inte triggas i onödan. I bilaga 9 visas en trigging av backspolning.



Figur 21. Reglering av vattennivån i sandfiltret i samband med backspolning. Denna backspolning är tidsinställd och triggas ej av 90 % öppningsgrad hos ventilen. Nivån i sandfiltret uppvisar måttliga variationer kring börvärdet 450 mmVp.

4.3.2 Siktkurvor

Två sandfilterprov togs i början av november 2004. Ett medelvärde av deras storleksfördelningar jämfördes med siktning av oanvänt skiffer. Efter ett backspolningsförsök 2004-11-11 togs ett prov för att se effekten av denna. Sortering ansågs vara nödvändigt efter backspolningsförsöket. Tre stycken upprepade sorteringar utfördes 2004-11-28 och därefter togs ett prov (bilaga 10). Siktkurvor redovisas i figur 22.



Figur 22. Siktkurvor av skifferkornen i sandfiltret. De använda siktstorlekarna var 1,0; 1,4; 2,0 samt 2,8 mm.

De två första proven skiljde sig från de oanvända skifferkornen. De verkade ha en större andel av storleken 1,0-1,4 mm och aningen mindre av storleken 2,8-4 mm. Efter backspolningsförsöket hade andelen av storlekarna 1,0-1,4 och 1,4-2,0 mm ökat. En minskning hade skett av storleken 2,0-2,8 mm. Sorteringen verkade ha återställt storleksfördelningen upp till 2 mm, men ökat andelen 2,0-2,8 och minskat andelen 2,8-4 mm.

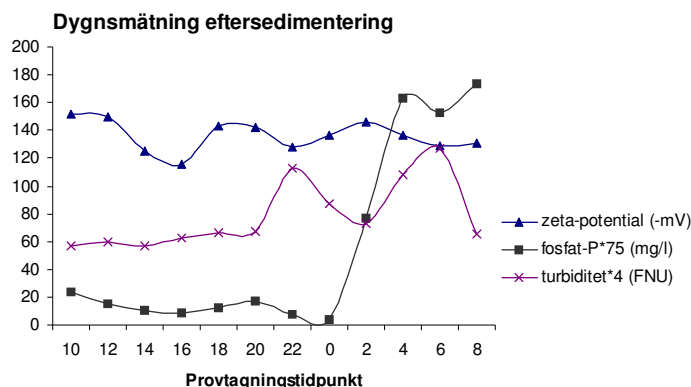
4.4 Utvärdering av bio-P

I september 2004 ställdes driften av Linje 1 om för bio-P. Upprepade försök gjordes för att försöka få igång en fungerande process. Olika driftinställningar testades: flöde 0,6-1,2 m³/h, olika grad av luftning och slamrecirkulering, nyttjande av 1-2 aeroba tankar etc. Tidvis var det problem med att få igång en fungerande aktivslamprocess. Problem med trådbildande mikroorganismer och slamskumning var återkommande. Under hösten var fosfathalterna från det biologiska steget ganska höga, upp till ca 8 mg/l, men i december kunde halten i perioder gå ner till kring 2 mg/l. I och med en omstart i januari 2005 började riktigt goda resultat fås. Under några veckor behövdes knappt någon dosering av fällningskemikalie. Efter de mycket goda resultaten under andra hälften av januari, avtog reduktionen av fosfat i februari och fosfathalten ökade till ca 2-3 mg/l.

4.4.1 Dygnsanalys av avloppsvattnet

En dygnsmätning på eftersedimenterat och inkommande avloppsvatten genomfördes 21-22 december 2004, från kl 8.00. Katjonbehovet varierade mellan 0,66-0,85 ml och zeta-

potentialen mellan (-)116-152 mV. En möjlig samvariation kunde urskiljas mellan zeta-potential (katjonbehov) och fosfathalt. Dock stördes mätningarna under dygnet av en försämrad bio-P. Detta berodde på problem med en slamreturpump. Följden blev mycket flytslam och förhöjd fosfathalt. Vid 22-tiden började problemen med flytslam, vilket syns i en förhöjning av den uppmätta turbiditeten. Från midnatt och framåt syns en kraftig höjning av fosfathalten (fig. 23).



Figur 23. Dygnsanlys av eftersedimenterat vatten, Linje 1.

Fosfathalten varierade mellan 0,05-0,3 mg/l fram till midnatt, då halterna kraftigt höjdes till drygt 2 mg/l under de närmaste timmarna. Turbiditeten varierade mellan 14,1-16,8 FNU fram till kl 22, då problem med flytslam inträdde. Därefter ökade turbiditeten till 20-30 FNU. Redoxpotentialen varierade mellan (-)132-151 mV. Konduktiviteten varierade mellan 431-469 μ S/cm. I genomsnitt var pH = 7,5.

Reduktionen i biosteget i Linje 1 var under dygnet ca 50-80 % för katjonbehovet, 80-99 % för fosfat, 80-98 % för turbiditet. Analysvärden för både eftersedimenterat och inkommande vatten redovisas i bilaga 11.

4.4.2 Veckoanalys av avloppsvattnet

En utvärdering av bio-P genomfördes med en analys av dygnsprov under två veckor, 2-17 februari 2005 (bilaga 12). Analys gjordes av fosfat-P, total-P, suspenderat material, turbiditet samt katjonbehov. Analyserna visade att den biologiska fosforreduktionen var mycket stor, över 90 %, och reduktionen av totalfosfor ca 75 %. Reduktionen av suspenderat material var ca 80 % och katjonbehov ca 60 % (tabell 12).

Tabell 12. Genomsnittliga analysvärden och medelreduktion i det biologiska reningssteget under två veckor, 2-17 februari 2005.

Medelvärden	PO ₄ -P (mg/l)	Tot-P (mg/l)	Susp (mg/l)	KB (ml)
Inkommande	9,4	12,2	239	1,6
Eftersed.	0,8	3,1	45	0,6
Reduktion	91	74	81	59

Biosteget gav ganska varierande fosfathalt under analysperioden. Reduktionen varierade mellan ca 80-98 %, fosfathalten mellan 0,2-2 mg/l.

5 Diskussion

5.1 Fällningsförsök

5.1.1 Fällning i laboratorieskala

Fällningsförsök utfördes på ett avloppsvatten som under utvärderingstiden hade varierande karaktär vad gäller halten av fosfat och suspenderat material samt katjonbehov. Olika fällningskemikalier av intresse testades på ett avloppsvatten som har en speciell karaktär, med relativt höga halter av näringsämnen, suspenderat material och organiskt material. Fällningsförsöken har visat att med goda inblandningsförhållanden, är det möjligt att med en inte alltför stor dos reducera det mesta av fosfor och nästan helt destabilisera vattnet. Då halten av fosfat var 4-6 mg/l kunde ca 90 % av fosfaten reduceras med en dos kring Me:PO₄-P 2:1. Då fällningsförsök (med veckfiltrering) utfördes när fosfathalten var mycket låg, under 1 mg/l, blev reduktionen mycket lägre för samma dos. Detta kan bero på att dosvolymen som ska spridas ut är mycket liten och att flockbildningen inte blir lika kraftig då vattnet är ”tunnare”, vilket gör att fosfaten avskiljs i mindre grad i veckfiltret. Då doserna blir väldigt små kan det vara lämpligt att späda ut fällningskemikalien alldeles innan fällningsförsöket. Dock kan detta tyvärr ändra egenskaperna hos fällningskemikalien.

Vid dosering utifrån katjonbehov kan den använda termen ”effektivitet” för molkvoten Me:PO₄-P(reducerad) diskuteras. Denna ”effektivitet” beror ju på dosen fällningskemikalie (och en rad andra faktorer, t ex koncentration av fosfat och katjonbehov). Men denna kvot gav en bra jämförelse av fällningskemikalierna då dosen bestämdes utifrån katjonbehov.

De polymeriserade produkterna hade de största flödena vid veckfiltrering. Anledningen är förmodligen att då dessa i regel var mer koncentrerade skapades stora, starka flockar, som medgav stort flöde.

Vid fällningsförsöken med bestämda molkvoter och veckfiltrering hade polymeriserade fällningskemikalier bästa resultat för den högre dosen m a p reduktion och KSF, men de hade de sämsta flödena. Större KSF borde leda till bättre flöde, då flockbildningen blir kraftigare. Kanske kan det inte visas med just veckfiltrering. För den lägre dosen gav en av de icke-polymeriserade fällningskemikalierna, Purfal 333, minst lika bra fosfatreduktion och KSF som de polymeriserade produkterna. Detta stämmer relativt bra med teorin för Al/Fe-blandningar (kap. 2.4.2, Fällningskemikalier). För den lägre dosen hade de polymeriserade produkterna aningen bättre flöden.

Membranfiltrering visade annorlunda resultat: fosfatreduktionen blev likartad för alla produkter. De polymeriserade produkterna gav dock störst laddningsneutralisation (störst KSF). Om membranfiltrering väl förutsäger resultaten för fosforborttagande i sandfilter i fullskala, kan det innebära att med god inblandning är alla testade produkter likvärdiga; då är valet kanske mest en kostnadsfråga. I detta försök kunde i regel mer filtrat av de polymeriserade produkterna fås. Den kaka av flockar som bildades medgav bättre flöde än för de icke-polymeriserade fällningskemikalierna. Det hade varit intressant att sänka dosen ytterligare vid membranfiltreringen, med tanke på den goda reduktionen som uppnåddes.

Orsaken till skillnaden i fosfatreduktion mellan försöken med veckfiltrering och membranfiltrering borde vara att vid membranfiltrering avskiljs även de kolloidala fällningarna av metallfosfat. I fallet veckfiltrering fick de polymeriserade produkterna bättre fosfatreduktion troligen på grund av deras ökade destabilisering; mycket av metallfosfatfällningarna kunde fångas upp i större flockar, som avskiljdes med veckfiltret.

5.1.2 Fällning i fullskala

Vid efterfällning kan hög alkalinitet och lågt G-värde minska effektiviteten av den kemiska fällningen. Hög alkalinitet innebär sämre resultat för den kemiska fällningen och därmed krävs överdosering. Vattnet från biosteget i Linje 1 har förmodligen haft relativt hög alkalinitet, då nitrifikationen har varit liten i processutformningen för bio-P (Björleinius, pers. komm., 2005). Inblandningen av fällningskemikalien är bristfällig och behöver förbättras.

PAX XL36 är en intressant produkt eftersom den har en tillsats av organisk polymer. Den borde ha en fördel vid kemisk fällning med liten turbulens vid inblandning av fällningskemikalien, då den organiska tillsatsen ökar den mekaniska styrkan hos flockarna (Henze, 1996). Denna fällningskemikalie testades under ett par månader. Den visade sig ge kraftigare flockbildning än den befintliga järnsulfaten. Flödet i Linje 1 var relativt litet och fällningskemikalien var koncentrerad. För att nå önskvärd fosfatreduktion fick fällningskemikalien doseras i relativt stor mängd. En orsak kan vara den bristfälliga inblandningen. En åtgärd förutom bättre inblandning kan vara att späda ut fällningskemikalien innan dosering, för att på så sätt kunna sprida ut den snabbare i avloppsvattnet.

Behovsstyrd dosering av fällningskemikalier utvärderas idag av två ledande branschföretag, CDM och Kemira Kemwater. CDM erbjuder lösningar med laddningsmätning där resultatet av kemisk fällning kontinuerligt mäts, vilket gör att under- eller överdosering undviks (CDM, 2005). Kemira Kemwater genomförde under sommaren 2004 dosstyrningsförsök i fullskala på Ängstorps reningsverk i Laholm. Där utvärderades hur olika parametrar kan användas för dosstyrning. Vid sidan om den traditionella mätningen av fosfat (och totalfosfor) testades även laddningsmätning. Slutsatsen blev att laddningsmätning fungerar bra för att just se effekten av doseringen och därigenom optimera doseringen kontinuerligt. Dock är den inte lika användbar som fosformätning, som tydligare visar uppströms variationer (Holmquist, 2004).

5.1.3 Prisjämförelse fällningskemikalier

För ett vanligt reningsverk uppgår kostnaden för fällningskemikalier till 10-20 % av driftskostnaderna (Eriksson och Rutberg, 1996). För ett mindre reningsverk är blir kostnaden relativt sett mindre.

För bulktransport av 35-40 ton fällningskemikalie inom Stockholm (2005) från Archemi, CDM och Kemira Kemwater redovisas kostnader i tabell 13.

Tabell 13. Priser för leverans av 35-40 ton fällningskemikalie inom Stockholm, 2005.

Produkt	Pris/ton (kr)	Pris/kmol Me (kr)
Purfect 312	1175	570
ASL 47	1250	804
Purfal 333	1225	830
PAX XL36	2200	849
PAX XL100	2000	593
PIX 111 Extra	2400	1022
Pluspac 1465	1850	768

Kostnaden per ton av fällningskemikalie är störst för de polymeriserade produkterna. Då priset relateras till molmängden metall i produkten, visar det sig att Purfect 312 och PAX XL100 har fördelaktiga priser.

5.2 Processreglering

PI-reglering av fällningskemikalie vid sandfiltret fungerar ganska bra, trots att en relativt stor tidsfördröjning finns. Tidsfördröjningen gör att PI-regulatorn svarar på en belastningsändring först efter ett tag, vilket kan ge en ganska slängig utsignal. En lämplig snabbhet hos regulatorn vore att den ökade från en lägre arbetsnivå till maxnivå under den tid fosfatbelastningen ökar, d v s under minst ca 6 timmar. Då borde inte en alltför stor överkompensering ske. Variationerna i utgående fosfathalt kan inte helt elimineras med bara återkoppling; tidsfördröjningen mellan dosering och analys på utgående vatten kommer alltid att innebära att PI-regulatorn ligger ”steget efter”.

Framkoppling borde kunna minska inverkan av den inkommande variationen av fosfat, så att återkopplingen får mindre variationer att reglera på. Framkopplingskonstanten borde ställas in så att framkopplingen ger en relativt hög ”grunddos” vid normalbelastning. Med en väl fungerande framkoppling kan återkopplingsregulatorn göras långsammare, vilket minskar risken för svängningar kring börvärdet.

Metoden för att få fram en lämplig framkopplingskonstant (kapitel 3.5.2, PID-regulator med statisk framkoppling) användes aldrig. Vid utvärderingen var en första ansats att justera framkopplingskonstanten så att framkopplingen gav en dosering som motsvarade en molkvot Me:PO₄-P på 2:1. Tyvärr kunde ingen längre tids effekt av denna grunddos ses på grund av problem med online-mätningen.

Stegsvar är en bra utgångspunkt för att få en uppfattning om processdynamiken. I detta fall var de svårtolkade p g a en ständigt varierande belastning. Även mätfel har påverkat utvärderingen. En fördel med PID-regulatorn är att den ofta kan ställas in med ”trial and error”. Modellbaserade reglerstrategier kan möjligen ge ännu bättre reglering. Då krävs att en dynamisk modell av processen finns, t ex framtagen med systemidentifiering. En s k black-box-modell av processen gjordes tidigare av undertecknad med flera i ett kursprojekt (Andersson, M. m fl, 2004). Med en modell av processen kan även reglering av processen simuleras.

Målet med fosfatreningen är att hålla en utgående halt av totalfosfor på 0,15 mg/l. Det är då viktigt att ha en noggrann mätning av fosfatkoncentrationen i utgående vatten. Mätområdet för den analysator som används i framtida försök bör ställas in på ett mätområde som är anpassat för de låga nivåer som utgående vatten kan förväntas ha..

5.3 Siktkurvor

Vid jämförelse med provet av oanvänt blähschiefer, hade proven från 2-8 november 2004 en större andel av fraktionen 1,4 mm. Det skulle kunna bero på att rådasanden trycktes uppåt vid backspolning. Efter backspolningen fanns en större andel av 2 mm och mindre av 2,8 mm jämfört med proven 2-8 november. Det förstnämnda kan bero på att rådasand trycktes uppåt vid backspolning och det sistnämnda att materialflykt skedde vid backspolningen. Efter sorteringen var andelen av 1,4 mm lika som för det oanvända provet. Storleksfraktionen 2,8 mm var avsevärt högre än för det oanvända provet. Orsaken skulle kunna vara uppåttransport av rådasand. Storleksfraktionen 4 mm var avsevärt mindre än det oanvända provet och även backspolningsprovet. En förklaring kan vara att denna större fraktion hamnat lite djupare i filterbädden, eller fördelat sig ojämnt vid ytan så att provtagningen blev en felkälla.

Enligt teorin kan det önskade resultatet av sortering störas av olika faktorer. Backspolningsflödet för sandfiltret i Linje 1 var högre än det rekommenderade. Ett för stort backspolningsflöde kan ge mer omblandning av bäddlager. Ingen gradvis höjning i början eller sänkning i slutet av sorteringen kunde göras. Fullt påslaget spolflöde från början ökar risken för att ihopklumpat material kan slitas loss och transporteras som en massa genom filterbädden. Vattenflödet kan vara ojämnt fördelat från dysorna p g a igensättning. Det kunde vara motiverat att upprepa sortering och efterföljande siktning för att få mer säkerhet i resultaten.

Någon påväxt av större omfattning kunde inte påvisas, vilket är ganska väntat då drifttiden var drygt ett år för Sjöstadsverkets Linje 1. Dock visade det sig att skiffret från sandfiltret var mer rödbrunt än oanvänt skiffer, vilket tyder på att järn börjat fastläggas. På Henriksdalsverket har man erfarenheter av påväxt på filtermaterial. Följden har blivit driftsproblem med sandfiltren på grund av igensättning av spoldysor med järnhydroxid och ökad volym av filterbädden (Davies, pers. komm., 2004). Det klagjordes att påväxten i huvudsak var järn (från den kemiska fällningen). Det var kostsamt och krävande att återställa sandfiltren. Ett kvarstående problem kan vara att filtrens egenskaper blir förändrade till det sämre på grund av påväxten. För att försöka minska risken för påväxt har man på reningsverket beslutat att testa två åtgärder, dels styrning av dosering med hjälp av utgående fosfatmätning, dels att ändra backspolningsstrategier.

5.4 Backspolning

Då proverna för analys av suspenderat material togs vid backspolningsförsöket 2004-11-11, noterades att en del filterkorn hamnade i bägaren. Det tyder på att den kombinerade luft- och vattenspolningen var för kraftig, så att filterkornen lyftes för mycket vid backspolningen. Efter försöket mättes nivån för filterbädden och den var avsevärt lägre än specifikationen (ca 30 cm lägre). Det tyder på materialflykt. Slutsatsen är att samtidig luft- och vattenspolning under hela backspolningen inte är ett bra alternativ för detta sandfilter.

Vad gäller tillämpning av luftspolning kunde en rekommendation för framtiden vara att försök görs med olika lång tids luftspolning under olika perioder. Sen kan filtergångtiden utvärderas statistiskt för de olika inställningarna. Luftspolning behövs förmodligen för att skapa mer abrasion av filterkornen, vilket borde kunna motverka påväxt.

Att använda minimalt med spolvatten skulle kunna underlättas med online-mätning av suspenderat material i backspolningsvattnet. Då backspolningsvattnet når en tolerabel nivå av suspenderat material avslutas backspolningen. Då kan rätt mängd spolvatten användas efter behov.

5.5 Utvärdering av bio-P

Den korta uppehållstiden som är önskvärd för en bio-P-process medför en hög belastning, vilket kan ge problem med slamseparationen (Björleinius et al, 2001). Mängden överskottsslam blir större. Under perioden då den biologiska fosforreduktionen visade mycket bra resultat var ett åtföljande problem stor slamvolym och slamskumning. Detta åtgärdades med nästintill dagligt underhåll av eftersedimenteringen, där bildat slamtäckte spolades bort och leddes ut i avloppet till Henriksdalsverket. Detta för att inte belasta sandfiltret i onödan under utvärderingen av den kemiska fällningen.

Under uppstartsperioden visade sig problem med filamentösa (trådbildande) mikroorganismer: Thiothrix eller Microthrix. Dessa bildades i anaeroba tanken. Stora mängder av organiskt material och svavel i avloppsvattnet bidrog till deras tillväxt (Björleinius, pers. komm., 2004).

Det är beklagligt att dygnsmätningen stördes av problemet med slamreturpumpen. Det hade varit intressant att se variationen av zeta-potential och fosfathalt över hela dygnet.

5.6 Felkällor

I fällningsförsöken pipetterades små volymer av fällningskemikalierna, som lägst ca 20 µl. En av pipetterna, med volymen 100-1000 µl, hade ganska dålig överensstämmelse mellan angiven volym och uppvägd dos. Jämförelsen mellan fällningskemikalierna drabbas inte, men de angivna doserna i ppm stämmer förmodligen inte alltid.

Vid laddningsmätning ska titrering ske minst 2 ggr/prov, men det har inte alltid gjorts för att försöken inte skulle bli alltför tidskrävande. En ordentlig rengöring av provbehållaren samt pistong mellan mätningar och genomsköljning med det aktuella provvattnet innan mätning, borde ändå ge viss säkerhet.

Prov ur sandfiltret för siktning kan ha varit ganska godtyckliga. Prov togs ner till någon decimeters djup, men det kunde säkert variera från gång till gång. Halten suspenderat material som för tillfället hölls i sandfiltret kan ha varit mycket varierande. Det vore intressant att ta ett djupare prov, kanske en kolumn ur hela översta bäddlagret, skiffret. Då kunde förmodligen olika prov jämföras mer rättvist. Mer information om omblandning mellan bäddlager skulle kunna fås. En provkolumn kunde också torkas, för att kvalitativt bedöma sprickbildning och ihopklumpning.

Online-mätningen av fosfat med Bran Luebbe-analysatorerna har i perioder varit bristfällig, med avbrutna mätningar och troliga kalibreringsfel. Detta har försvårat utvärderingen av regleringen.

Online-mätningen av konduktivitet vid dygnsanalysen var förmodligen dåligt kalibrerad, då den visade en felaktig nivå. Den redovisades ändå för att visa variationen.

6 Slutsatser

Fällningsförsök i laboratorieskala visar följande resultat:

- Med bra inblandningsförhållanden kan fosfat reduceras mycket med inte alltför stora doser.
- Polymeriserade produkter verkar vara effektivare än icke-polymeriserade både ifråga om fosfatreduktion och KSF för högre doser och veckfiltrering.
- Då membranfiltrering tillämpas visar resultatet att fosforreduktionen är likartad för alla produkter, men de polymeriserade produkterna har högre KSF.
- I förhållande till metallkoncentration har två produkter fördelaktiga priser: Purfect 312 (järnsulfat) och PAX XL100 (polymeriserad aluminiumklorid).
- Laddningsmätning och katjonbehov är ett intressant analysverktyg för att dels se hur mycket som kan behöva doseras, dels få en ytterligare inblick i effekten av den kemiska fällningen.

Kemisk fällning i fullskala och processreglering:

- Inblandningen av fällningskemikalien innan sandfiltret är bristfällig. En rekommendation är att använda dynamisk eller statisk inblandningsteknik.
- Förfiltrering av provvatten till fosfatanalyser verkar vara en bra metod för att få en väl fungerande online-mätning.
- Reglering med återkoppling ger en utsignal som varierar ganska kraftigt kring börvärdet. Grundproblemet är lång tidsfördröjning mellan utgående vatten från sandfilter och fosfatanalys. En rekommendation är att provtagning ska ske så tidigt som möjligt efter sandfiltret.
- Framkoppling innebär en snabbare åtgärd mot ändrad fosforbelastning än återkoppling. Dessa två reglerstrategier kombinerade borde ge en bättre reglering, där utsignalens variationer kring börvärdet minskar. Framkoppling bör utvärderas under en längre tidsperiod.

Underhåll och diagnos av sandfilter:

- I en jämförelse med oanvänt skiffer, är skiffret från sandfiltret mer rödbrunt, vilket tyder på fastläggning av järn på filterkornen. Någon påväxt på filterkornen har inte påvisats med siktning, vilket är väntat med den korta drifttiden av sandfiltret.
- Backspolning med enbart vatten verkar otillräckligt för att skapa abrasion av filterkornen, åtminstone för det konstanta spolflödet som används.

- Försök har visat att upprepade backspolningar med vatten är onödigt. Det gäller dock att backspolningstiden är ordentligt tilltagen så att backspolningsvattnet blir relativt klart innan spolningen avslutas.
- Omväxlande luft- och vattenspolning rekommenderas för tvåmediafilter och denna spolstrategi verkar vara effektivare att skapa abrasion än enbart vattenspolning.
- Möjlighet till variabelt backspolningsflöde av vatten och luft rekommenderas, i fallet vatten för att kunna tillämpa lämpligt flöde och få bra sorteringsegenskaper.
- Den tillämpade backspolningsvolymen $2,9 \text{ m}^3/\text{m}^2$ filter verkar med marginal vara tillräcklig för att lyfta ur det suspenderade materialet som ansamlas under filtergångtiden.

Utvärdering av biologisk fosforreduktion:

- Uppstartstiden för att finna rätt driftsbetingelser kan vara lång.
- Bio-P kan ge ganska variabel belastning till sandfiltret.
- Den biologiska fosforeringen har under en period haft mycket hög reduktionsgrad. Ett ständigt problem har dock varit dåliga slamegenskaper.

Referenser

Tryckta

Ahlgren, I., 1999. *Kväve och fosfor*, kursmaterial i Akvatisk ekologi, 3 p., Avd. för limnologi, Evolutionsbiologiskt centrum, Uppsala universitet.

Amirtharajah, A., Letterman, R.D., O'Melia, C.R., 1999. Coagulation and flocculation, kap. 6 i Letterman, R.D., 1999. *Water Quality and Treatment - A Handbook of Community Water Supplies*, 5th Edition, McGraw-Hill.

Arthursson, F., 1991. *Inblandning och flockning*, broschyr, Kemira Kemwater AB.

Benfield, L.D. och Morgan, J.M., 1999. Chemical precipitation, kap. 10 i Letterman, R.D., 1999. *Water Quality and Treatment - A Handbook of Community Water Supplies*, 5th Edition, McGraw-Hill.

Bengtsson, J., 2003. *Förbehandling av kommunalt avloppsvatten före anaerob behandling* (delprojekt inom Hammarby Sjöstad – anaeroba processer, Stockholm Vatten AB), examensarbete nr 2003-03, Avd. för vattenförsörjnings- och avloppsteknik, Lunds tekniska högskola.

Björleinius, B., Ek, M., Magnusson, P., Röttorp, J., 2001. *Lokalt reningsverk för Hammarby Sjöstad – förstudie av aeroba processer*, IVL Svenska miljöinstitutet AB, Stockholm Vatten AB och Tyréns Infrakonsult.

Björleinius, B., 2003a. *Lokalt reningsverk för Hammarby Sjöstad – etapp 1*, projektöversikt, Stockholm Vatten AB.

Björleinius, B., 2003b. *Rening av avloppsvatten från Hammarby Sjöstad*. Informationsmaterial, Stockholm Vatten AB.

Borglund, A-M., 2004. *Kombinerad kemisk och biologisk fosforrening på Käppalaverket, Lidingö – en studie ur ett processtekniskt, mikrobiologiskt och ekonomiskt perspektiv*, VA-forsk rapport nr 2004-06, Svenskt Vatten AB.

Bratby, J., 1980. *Coagulation and flocculation – with an emphasis on water and wastewater treatment*, Uplands Press Ltd.

Carlsson, B. och Hallin, S., 2003. *Reglerteknik och mikrobiologi i avloppsreningsverk*, VA-forsk rapport nr 2003-27, Svenskt Vatten AB.

Cheremisinoff, P.N., 1995. *Handbook of water and wastewater treatment technology*, Marcel Dekker Inc.

Cleasby, J.L. och Logsdon, G.S., 1999. Granular bed and precoat filtration, kap. 8 i Letterman, R.D., 1999. *Water Quality and Treatment - A Handbook of Community Water Supplies*, 5th Edition, McGraw-Hill.

- Dentel, S.K. och Kingery, K.M., 1989. Theoretical principles of streaming current detection, *Water Science Tech.*, vol. 21, s. 443-453, IAWPRC.
- Eriksson, Ö. och Rutberg, B., 1996. *Introduktion till avloppstekniken*, 1:a upplagan, Svenska Kommunförbundet.
- Glad, T. och Ljung, L., 1989. *Reglerteknik. Grundläggande teori*, Studentlitteratur.
- Henze, M., 1997. *Wastewater treatment – Biological and chemical processes*, 2nd ed., Springer.
- Holmquist, J., 2004. Tummen upp för: Behovsanpassad dosering av fällningskemikalier, bilaga, *Vattenspegeln* nr 3/2004, Kemira Kemwater AB.
- Sala, V. G., 2003. *Phosphorous removal at the Rya wastewater treatment plant – a study of the factors that can affect the chemical precipitation of phosphorous from the wastewater*, examensarbete, Water Environment Transport, Chalmers university of technology.
- Tillman, G.M., 1993. Diagnosing sick filters, Operations Forum, nov. 1993, IAWPRC.
- Underwood, R., 1993. In situ cleaning of filter media – an effective solution for a growing problem, Operations Forum, april 1993, IAWPRC.
- Åström, K. och Hägglund, T., 1995. *PID Controllers: Theory, Design and Tuning*, 2nd Edition, Instrument Society of America, The international society for measurement and control, North Carolina.
- Ødegaard, H., 1975. *Flocculation of phosphate precipitates in wastewater treatment*, Division of hydraulic engineering, The university of Trondheim.

Internet

- Andersson, M., Karlsson, J., Wester, A., 2004. *Kemisk fällning av fosfor i en aktivslamprocess – en reglerstudie*, kursrapport, Processreglering 4 p., Inst. för signaler och system, Uppsala universitet, handledare: Mikael Sternad.
<https://student.signal.uu.se/~proc0403/>
- CDM AB, 2005.
<http://www.cdm.se/> [2005-02-26]
- Hansen, B., 1997a. Grundkurs i kemisk fällning 1, *Vattenspegeln*, nr 1/1997.
Hansen, B., 1997b. Grundkurs i kemisk fällning 3, *Vattenspegeln*, nr 3/1997.
Kemira Kemwater AB, 2004.
<http://www.kemwater.se/> [2004-10-13]
- Sigrist, 2005. Process-photometer,
http://www.photometer.com/en/abc/abc_045.htm [2005-01-22]

Muntliga referenser

Mikael Andersson
Industriell IT och automation
Benima AB

Claes Antelius
Marknadsingenjör
Kemira Kemi AB, Stockholm

Jonas Bengtsson
Teknisk samordnare, Avd. Rening
CDM AB, Västra Frölunda

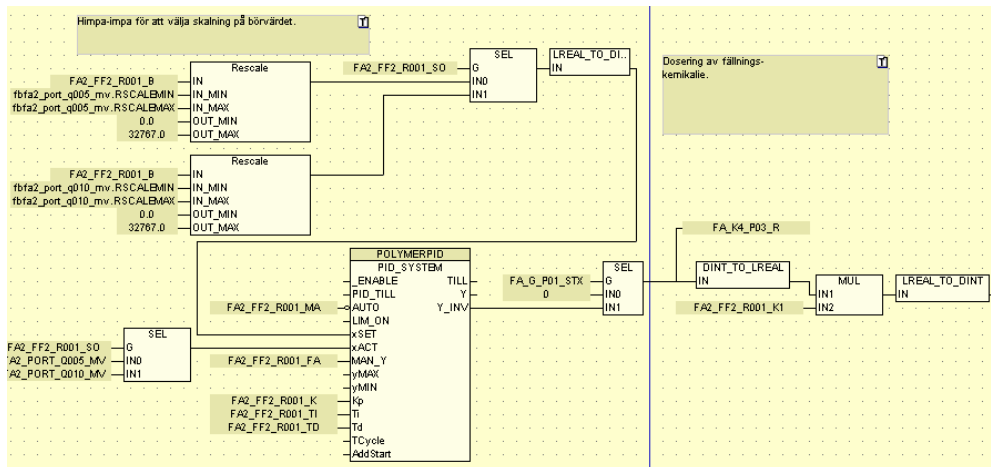
Berndt Björlenius
Projektledare, Sjöstadsverket
Avd. Avloppsrening
Investering och utveckling
Stockholm Vatten AB

Rachel Davies
Avd. Avloppsrening
Investering och utveckling
Stockholm Vatten AB

Lena Jonsson
Avd. Avloppsrening
Investering och utveckling
Stockholm Vatten AB

Bilagor

Bilaga 1. Funktionsblockmodellering

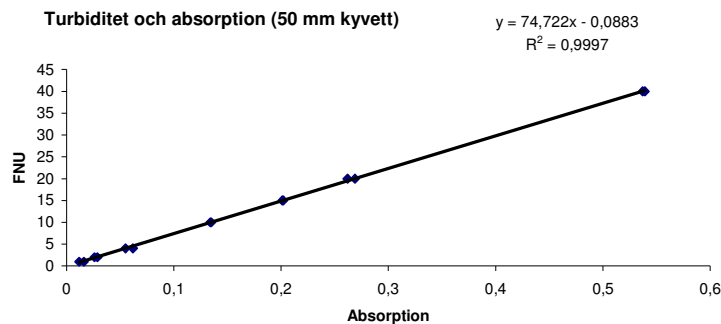


Figur 1. Exempel på funktionsblockmodellering i 4Control.

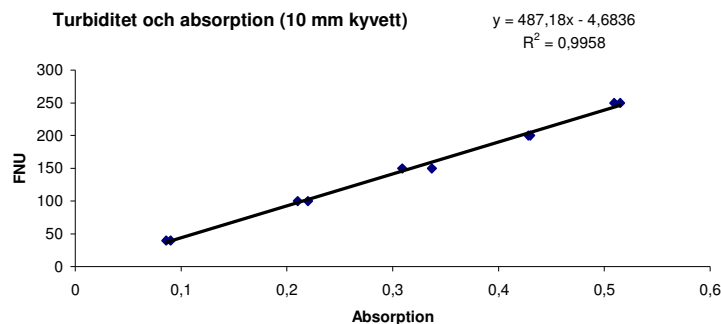
Bilaga 2. Samband mellan turbiditet och absorption

En internationell standard för att mäta turbiditet är med utgångspunkt från en referenslösning, formazin (en formalinpolymer), enligt standard ISO 7027 (Sigfrist, 2005). Analysvärdena från spektrofotometern ges då utifrån koncentration av denna referenslösning (absorption) och inte på basis av mätning av ljusintensitet. FNU betyder Formazine Nephelometric Units, där nephelometric anger den optiska tekniken för "side scatter", dvs hur mycket ljus som böjs av 90° p g a partiklar i provet.

Två mätområden var intressanta, nämligen 1-40 FNU samt 40-250 FNU. För det lägre mätområdet gjordes 7 spädningar och för det högre 5 spädningar. Dessa svarar mot 1, 2, 4, 10, 15, 20, 40 FNU respektive 40, 100, 150, 200, 250 FNU. Alla spädningar gjordes två gånger och regressionen är baserad på dessa dubbelvärden. Sambandet mellan FNU och absorption är mycket goda för de båda mätområdena (fig. 1 och 2). Dessa regressioner programmerades i spektrofotometern.



Figur 1. Samband mellan absorption och turbiditet, 1-40 FNU.



Figur 2. Samband mellan absorption och turbiditet, 40-250 FNU.

Bilaga 3. Fällningskemikalier

Tabell 1. Fällningskemikalier. De angivna värdena för densitet och metallhalt för produkterna är ungefärliga. Variationen brukar anges i varuinformationsbladen. Om ett intervall anges, har mittvärdet valts för beräkningar.

Produkt	Beskrivning	Viktsprocent metall	Densitet (g/cm ³)
Befintlig	Järn(III)sulfat	4,7	1,16
Archemi			
Purfect 312	Järn(III)sulfat	11,5	1,5
ASL 47	Alum.sulfat	4,2	1,32
PAS 418	Polyalum.sulfat	5,23	1,4
Purfal 333	Järn(III)sulfat + alum.sulfat	3,14 Al(III), 2,88 Fe(III)	1,36
Purfal 362	Järn(III)sulfat + alum.sulfat	2,08 Al(III), 5,75 Fe(III)	1,4
CDM			
Ekoflock 71	PAC, polyalum.klorid (hydroxid)	7,0	1,3
Ekoflock 91	PAC, polyalum.klorid (hydroxid)	9,3	1,38
Pluspac 1000	Aluklorhydroxid	6,3	1,23
Pluspac 1465	Aluklorhydroxid	6,5	1,35
Kemira			
PAX XL36	Polyalum.klorid + organisk polymer	6,9	1,29
PAX XL100	Polyalum.klorid	9,3	1,39
PAX XL600	Polyalum.klorid hydroxid	8,1	1,35
PIX 111 Extra	Polymeriserad järnklorid	13,7	1,42
PIX 115 Extra	Polymeriserad järnsulfat	11,5	1,55

Den järnsulfat som används på Sjöstadverket är densamma som används på Henriksdalsverket. Järnsulfaten, $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$, består av trevärt järn. Den köps från Kronos Titan i Norge och är en biprodukt från titandioxidframställning (Jonsson, pers. komm., 2004). Densiteten på den upplösta järnsulfaten på Sjöstadverket har uppmätts till $1,16 \text{ g/cm}^3$. Viktsprocenten Fe har ungefärligt beräknats till ca 4,7 %.

Företaget Archemi tillverkar kemikalier för rökgas- samt vattenrening och har sin bas i Råå, utanför Helsingborg. Följande produkter beställdes från Archemi: Purfect 312 (järn(III)sulfat), ASL 47 (aluminiumsulfat), PAS 418 (polymeriserad aluminiumsulfat), Purfal 333 samt Purfal 362 (blandningar av järn(III)sulfat och aluminiumsulfat).

Purfect 314 har aktiva substansen trevärt järn och är helt fri från klorid. Den används i första hand till att rena avloppsvattnet från humus, organiska ämnen och fosfor. Produkten eliminerar effektivt bildade sulfider. Den har god konditionering av bioslam och underlättar därmed förtjockning och avvattning. ASL 47 är upplöst aluminiumsulfat helt fri från klorid och järn. Enligt specifikation är användningsområdet främst för rening av råvatten, ytvatten och grundvatten från humus och organiska ämnen. Tar effektivt bort fosfor och mangan samt konditionerar slam. PAS 418 är en polymeriserad aluminiumsulfat som fungerar som koagulant, fällnings- och flockningskemikalie samt konditioneringsmedel för vatten och slam. Purfal-produkterna är blandningar av järn(III)sulfat och aluminiumsulfat. Purfal 333 är en blandning av Purfect 312 och ASL 47 i viktförhållandet 1:3 kg och Purfal 362 har viktförhållandet 1:1 kg.

Några aluminiumprodukter beställdes från CDM: Ekoflock och Pluspac. CDM är en återförsäljare av produkter och råvaror inom bl a vattenrening och har huvudkontoret i Västra Frölunda. Ekoflock 71 och 91 är två polymeriserade aluminiumprodukter, som enligt specifikation ska lämpa sig väl för efterfällning. Vid årsskiftet 2004/05 bytte CDM leverantör, vilket gör att Ekoflock ej marknadsförs av CDM längre. Det finns nu likvärdiga produkter under namnet Pluspac. Pluspac 1000 och 1465 användes även i fällningsförsöken och de är aluminiumklorhydroxider av olika densitet och metallhalt.

Kemira Kemwater är ett företag som är verksamt inom kemisk rening av dricks- och avloppsvatten. Företaget ingår i den finska Kemira-koncernen och har sitt huvudkontor i Helsingborg. Ett antal av deras polymeriserade aluminium- och järnprodukter ur så kallade PAX- och PIX-serien testades. PAX XL36 är en aluminiumklorid med tillsats av organisk polymer och innehåller flera aktiva aluminiumföreningar. PAX XL100 och XL600 har olika halter och innehåller aktiva flervärda respektive trevärda aluminiumföreningar. PIX 111 Extra är en polymeriserad järn(III)klorid, som skall ge mer borttagande av suspenderat material och stabilare flockar än den icke-polymeriserade motsvarigheten PIX 111. PIX 115 Extra är polymeriserad järn(III)klorid. Denna skall också ha de ovan nämnda goda egenskaperna som PIX 111 Extra. Dessa (märkta med *Extra*) är icke-kommersiella utvecklingsprodukter.

Bilaga 4. Fällningsförsök

Bilaga 4.1 Katjonbehov och rekommenderad dos

Lab. 2004-11-17 Analys av klarvattenfas						
PO ₄ -P (mg/l)	SS (mg/l)	KB (ml)	Rek dos (ppm)			
8	195	1	400			
Produkt	KB ₂ (ml)	KSF	PO ₄ -P (mg/l)	PO ₄ -P red%	Me:PO ₄ -P ink	Effektivitet Me:PO ₄ -P red
Befintlig järnsulfat	0,7	0,30	7,10	11	1,5	13,5
ASL 47	0	1,00	0,08	99	3,2	3,2
PAS 418	0,18	0,82	1,42	82	4,2	5,1
Purfal 362	0	1,00	0,08	99	3,5	3,6
Purfal 333	0	1,00	0,06	99	4,7	4,7
Ekoflock 71	0	1,00	0,03 U	100	5,2	5,2
Ekoflock 91	0	1,00	0,02 U	100	7,3	7,4
Pluspac 1000	0,1	0,90	0,38	95	4,4	4,7
Pluspac 1465	0	1,00	0,08	99	5,0	5,1
PAX XL36	0,06	0,94	0,03 U	100	5,1	5,1
PAX XL100	-0,03	1,03	0,04 U	99	7,4	7,5
PAX XL600	0	1,00	0,03 U	100	6,3	6,3
PIX 111 Extra	-0,05	1,05	0,04 U	99	5,4	5,4
PIX 115 Extra	0,03	0,97	0,27	97	5,0	5,1

Kommentar
U = Utanför mätområde

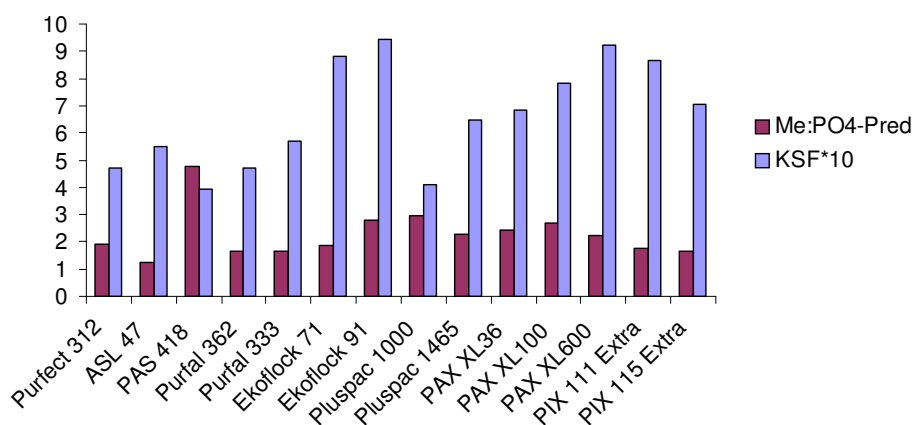
Bilaga 4.2 Katjonbehov och halverad rek. dos

Lab. 2004-12-02 Analys av klarvattenfas						
PO ₄ -P (mg/l)	SS (mg/l)	KB (ml)	Rek dos (ppm)	Tillsatt dos (ppm)		Effektivitet
6,12	189	0,51	204	102		
Produkt	KB ₂ (ml)	KSF	PO ₄ -P (mg/l)	PO ₄ -P red%	Me:PO ₄ -P ink	Me:PO ₄ -P red
Purfact 312	0,27	0,47	1,08	82,4	1,60	1,9
ASL 47	0,23	0,55	0,92	85,0	1,06	1,2
PAS 418	0,31	0,39	4,32	29,4	1,40	4,8
Purfal 362	0,27	0,47	1,81	70,4	1,18	1,7
Purfal 333	0,22	0,57	2,24	63,4	1,04	1,6
Ekoflock 71	0,06	0,88	0,50	91,9	1,73	1,9
Ekoflock 91	0,03	0,94	0,74	87,9	2,45	2,8

Bilagor

Produkt	KB ₂ (ml)	KSF	PO ₄ -P (mg/l)	PO ₄ -P red%	Me:PO ₄ -P ink	Me:PO ₄ -P red
Pluspac 1000	0,3	0,41	3,05	50,2	1,48	2,9
Pluspac 1465	0,18	0,65	1,58	74,2	1,68	2,3
PAX XL36	0,16	0,69	1,63	73,4	1,77	2,4
PAX XL100	0,11	0,78	0,58	90,5	2,42	2,7
PAX XL600	0,04	0,92	0,40	93,4	2,09	2,2
PIX 111 Extra	0,07	0,86	0,45	92,6	1,64	1,8
PIX 115 Extra	0,15	0,71	0,94	84,7	1,38	1,6

Effektivitet och KSF



Figur 1. Effektivitet och KSF (bilaga 4.2).

Bilaga 4.3 Katjonbehov och halverad rek. dos

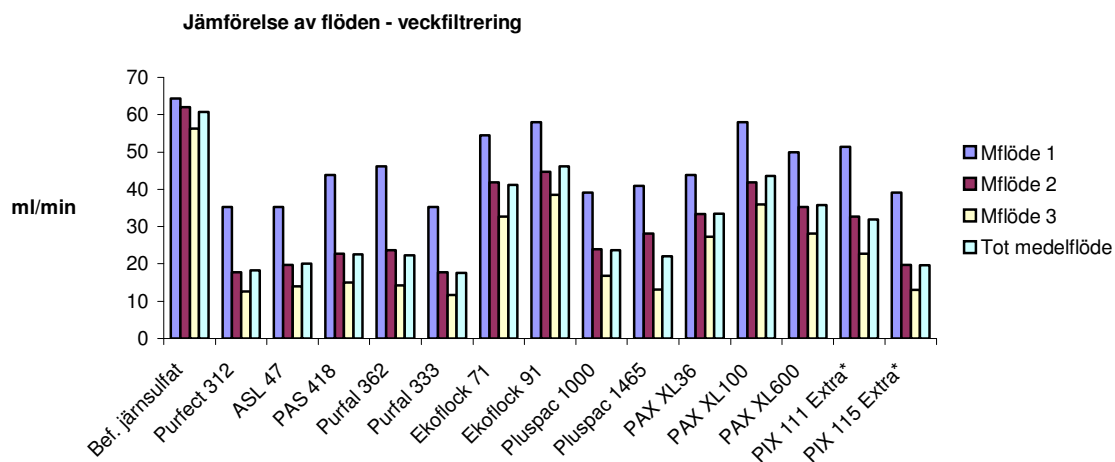
Lab. 2004-12-08 Analys av filtrat, veckfiltrering						
PO ₄ -P (mg/l)	SS (mg/l)	Turb (FNU)	KB (ml)	Rek dos (ppm)	Tillsatt dos (ppm)	Effektivitet
4,47	7,3	12,2	0,51	204	102	
Produkt	PO ₄ -P (mg/l)	PO ₄ -Pred %	Turb (FNU)	Turb red %	Me:PO ₄ -P ink	Me:PO ₄ -P red
Befintlig järnsulfat	4,22	5,6	19,3	0	0,7	2,5
Purfect 312	0,13	97	3,96	68	2,2	2,3
ASL 47	0,73	84	4,95	59	1,5	1,7
PAS 418	2,28	45	5,71	53	1,9	3,9
Purfal 362	0,35	92	4,53	63	1,6	1,7
Purfal 333	0,52	88	4,7	61	1,4	1,6
Ekoflock 71	0,07	99	3,4	72	2,4	2,4
Ekoflock 91	0,08	98	3,27	73	3,4	3,4

Bilagor

Produkt	PO ₄ -P (mg/l)	PO ₄ - Pred%	Turb (FNU)	Turb red %	Me:PO ₄ -P ink	Me:PO ₄ -P red
Pluspac 1000	1,33	70	4,88	60	2,0	2,9
Pluspac 1465	0,42	91	3,93	68	2,3	2,5
PAX XL36	0,12	97	3,08	75	2,3	2,4
PAX XL100	0,00	100	2,89	76	3,4	3,4
PAX XL600	0,23	95	4,94	60	2,9	3,0
PIX 111 Extra	0,08	98	3,13	74	2,5	2,5
PIX 115 Extra	0,27	94	4,93	60	2,3	2,4

Flöden	V ₁ (ml)	V ₂	V ₃	V _{tot}
Filtreringsvol 200 ml	30	60	90	90

Produkt	Q ₁ ml/min	Q ₂	Q ₃	Q _{medel}
Befintlig järnsulfat	64	62	56	61
Purfect 312	35	18	13	18
ASL 47	35	20	14	20
PAS 418	44	23	15	23
Purfal 362	46	24	14	22
Purfal 333	35	18	12	18
Ekoflock 71	55	42	33	41
Ekoflock 91	58	45	38	46
Pluspac 1000	39	24	17	24
Pluspac 1465	41	28	13	22
PAX XL36	44	33		34
PAX XL100	58	42	36	44
PAX XL600	50	35	28	36
PIX 111 Extra	51	33	23	32
PIX 115 Extra	39	20	13	20



Figur 2. Flöden veckfiltrering, bilaga 4.3.

Bilaga 4.4a Successivt ökande dosering**Lab. 2004-11-22 Successivt ökad dos utifrån katjonbehov, analys av klarvattenfas**

Produkt	PO ₄ -P (mg/l)	SS (mg/l)	KB (ml)	Rek dos (ppm)					Effekt.
Ekoflock 91	7,97	200	0,68	270					
Andel av rek dos KB	Dos (ppm)	KB ₂ (ml)	KSF	PO ₄ -P	PO ₄ -P red (mol)	n Me/l (mol)	Me:PO ₄ - P ink	Me:PO ₄ - P red	
0,1	27	0,58	0,15	5,41	8,26E-05	0,00013	0,50	1,5	
0,2	54	0,48	0,29	3,93	1,30E-04	0,00026	0,99	2,0	
0,3	81	0,45	0,34	2,82	1,66E-04	0,00038	1,49	2,3	
0,4	108	0,29	0,57	1,66	2,04E-04	0,00051	1,99	2,5	
0,5	135	0,24	0,65	0,812	2,31E-04	0,00064	2,49	2,8	
0,6	162	0,16	0,76	0,507	2,41E-04	0,00077	2,98	3,2	
0,7	189	0,15	0,78	0,314	2,47E-04	0,00090	3,48	3,6	
0,8	215	0,07	0,90	0,255	2,49E-04	0,00102	3,96	4,1	
0,9	245	0,08	0,88	0,16	2,52E-04	0,00116	4,51	4,6	
1	270	0,03	0,96	0,151	2,52E-04	0,00128	4,97	5,1	

Bilaga 4.4b Successivt ökande dosering**Lab. 2004-11-23 Successiv dosering utifrån katjonbehov, analys av klarvattenfas**

Produkt	PO ₄ -P (mg/l)	SS (mg/l)	KB (ml)	Rek dos (ppm)					Effekt.
PIX 111	7,64	178	0,75	300					
Andel av rek dos KB	Dos (ppm)	KB ₂ (ml)	KSF	PO ₄ - P	PO ₄ -P red (mol)	n Me/l (mol)	Me:PO ₄ - P ink	Me:PO ₄ - P red	
0,1	30	0,53	0,22	5,55	6,74E-05	1,0E-04	0,42	1,6	
0,2	60	0,5	0,26	3,64	1,29E-04	2,1E-04	0,85	1,6	
0,3	90	0,47	0,31	2,91	1,53E-04	3,1E-04	1,27	2,1	
0,4	120	0,4	0,41	2,22	1,75E-04	4,2E-04	1,70	2,4	
0,5	150	0,34	0,50	2,05	1,80E-04	5,2E-04	2,12	2,9	
0,6	180	0,24	0,65	1,44	2,00E-04	6,3E-04	2,55	3,1	
0,7	210	0,16	0,76	1,12	2,10E-04	7,3E-04	2,97	3,5	
0,8	240	0,12	0,82	0,614	2,27E-04	8,4E-04	3,40	3,7	
0,9	270	0,09	0,87	0,863	2,19E-04	9,4E-04	3,82	4,3	
1	300	0,06	0,91	1,04	2,13E-04	1,0E-03	4,24	4,9	

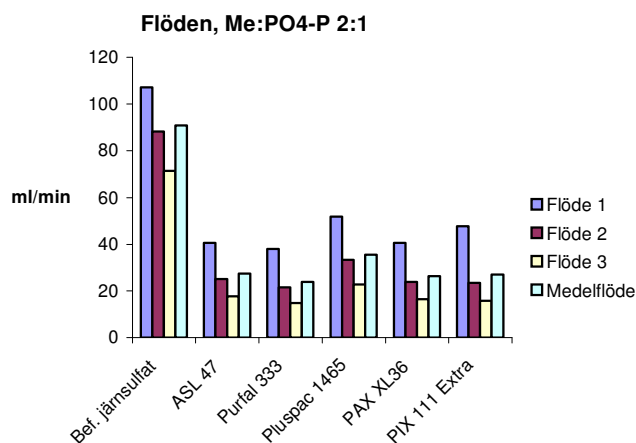
Bilaga 4.5 Fällningsförsök med bestämda molkvoter

Anm. Följande fällningsförsök är utförda på dygnsprover av eftersedimenterat vatten.

Bilaga 4.5a Veckfiltrering, låg dos**Fällningsförsök 2005-02-10, filtratanalys, Me:PO₄-P 2:1**

PO ₄ -P (mg/l)	SS (mg/l)	Turb	KB (ml)				
0,582	34	30	0,69				
Produkt	Dos (ppm)	PO ₄ -P (mg/l)	Turb (FNU)	KB ₂ (ml)	PO ₄ -P red %	Turb-red %	KSF* 100
Bef. järnsulfat	38	0,474	17,1	0,54	18,6	43,0	21,7
ASL 47	18	0,481	12,3	0,54	17,4	59,0	21,7
Purfal 333	19	0,413	11,5	0,47	29,0	61,7	31,9
Pluspac 1465	12 S	0,423	10,5	0,47	27,3	65,0	31,9
PAX XL36	11 S	0,445	11,2	0,46	23,5	62,7	33,3
PIX 111 Extra	11 S	0,374	13,3	0,45	35,7	55,7	34,8
Flöden	V ₁ (ml)	V ₂	V ₃	V _{tot}			
Filtreringsvol 250 ml	50	75	100	100			
Produkt	Q ₁ (ml/min)	Q ₂	Q ₃	Q _{medel}			
Bef. järnsulfat	107	88	71	91			
ASL 47	41	25	18	27			
Purfal 333	38	21	15	24			
Pluspac 1465	52	33	23	36			
PAX XL36	41	24	16	26			
PIX 111 Extra	48	23	16	27			

Kommentar
S = Spädning av fällningskemikalier

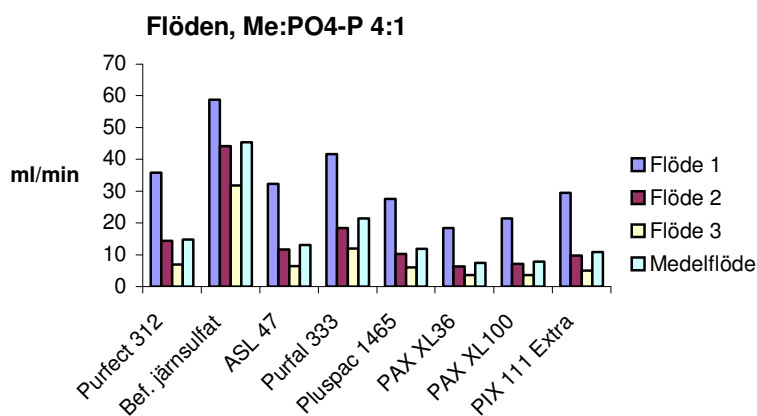


Figur 3. Flöden vid veckfiltrering, bilaga 4.5a.

Bilaga 4.5b Veckfiltrering, hög dos

Fällningsförsök 2005-02-11, filtratanalys, Me:PO₄-P 4:1

PO ₄ -P (mg/l)	SS (mg/l)	Turb	KB (ml)				
0,736	37	31,2	0,65				
Produkt	Dos (ppm)	PO ₄ -P (mg/l)	Turb (FNU)	KB ₂ (ml)	PO ₄ -P red %	Turb-red %	KSF* 100
Purfect 312	31	0,387	15,1	0,49	47,4	51,6	24,6
Bef. järnsulfat	97	0,573	20,2	0,51	22,1	35,3	21,5
ASL 47	46	0,318	9,3	0,40	56,8	70,1	38,5
Purfal 333	47	0,377	10,7	0,46	48,8	65,7	29,2
Pluspac 1465	29	0,162	7,1	0,32	78,0	77,2	50,8
PAX XL36	29	0,202	8,3	0,35	72,6	73,5	46,2
PAX XL100	20	0,277	7,3	0,37	62,4	76,6	43,1
PIX 111 Extra	27	0,181	10,4	0,41	75,4	66,7	36,9
Flöden	V ₁ (ml)	V ₂	V ₃	V _{tot}			
Filtreringsvol 250 ml	50	75	100	100			
Produkt	Q ₁ (ml/min)	Q ₂	Q ₃	Q _{medel}			
Purfect 312	36	14	7	15			
Bef. järnsulfat	59	44	32	45			
ASL 47	32	12	6	13			
Purfal 333	42	19	12	22			
Pluspac 1465	28	10	6	12			
PAX XL36	19	6	4	7			
PAX XL100	21	7	4	8			
PIX 111 Extra	29	10	5	11			



Figur 4. Flöden vid veckfiltrering, bilaga 4.5b.

Bilaga 4.5c Membranfiltrering, låg dos

Fällningsförsök 2005-02-18, membranfiltrering 0,45 my-filter, Me:PO₄-P 2:1

PO ₄ -P (mg/l)	SS (mg/l)	Turb (FNU)	KB (ml)				
2,05	43,2	38,2	0,55				
Produkt	Dos (ppm)	PO ₄ -P (mg/l)	Turb (FNU)	KB ₂ (ml)	PO ₄ -red %	Turb-red %	KSF*100
Purfect 312	43	0,159	4,63	0,31	92,2	87,9	43,6
Bef. järnsulfat	135	0,249	3,41	0,32	87,9	91,1	41,8
ASL 47	64	0,167	3,55	0,22	91,9	90,7	60,0
Purfal 333	66	0,047 U	3,61	0,17	97,7	90,5	69,1
Pluspac 1465	41	0,215	2,74	0,16	89,5	92,8	70,9
PAX XL36	40	0,283	2,76	0,11	86,2	92,8	80,0
PAX XL100	28	0,171	3,21	0,12	91,7	91,6	78,2
PIX 111 Extra	38	0,056	3,38	0,13	97,3	91,2	76,4

Kommentar

U = Utanför mätområde

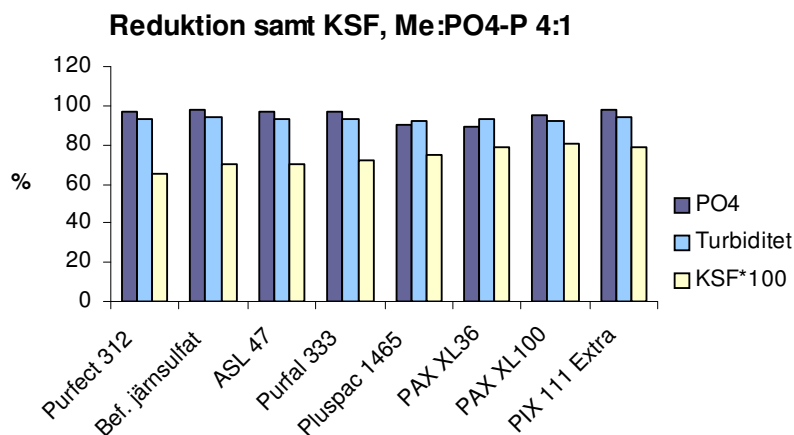
Bilaga 4.5d Membranfiltrering, hög dos

Fällningsförsök 2005-02-16, membranfiltrering 0,45 my-filter, Me:PO₄-P 4:1

PO ₄ -P (mg/l)	SS (mg/l)	Turb (FNU)	KB (ml)				
1,4	49	44,1	0,67				
Produkt	Dos (ppm)	PO ₄ -P (mg/l)	Turb (FNU)	KB ₂ (ml)	PO ₄ -P red %	Turb-red %	KSF*100
Purfect 312	58	0,042U	2,91	0,23	97,0	93,4	65,7
Bef. Järnsulfat	185	0,029U	2,41	0,20	97,9	94,5	70,1
ASL 47	88	0,042U	3,19	0,20	97,0	92,8	70,1
Purfal 333	90	0,039U	3,12	0,19	97,2	92,9	71,6
Pluspac 1465	56	0,141	3,47	0,17	89,9	92,1	74,6
PAX XL36	55	0,156	2,87	0,14	88,9	93,5	79,1
PAX XL100	38	0,067	3,26	0,13	95,2	92,6	80,6
PIX 111 Extra	52	0,033U	2,64	0,14	97,6	94,0	79,1

Kommentar

U = Utanför mätområde



Figur 5. Reduktion och KSF, membranfiltrering, bilaga 4.5d.

Bilaga 5. Veckoanalys sandfilter

Veckoanalys och reduktion i sandfilter, 2-17 feb. 2005

	Eftersed L1					Utg L1				
	PO ₄ -P (mg/l)	Tot-P (mg/l)	Susp (mg/l)	Turb (FNU)	KB (ml)	PO ₄ -P (mg/l)	Tot-P (mg/l)	Susp (mg/l)	Turb (FNU)	KB (ml)
V.5 ons	0,17	2,25	38	27,7	0,75	0,46	0,626	2	10,6	0,6
Tors	0,168	2,25	53	39,3	0,49	0,268	0,345	2	9,03	0,31
Fre lö sö	Missad provtagning					0,411	0,569	3	13,1	0,5
V.6 mån	0,319	2,8	45	37	0,63	0,359	0,535	4	12,6	0,45
Tis	0,212	2,25	40	35,2	0,58	0,353	0,529	3	10,8	0,38
Ons	0,582	2,25	34	30	0,69	0,298	0,437	6	9,02	0,35
Tors	0,736	2,5	37	31,2	0,65	0,196	0,289	3	7,45	0,31
Fre lö sö	1,5	3,29	46	36,2	0,59	0,25	0,346	2	7,15	0,27
V.7 mån	1,27	3,48	54	47,1	0,59	0,336	0,461	4	7,49	0,28
Tis	1,4	3,7	57	46,8	0,67	0,237	0,335	4	6,09	0,19
Ons	1,9	6,25	49	44,1	0,67	0,525	0,672	5	8,53	0,28
Medel	0,83	3,1	45,2	37,5	0,6	0,34	0,47	3,4	9,3	0,4

Reduktion sandfilter

	PO ₄ -P (mg/l)	Tot-P (mg/l)	Susp (mg/l)	Turb (FNU)	KB (ml)	Kommentar
V.5 ons	0	72	95	62	20	Utan dos (UD)
Tors	0	85	97	77	37	Dosering (D)
Fre lö sö	Missad provtagning					UD
V.6mån	0	81	92	66	29	D, ny pump, lågt dosmax
Tis	0	76	92	69	34	D
Ons	49	81	82	70	49	D
Tors	73	88	91	76	52	D Dosmax 100 ppm

	Reduktion sandfilter					Kommentar
	PO ₄ -P (mg/l)	Tot-P (mg/l)	Susp (mg/l)	Turb (FNU)	KB (ml)	
Fre lö sö	83	89	96	80	54	D
V.7 mån	74	87	92	84	53	D
Tis	83	91	94	87	72	D
Ons	72	89	89	81	58	Underdosering p g a fel på utg P-analys
Medel	43	84	92	75	46	

Bilaga 6. Stegsvär och beräkning av PI-parametrar med lambdametoden

Beräkning av PI-parametrar 2004-12-22

Steg 0-45%

Fällningskemikalie: PAX XL36

Y ₁ (mg/l)	Y ₂ (mg/l)	Y _s (mg/l)	U _s	Y _s /U _s
0,61	0,16	0,45	0,45	1
L (6-min-mv)	T (6-min-mv)	M	p	Lambda
8	16	16	2,5	40
T _i (s)	K _s			
5760	0,33			

Kommentar

Mätvärde (stabilisering utsignal) ca 36 efter steg

Maxdos: 150 ml/h

Beräkning av PI-parametrar 2004-11-15

Steg 0-100 %

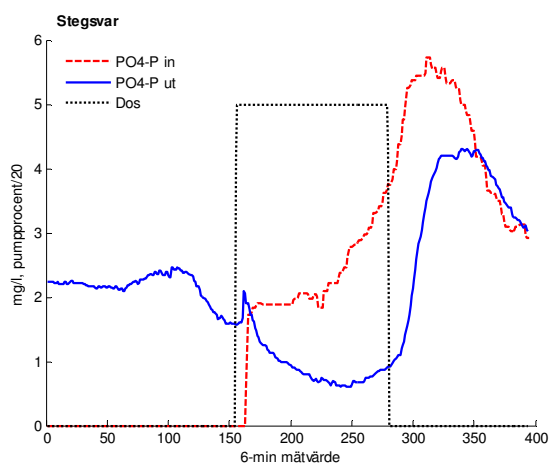
Fällningskemikalie: järnsulfat

Y ₁ (mg/l)	Y ₂ (mg/l)	Y _s (mg/l)	U _s	Y _s /U _s
1,57	0,88	0,69	1	0,69
L (6-min-mv)	T (6-min-mv)	M	p	Lambda
8	42	42	2,5	105
T _i (s)	K _s			
15120	0,54			

Kommentar

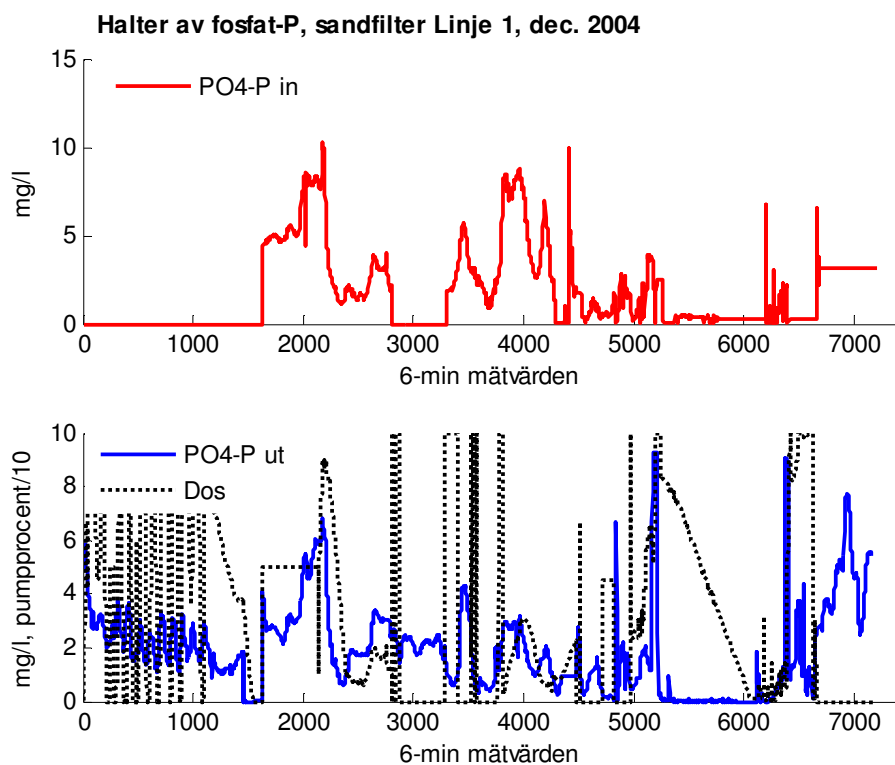
Mätvärde (stabilisering utsignal) ca 80 efter steg

Maxdos: 1500 ml/h



Figur 1. Stegsvär med järnsulfat, 0-100%.

Bilaga 7. Halter av fosfat-P och kemikaliedosering, dec. 2004



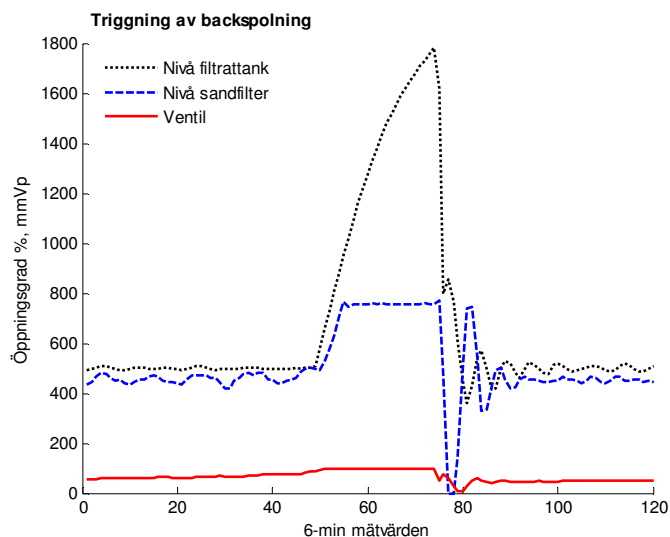
Figur 1. Halter av fosfat-P och PI-reglering i dec. 2004. Regulatorn hade $K = 0,3-0,4$ och $T_i = 600$ s under större delen av perioden. Mellan mätvärden 5250-6000 var $T_i = 3600$ s. Börvärdet under perioden var i början 3 mg/l och därefter 2 mg/l (från ca mätvärde 2000). Ökningen mot slutet av månaden hade att göra med problem med slamreturpump samt avbruten dosering under julhelger. Lägga märke till avvikande värden i fosfatanalysen, t e x kring mätvärden 5000 och 6500 för utgående fosfathalt.

Bilaga 8. Backspolning**Backspolning: undersökning av backspolningsvatten 2004-11-11****Analys av suspenderat material**

Prov	vikt filter (g)	vikt +SS (g)	filtratvol (ml)	SS (mg/l)
BS1	0,1279	0,1697	55	760
BS2	0,1276	0,1634	57	628
BS3	0,129	0,162	100	330
BS4	0,1291	0,1539	100	248
BS5	0,1294	0,1642	67	519
BS6	0,1269	0,1607	100	338
BS7	0,1276	0,1545	100	269
BS8	0,1286	0,1494	100	208
BS9	0,1288	0,1557	200	135
BS10	0,1285	0,1542	200	129
BS11	0,1236	0,144	140	146
Medelv				337

Backsp nr	Uttagen provvol (l)	Nivå före backsp (mm)	Nivå efter backspoln (mm)	Total bs-vol (m ³)	SS (mg/l)	Tot SS (kg)
BS1	11	1802	1268	0,71	760	0,540
BS2	11	1887	1555	0,44	628	0,278
BS3	11	1889	1224	0,89	330	0,292
BS4	11	1889	1103	1,05	248	0,260
BS5	12	1871	1054	1,09	519	0,565
BS6	11	1796	1007	1,05	338	0,355
BS7	11	1826	1026	1,07	269	0,287
BS8	11	1805	1085	0,96	208	0,199
BS9	12	1826	947	1,17	135	0,158
BS10	12	1785	887	1,20	129	0,154
BS11	12	1806	963	1,12	146	0,164
Filtrattank		Sandfilter			Totalt kg	3,3
Diam (m)	Area (m ²)	Area (m ²)	Pi		kg SS/m² filter	10,8
1,302	1,33	0,3	3,14159			

Bilaga 9. Triggning av backspolning



Figur 1. Ventilen ökar från ca 60-90 % öppningsgrad och sätter igång en backspolning. Notera hur relativt oförändrad vattennivån är innan påfyllningen av filtrattanken då ventilen kompenserar för det ökade mottrycket i filtret. Under uppfyllningen av filtrattanken försämras flödet ytterligare genom sandfiltret, eftersom filtrattanken och sandfiltret är två förbundna tankar, belägna i samma plan.

Bilaga 10. Siktcurvor

Prov 1, 2004-11-02			Prov 2, 2004-11-08		
Fraktion	Vikt (g)	Andel%	Fraktion	Vikt (g)	Andel%
1	4,4	1,5	1	9,5	2,9
1,4	19,1	6,7	1,4	21	6,4
2	4,3	1,5	2	3,2	1,0
2,8	77,3	26,9	2,8	94,5	29,0
4	182	63,4	4	197,9	60,7
SUMMA	287,1		SUMMA	326,1	

Medelvärde prov 1 & 2			Jämförelse, oanvänt Blähschiefer			
Fraktion	Andel%	Ack%	Fraktion	Vikt (g)	Andel%	Ack %
1	2,2	2,2	1	5,9	1,7	1,7
1,4	6,5	8,8	1,4	1,7	0,5	2,2
2	1,2	10,0	2	4	1,1	3,3
2,8	28,0	38,0	2,8	94,4	26,9	30,2
4	62,0	100,0	4	245,2	69,8	100,0
			SUMMA	351,2		

Prov 2004-11-15 efter backspolning 11/11			
Fraktion	Vikt (g)	Andel	Ack %
1	3,6	1,1	1,1
1,4	28,7	8,6	9,7
2	34,2	10,2	19,9
2,8	67,7	20,3	40,2
4	199,6	59,8	100,0
SUMMA	333,8		

Prov 2004-12-02 efter sortering 28/11			
Fraktion	Vikt	Andel	Ack %
1	1,6	0,6	0,6
1,4	0,6	0,2	0,9
2	2,6	1,0	1,9
2,8	115,4	44,7	46,6
4	137,8	53,4	100,0
SUMMA	258		

Bilaga 11. Dygnsprovtagning

Dygnsprovtagning 2004-12-21/22, start kl. 8.00, 2-timmarsprov															
Inkommande								Eftersedimentering L1							
Tid	zpot	KB	Redox	PO₄	Kond	Turb	SS	pH	zpot	KB	Redox	PO₄	Kond	Turb	
10	185	1,71	243	8,32	451	362U	658	8,0	152	0,85	140	0,32	454	14,1	
12	199	3,38	247	11,8	462	630U	882	7,3	150	0,72	135	0,2	468	15	
14	185	2,6	243	7,5	445	271U	217	7,6	126	0,73	138	0,14	454	14,2	
16	188	2,52	245	6,96	471	229	159	7,6	116	0,81	141	0,12	469	15,6	
18	177	2,59	247	9,76	517	307U	232	7,6	143	0,66	138	0,17	443	16,5	
20	177	2,35	250	8,73	531	251U	179	7,4	143	0,71	133	0,23	438	16,8	
22	178	2,36	238	7,84	490	214	184	7,4	128	0,73	137	0,11	438	28,1	
24	176	2,12	250	8,17	496	189	176	7,6	137	0,71	151	0,05	433	21,8	
2	184	1,81	252	8,65	564	193	152	8,0	146	0,68	139	1,02	431	18,3	
4	176	1,96	249	9,72	596	164	118	8,1	136	0,69	140	2,17	436	27	
6	170	2	247	10,2	639	173	131	8,2	129	0,67	132	2,04	448	31,7	
8	163	2,03	255	10,4	643	183	183	8,4	131	0,7	133	2,31	441	16,3	
MV	180	2,3	247	9,0	525	264	273	7,8	136	0,7	138	0,7	446	19,6	

ES	Reduktion						
	Tid	pH	zpot	KB	Rex	PO ₄	Kond
10	7,49	18	50	42	96	0	96
12	7,47	25	79	45	98	0	98
14	7,49	32	72	43	98	0	95
16	7,53	38	68	42	98	0	93
18	7,55	19	75	44	98	14	95
20	7,45	19	70	47	97	18	93
22	7,31	28	69	42	99	11	87
24	7,26	22	67	40	99	13	88
2	7,55	21	62	45	88	24	91
4	7,51	23	65	44	78	27	84
6	7,5	24	67	47	80	30	82
8	7,48	20	66	48	78	31	91
MV	7,5	24	67	44	92	14	91

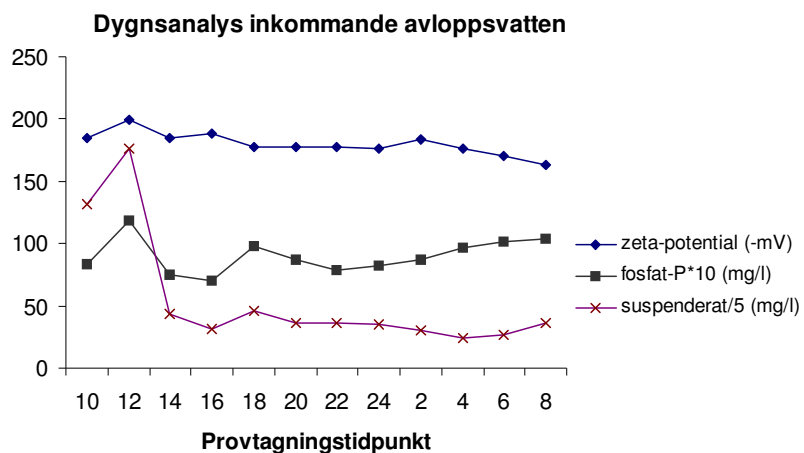
Kommentar

U = Utanför mätområde

Parameter	z-pot	KB	Redox	PO ₄	Kond	Turb	Susp
Enhet	-mV	ml	-mV	mg/l	μS/cm	FNU	mg/l

Dygnsanalysen av det inkommande avloppsvattnet visade följande variationer:

- zeta-potential (-)163-199 mV
- katjonbehov 1,31-3,38 ml
- fosfat 7-11,8 mg/l
- suspenderat material 118-882 mg/l och turbiditet 164- >250 FNU
- redox-potential (-)238-255 mV
- konduktivitet 445-643 μS/cm
- pH 7,4-8,4.



Figur 1. Dygnsanalys av inkommande avloppsvatten.

Bilaga 12. Veckoanalys bio-P**Veckoanalys av dygnsprov Linje 1, 2-17/2 2005**

	Inkommande					Eftersed L1				
	PO ₄ -P (mg/l)	Tot-P (mg/l)	Susp (mg/l)	Turb (FNU)	KB (ml)	PO ₄ -P (mg/l)	Tot-P (mg/l)	Susp (mg/l)	Turb (FNU)	KB (ml)
V.5 ons	9,7	11,8	206	238	1,85	0,17	2,25	38	27,7	0,75
Tors	9,21	12,5	252	254U	1,85	0,168	2,25	53	39,3	0,49
Fre lö sö	11,2	13,4	240	236	1,83	Missad provtagning				
V.6 mån	9,42	12,1	249	257U	1,68	0,319	2,8	45	37	0,63
Tis	8,86	12,4	225	219	1,31	0,212	2,25	40	35,2	0,58
Ons	9,1	11,5	234	222	1,39	0,582	2,25	34	30	0,69
Tors	8,86	13,3	231	226	1,56	0,736	2,5	37	31,2	0,65
Fre lö sö	9,88	12,3	248	240	1,78	1,5	3,29	46	36,2	0,59
V.7 mån	9,76	12,5	249	257U	1,59	1,27	3,48	54	47,1	0,59
Tis	8,88	11,5	225	225	1,3	1,4	3,7	57	46,8	0,67
Ons	8,47	11,4	269	253U	1,35	1,9	6,25	49	44,1	0,67
Medel	9,4	12,2	239	239	1,6	0,83	3,1	45,2	37,5	0,6

Reduktion

	PO ₄	Tot-P	Susp	Turb	KB
V.5 ons	98	81	82	88	59
Tors	98	82	79	85	74
Fre lö sö	Missad provtagning				
V.6 mån	97	77	82	86	63
Tis	98	82	82	84	56
Ons	94	80	85	86	50
Tors	92	81	84	86	58
Fre lö sö	85	73	82	85	67
V.7 mån	87	72	78	82	63
Tis	84	68	75	79	48
Ons	78	45	82	83	50
Medel	91	74	81	84	59

Kommentar

U = Utanför mätområde

- Nr 20** **Utvärdering av anaerob behandling av hushållspillvatten och tekniker för efterbehandling, examensarbete av Catharina Gannholm**
- Nr 21** **Avloppsvattenrening i anaerob membranbioreaktor med VSEP-enhet, examensarbete av Andreas Carlsson**
- Nr 22** **Avloppsvattenbehandling med anaerob membranbioreaktor – En jämförande systemanalys avseende exergi, miljöpåverkan samt återföring av närsalter, examensarbete av Cecilia Hessel**
- Nr 23** **Utvärdering av förfällning vid Sjöstadsverkets anaeroba UASB-linje, examensarbete av Mila Harding**
- Nr 24** **Utvärdering av fluidiserad bädd – kartläggning av orsaker till sandflykt, projektarbete av Jonas Karlsson**

Lokalt reningsverk för Hammarby Sjöstad, etapp 1 – Projektpublikationer

- Nr 1 Förstudie av aerobera processer
- Nr 2 Förstudie av anaeroba processer
- Nr 3 Förstudie av membranteknik
- Nr 4 Informationsteknologi inom VA-sektorn
- Nr 5 Förstudie av mätstation för avloppsvatten
- Nr 6 Förutsättningar för biologisk fosforrening i avloppsvatten från Hammarby Sjöstad - en förstudie, examensarbete av Linus Dagerskog
- Nr 7 Förbehandling av kommunalt avloppsvatten före anaerob behandling, examensarbete av Jessica Bengtsson
- Nr 8 A new wastewater treatment plant for Hammarby Sjöstad
Comparative study between four alternatives, examensarbete av Joost Paques
- Nr 9 Sammansättning på hushållspillvatten från Hammarby Sjöstad, examensarbete av Joel Magnusson
- Nr 10 Mikrosilning som förbehandlingsmetod av hushållsavloppsvatten, examensarbete av Fredrik Petterson
- Nr 11 Anaerob psykrofil behandling av hushållsavloppsvatten i UASB, examensarbete av Frida Hesselgren
- Nr 12 Aeroba processer Delrapport 1 - Linje 1 Period 0 Henriksdalsprocess med Henriksdalsvatten, Berndt Björleinius, Peter Magnusson, Mats Ek
- Nr 13 Aeroba processer Delrapport 2 - Linje 1 Period 1 Henriksdalsprocess med Sjöstadsvatten, Berndt Björleinius, Peter Magnusson, Mats Ek
- Nr 14 Aeroba processer Delrapport 1 - Linje 2 Period 1 Funktionstest av utrustningen, Berndt Björleinius, Peter Magnusson, Mats Ek
- Nr 15 Teknisk broschyr om Hammarby Sjöstads reningsverk, Berndt Björleinius
- Nr 16 Förbättrad avskiljning med trumfilter av suspenderat material, examensarbete av Jonas Karlsson
- Nr 17 Hydrolys av primärslam för förbättrande av biologisk fosforreduktion vid behandling av hushållsavloppsvatten, examensarbete av Erik Elfving
- Nr 18 Återvinning av näringsämnen från hushållspillvatten med omvänd osmos, examensarbete av Kristina Blennow
- Nr 19 En undersökning av efterfällning i ett sandfilter, examensarbete av Anders Wester

Fortsättning innersidan



STOCKHOLM VATTEN AB, 106 36 STOCKHOLM

TELEFON 08-522 120 00 TELEFAX 08-522 120 02

E-POST: stockholm.vatten@stockholmvatten.se

www.stockholmvatten.se

BESÖKSADRESS: Torsgatan 26