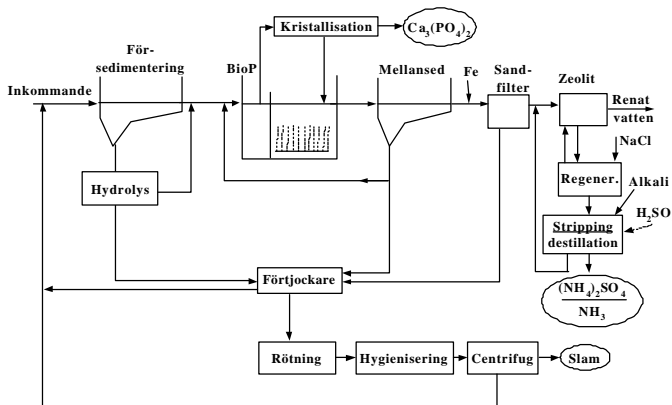
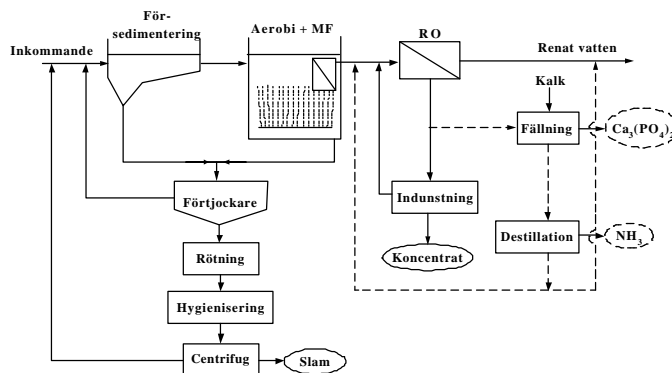


Lokalt reningsverk för Hammarby Sjöstad, etapp 1

Aeroba processer

En förstudie för projekt Lokalt reningsverk för Hammarby Sjöstad, etapp 1



Lokalt reningsverk för Hammarby Sjöstad - Förstudie av aeroba processer

Genomgång av olika möjligheter till aerob rening av kommunalt avloppsvatten med långtgående tillvaratagande av näringsämnen



IVL Svenska
Miljöinstitutet AB

Mats Ek
Jonas Röttorp



Tyréns Infrakonsult

Peter Magnusson



Stockholm Vatten AB

Berndt Björlenius

Innehållsförteckning

1. Bakgrund	3
2. Mål	3
3. Förslag till process	3
3.1 Ett steg före biologisk behandling	4
3.1.1 Specifik minskning av tungmetaller och lipofila ämnen.....	4
3.1.2 Försedimentering	6
3.1.3 Filtrering.....	6
3.1.4 Kemisk fällning	7
3.2 Biologisk behandling av avloppsvattnet.....	7
3.2.1 Aerob behandling utan fosforreduktion	8
3.2.1.1 Åtgärder för minskad slammängd i aktivslam	8
3.2.1.2 Åtgärder för att få bra slamegenskaper i aktivslam	9
3.2.1.3 System med bärarmaterial	10
3.2.1.4 Membranreaktor.....	10
3.2.2 Biologisk fosforreduktion	13
3.2.2.1 Förhydrolys.....	14
3.2.2.2 System med suspenderad biomassa	15
3.2.2.3 System med immobiliserad biomassa.....	16
3.3 Slamåterföring.....	17
3.3.1 Sedimentering	17
3.3.2 Flotation	17
3.3.3 Mikrofiltrering	17
3.4 Slutavskiljning av suspenderat material.....	17
3.4.1 Sandfiltrering	18
3.4.2 Mikrofiltrering	18
3.5 Slutavskiljning av lösta närsalter	18
3.5.1 Efterfällning av fosfor	18
3.5.2 Putsning av fosfor med jonbytare eller biologi.....	19
3.5.3 Separation av ammonium.....	20
3.5.3.1 Jonbytare eller zeolit med regenerering.....	20
3.5.3.2 Adsorption i engångsmaterial.....	21
3.5.3.3 Fällning som struvit	22
3.5.3.4 Destillation av ammoniak.....	22
3.5.5 Indunstning efter omvänd osmos.....	23
3.6 Slambehandling.....	23
3.6.1 Rötning.....	23
3.6.2 Avvattning.....	24
3.6.3 Hygienisering.....	24
3.6.4 Torkning.....	24

3.6.5	Förbränning.....	25
3.6.6	Hydrolys och separation.....	25
3.7	Närsalter från rejektivatten	25
3.7.1	Koncentrering med omvänd osmos.....	26
3.7.2	Fällning som struvit eller kalciumfosfat	26
3.7.3	Strippning eller destillation av ammoniak	27
3.7.4	Indunstning av rejektivattnet.....	29
3.8	Närsalter från aska efter förbränning.....	30
4	Styrning	30
5	Möjliga utformningar	31
5.1	Membranbioreaktor och omvänd osmos	32
5.2	BioP-process och jonbyte.....	35
6	Referenser.....	37

1. Bakgrund

Detta är en värdering av olika idéer för rening av kommunalt avloppsvatten. Avsikten har varit att hitta system som med måttlig insats av resurser i form av energi, kemikalier och pengar ger en bra rening och möjlighet att återföra en stor del av närsalterna till jordbruket.

Litteraturgenomgång och diskussioner med olika aktörer har gjorts dels för att identifiera nya möjligheter, dels för att värdera dessa. Det är alltså ingen fullständig redovisning av var olika möjliga tekniker står idag, och endast ett fåtal referenser ges normalt för varje diskuterat processteg.

2. Mål

Målet är att konstruera en process som ger bra avskiljning av organiskt material och låga resthalter av närsalter, max 0,15 mg total-fosfor (P) och 6 mg total-kväve (N) per liter behandlat avloppsvatten. Samtidigt ska man kunna återföra 95% (eller åtminstone 75%) av avskiljd P och 70% av avskiljd N till jordbruket i en acceptabel form. Även återföring av kalium och svavel är av intresse.

Hänsyn måste också tas till resursförbrukning, ekonomi och sekundära miljöeffekter vid val av metoder. Här är minimering av mängden överskottsslam en viktig faktor.

3. Förslag till process

I det här delprojektet ska en aerob behandling av vattnet för oxidation av organiskt material ingå. Det är också troligt att en rötning av bildat bioslam ingår för att återvinna en del energi. De stora frågetecknen gäller behandling och återföring av fosfor och kväve.

Kemisk fällning av fosfor kan klara avskiljningsmålet, men kan den också ge möjlighet att återföra 95% av fosfor till jordbruket? Det beror på om det blandade biologiska och kemiska slammet kan accepteras av bönderna, vilket i sin tur beror på halter av tungmetaller och potentiellt bioackumulerbara ämnen i slammet. Dessutom har fosfors tillgänglighet för växter betydelse, liksom hygieniska aspekter på slammet. Det finns certifieringsregler för slam som ska spridas på jordbruksmark (SPCR 089 1999), men den allmänna opinionen kan ställa högre krav.

Biologisk fosforreduktion klarar troligen inte ensam utsläppskravet för fosfor, utan en viss efterfällning eller annan polering kommer att behövas. Med BioP-slam ställs också ännu högre krav på bra partikelavskiljning i utgående vatten. BioP-processen ger vissa möjligheter att ta ut en del av fosfor i renare fraktioner.

Kravet på hög återvinning av kväve gör att nitrifikation och denitrifikation inte är aktuellt. Eftersom upptaget av kväve i slammet inte kan fås att bli tillräckligt stort måste någon annan separationsmetod för t. ex ammonium från vattenfasen användas. Oss veterligt finns bara en sådan anläggning (i USA) i full skala för rening av kommunalt avloppsvatten (Svetich 1993, Svetich 2001). Där fångar man ammonium i en naturlig jonbytare och återvinner kvävet i form av ammoniumsulfat. Denna process och andra möjliga lösningar kommer att diskuteras senare i detta kapitel.

Det betyder sannolikt att nitrifikation ska undvikas. Om man får en partiell nitrifikation måste man ha system som i slutet av behandlingen avskiljer både nitrat och ammonium. En fullständig nitrifikation kan ge problem med denitrifikation i sedimenteringar och dessutom förbrukas onödigt mycket energi. Det är svårare att avskilja nitrat än ammonium från vattnet med jonbytare. Vid separation med omvänd osmos (RO) avskiljs visserligen nitrat något bättre än ammonium med de flesta membran, men det är sedan svårare att därefter separera ut nitrat i en mer koncentrerad form.

I det följande kommer mer eller mindre realistiska processteg att diskuteras. Där grova siffror för kostnader anges är de baserade på ca 3 000 m³ avloppsvatten/dygn (20 000 p.e. à 150 l/dygn), och inkluderar både investering och rörliga driftkostnader. För konstruktion av pilotanläggningen är investeringen för kapaciteten 50 m³/d intressant (300 p.e.)

3.1 Ett steg före biologisk behandling

Med förbehandling menas här behandlingar som sätts in efter rensgaller (3 mm) och sandfång, som förutsätts i alla alternativ.

3.1.1 Specifik minskning av tungmetaller och lipofila ämnen

Med tanke på acceptans för bildat bioslam vore det bra med ett inledande steg där man avskiljde tungmetaller och lipofila ämnen. Båda kategorierna är anrikade till suspenderat material i det inkommande vattnet, och man skulle alltså få en kraftig minskning av halterna i vattenfasen (uppskattningsvis ca 40%) genom en bra partikelavskiljning. Den kan göras genom sedimentering, filtrering eller fällning.

Sedimentering utan fällning eller andra hjälpmedel skulle troligen inte ge tillräcklig avskiljning av de små partiklar som har högst halter tungmetaller och lipofila ämnen, och skulle kräva betydligt större sedimenteringsytor än de man har idag.

Sandfiltrering skulle bli relativt dyr på grund av den höga slambelastningen och också ha problem med det finaste materialet. Mikrofiltrering skulle kunna anpassas för att avskilja den partikelstorlek man önskar, men skulle bli ännu dyrare, se avsnitt 3.1.3.

Kemisk fällning med metallbaserade fällningsmedel skulle underlätta sedimenteringen, och ytterligare lipofilt organiskt material skulle adsorberas till fällningen. Cirka 60% av de flesta tungmetallerna skulle avskiljas, medan halten av en del av dem däremot skulle riskera att öka på grund av föroreningar i fällningskemikalierna. Samtidig fällning av fosfor skulle utesluta biologisk fosforreduktion.

Gemensamt för alla de här förslagen är att man skulle avskilja en hel del organiskt material, och så mycket fosfor att man inte utan den avskiljda fraktionen skulle klara kravet på 95% återvinning av fosfor. Det innebär att den avskiljda fraktionen måste separeras vidare för att man ska kunna oxidera organiskt material, ta hand om fosfor och en rest med tungmetaller och stabila lipofila föreningar. Man är då tillbaka till de processer som idag diskuteras för separation av de här fraktionerna i det totala överskottsslammet (Krepro, Cambio). Dessa kommer att behandlas mer i avsnitt 3.6.5, och är knappast aktuella bara för att minska metallhalten.

Tillsats av sulfid skulle ge en mer specifik fällning av tungmetallerna. För att metall-sulfiderna inte ska blandas med annat slam måste man först avlägsna allt suspenderat material (som i sig innehåller en stor del av metallerna) före fällningen. Fria metalljoner skulle fällas, förutsatt att man hamnade över löslighetsprodukten. Metallsulfidfällningen i de aktuella koncentrationerna skulle bli mycket finpartikulär och svår att separera. De dubbla separationsstegen och den lilla andelen fria metalljoner skulle göra att man fick betala mycket för en liten minskning av metallhalten i slammet. Dessutom kommer tungmetallhalterna i Sjöstadens vatten troligen att vara lägre än de i normala kommunala avloppsvatten, se t.ex. (GRYAB 1998), eftersom man från början byggt med tanke på detta, och man inte har något dagvatten inkopplat. Preliminära analyser tyder också på detta.

Att ta ut lipofila ämnen selektivt ur vattenfasen skulle i princip vara lättare med någon typ av fastfasextraktion, men det skulle kräva ett nära partikelfritt vatten för att fungera störningsfritt. Eftersom huvuddelen av de lipofila föreningarna redan är partikelbundna skulle det inte heller finnas så mycket kvar att avskilja från vattenfasen.

Sammanfattningsvis kan sägas att ett separat uttag av tungmetaller och lipofila ämnen ur vattnet före biologisk behandling inte tycks vara aktuellt, eftersom huvuddelen redan är partikelbunden och därför naturligt hamnar i slammet. Den absolut bästa metoden är att minska både tungmetaller och lipofila ämnen redan vid källan, alltså genom riktigt utformat ledningsnät och miljömedvetna medborgare.

3.1.2 Försedimentering

Sedimentering utan kemikalietillsats ger 40-50% minskning av organiskt material (mätt som COD), 20-30% av P och 5% av N vid normala belastningar (1-1,5 m/h). Halten av suspenderat material (SS) kan antas sjunka från 2-300 mg/l till 50-90 mg/l. Eftersom en stor del av det avskiljda organiska materialet är biologiskt nedbrytbart medför sedimenteringen en besparing av luftningsenergi i den efterföljande biologin. Det innebär också att man vill röta det avskiljda slammet, dels för att minska mängden, dels för att utnyttja energin

Investeringskostnaden för sedimentering kan grovt sättas till 1,1 MSEK vid 3 000 m³/dygn och ytbelastningen 1,8 m/h. För pilotskalan kan man räkna med ca 75 kSEK. Energiinsatsen är mycket låg (skrapor), och ingen kemikalietillsats behövs (små mängder polyelektrolyt kan förbättra sedimenteringen). Det skulle betyda i storleksordningen 0,2 SEK/m³ vatten i Hammarby Sjöstad. Kravet på återvinning av 95% av fosfor gör att slammet (eller åtminstone fosfor) måste kunna tas ut i en acceptabel form.

3.1.3 Filtrering

Filtrering av det inkommande vattnet skulle avskilja mer än sedimentering, 60-70% av COD, 45-55% av P och 5-10% av N. På samma sätt som sedimenteringen sparar den luftningsenergi och ger möjlighet till mer biogas. Ett trumfilter kan tänkas fungera direkt efter sandfång, medan både sandfilter och mikrofiltermembran antagligen bör föregås av en relativt högbelastad sedimentering. Ett tvåmedia sandfilter med belastningen 60-70 mg susp/l (alltså efter försedimentering) och 10 m/h behövde backspolas efter ca 10 h (Jonsson 1998). Vatten från ett trumfilter kan antas innehålla ca 10 mg SS/l, från sandfilter ca 5 mg SS/l och efter mikrofiltrering nära noll.

Alla typerna av filter är ovanliga i den här positionen. Mycket grova uppskattningar av totalkostnaden är 0,2 SEK/m³ för trumfilter, 0,3 SEK/m³ för sandfilter efter sedimentering och 1,5 SEK/m³ för mikrofiltrering efter sedimentering, allt räknat på 3 000 m³/dygn. För sandfiltret är knappt en tredjedel rörliga kostnader, medan andelen för mikrofiltret och trumfiltret är drygt en tredjedel. Trumfilter för fullskalan skulle kosta ca 650 kSEK och för piltanläggningen ca 75 kSEK. Ett sandfilter för 50 m³/d skulle kosta ca 50 kSEK och för 3 000 m³/d ca 1 MSEK (Bjurhem 2001). Ett system för mikrofiltrering av 3 000 m³/d skulle kosta ca 5 MSEK.

Med de här grova uppskattningarna skulle alltså sedimentering och trumfilter kosta ungefär lika mycket. Den stora skillnaden är platsbehovet, ca 80 m² för försedimentering och 20 m² för trumfilter för 3 000 m³/d. Det är också troligt att trumfiltret ger en bättre avskiljning. Om man dessutom kan nå minst lika bra torrhalt med trumfiltret bör

det vara ett intressant alternativ att studera. Torrhalten efter trumfiltret beror på behovet av backspolning, och här saknas erfarenhet.

3.1.4 Kemisk fällning

Förfällning av vattnet med någon av de vanliga metallsaltprodukterna (och efterföljande sedimentering) ger upp till 70% minskning av COD, upp till 98% minskning av P och upp till 15% minskning av N. Normalt faller man inte så hårt, dels av ekonomiska skäl, dels för att undvika fosforbrist i en efterföljande biologisk behandling. Samtidigt kan förfällningen användas som ett styrmedel för att jämna ut den organiska belastningen i luftningsbassängen.

Kostnaden för en förfällning och polering efter biologin med målet att klara fosforgränsen i utgående vatten (normalt 0,3 eller 0,5 mg P/l) kan anges till ca 0,3 SEK/m³, räknat för PIX eller PAX. Kostnaden beror mycket på om man kan använda järn(II)sulfat, eller om man använder preparat med järn(III) eller aluminium. Med järn(II) får man mindre direkt fällning före luftningen, och kan alltså inte helt skilja kemslammet från bioslammet.

För att säkerställa att man inte har alltför låg fosforhalt i biologin kan det vara säkrare med en efterfällning. Då går man i gengäld miste om utfällningen av organiskt material, och behöver alltså mer luftningsenergi och får mindre biogas.

Fällningen kan också utformas för att i första hand fälla organiskt material, och i mindre utsträckning fosfor. Gillberg och medarbetare har visat att fällningskemikaliens laddning är det väsentliga för selektiviteten (Gillberg et al 1996). En hög laddning kommer att i huvudsak fälla organiskt material, och i mindre utsträckning fosfor. Det finns alltså en viss möjlighet att styra förhållandet COD:P (till en del också BOD:P) in till den biologiska behandlingen.

Förutom de mer konventionella fällnings- och flockningskemikalierna förekommer en del andra i diskussionen. (Okuda et al 1999) prövade olika sätt att extrahera ett protein från frön av en tropisk växt, *Moringa oleifera*. Med 0,25-1 M NaCl fick man ut ett protein med molvikten 13 000 Dalton och isoelektrisk punkt mellan pH 10 och 11. Det var effektivt för utflockning av kaolinpartiklar från suspension, men några försök med avloppsvatten gjordes inte. Metoden föreslås för renvattenbehandling i tropiska länder, men är knappast aktuell för oss.

3.2 Biologisk behandling av avloppsvattnet

Man kan tänka sig direkt anaerob behandling av avloppsvattnet, men den möjligheten behandlas inte här. Den här genomgången är också begränsad till kontrollerade reaktor-

system, eftersom behandling i våtmarker och liknande inte ger möjlighet till direkt återvinning av närsalter, och dessutom kräver mycket stora ytor för att klara avskiljning av både organiskt material och närsalter. I våtmarker sker en stor del av kvävereduktionen via svårstyrd nitrifikation/denitrifikation. Normalt talar man i Sverige mest om polering och kväverening efter viss konventionell rening, eller om behandling av dagvatten (Lind 1997). I Oxelösund har man utvärderat våtmarksbehandling under flera år (Ridderstolpe m. fl 1997).

Först om man separerar svartvatten (toalettvatten) och gråvatten (resten av hushållens avloppsvatten) kan man tänka sig en behandling i enbart våtmark och dammar av gråvattnet (Günther 2000). En stor del av kvävet blir kvävgas, och fosfor binds i slam och växtmaterial.

3.2.1 Aerob behandling utan fosforreduktion

Detta förutsätter antingen förfällning av fosfor, eller någon efterbehandling som avskiljer ganska stora mängder fosfor. Det blir i så fall ett konventionellt luftat steg utan nitrifikation. Det kan alltså vara högbelastat med relativt kort slamålder, bara det klarar kraven för utgående BOD och COD. Det kan vara ett aktivslamsteg med suspenderad biomassa, ett system med bärarmaterial, eller ett där slammet hålls kvar av någon typ av filter.

3.2.1.1 Åtgärder för minskad slammängd i aktivslam

Ofta strävar man efter att få så liten slammängd som möjligt från biologin att ta hand om. Ett högbelastat AS-steg med låg slamålder innebär en stor slammängd, eftersom mineraliseringen av slammet är låg. Med de aktuella förutsättningarna är en hög slamproduktion antagligen positiv, så länge rötningen fungerar bra. Det är ett bra sätt att spara energi och avskilja mycket fosfor till en liten volym. Här diskuteras ändå minimering av aerobt slam något.

Ett sätt att minska slammängden är att höja slamåldern. Det ger emellertid ofta problem med filamentbildare såsom *Microthrix parvicella* (Jenkins et al 1993), och skulle här också ge en oönskad nitrifikation. Ett mer okonventionellt sätt att minska slammängden föreslås av (Lee and Welander 1996). De kombinerade i laboratorieförsök en högbelastad aerob reaktor utan slamåterföring med en reaktor med höga halter av protozoer och metazoer. I det andra steget konsumerades en stor del av slammet (i synnerhet fria bakterier). Slamproduktionen blev betydligt lägre än i konventionella system, och tvåstegsförfarandet gjorde att man undvek problem med en del filamentbildare (t. ex *Sphaerotilus natans*). En lång total uppehållstid krävs dock för låga utgående halter av organiskt material, vilket medför en stor behandlingsvolym. Systemet kan i viss mån

liknas vid kontaktstabilisering där man också kan driva oxidationen i slamfasen så långt att man signifikant minskar slammängden.

Fördelen med slamminimering är som sagt tveksam i vårt fall, eftersom vi förutsätter att man måste utnyttja slammets närsalter och gärna också energiinnehåll. Så länge man får ett lätthanterligt slam och en bra klarfas är allt väl.

Rötning av överskottsslam är också ett sätt att minska slammängden, även om det sker efter aktivslamsteget och en viktig bieffekt är energiutvinningen. Det finns andra sätt att minska slammängden efter biologin (Weemaes and Verstraete 1998), men de kommer att behandlas mer utförligt under avsnitt 3.6.

3.2.1.2 Åtgärder för att få bra slamegenskaper i aktivslam

Största chansen att få bra slamegenskaper (väl sedimenterande och kompakterande slam och klarfas med låg susphalt) är vid måttlig belastning och slamålder. Kravet på låga halter organiskt material i utgående vatten gör att man ofta måste sänka belastningen och då också höja slamåldern, och därmed riskerar man problem med filamentbildare. Filamentbildande organismer som tydligen gynnas av hög slamålder är *Microthrix parvicella* och typ 0041 (Jenkins et al. 1993). Samtidigt gynnas också nitrifierande bakterier. Här borde man alltså undvika hög slamålder.

Utmärkande för många filamentbildande bakterier är att de konkurrerar effektivast vid låga resthalter av organiskt material. En del av dem kan man undvika genom att införa selektorer, där mer snabbväxande flockbildande bakterier får ett försprång. Både anoxiska och luftade selektorer används, och de är ofta verksamma mot t. ex *S. natans*, typ 021N, *Thiothrix* och *Nocardia* (Jenkins et al. 1993). Även om en konventionell, långsmal luftningsbassäng ger en viss selektoreffekt bör man bygga sin anläggning så att man kan avskilja en selektor av variabel storlek.

Det finns en del potentiella nackdelar med selektorsteg också. Främst är det en större känslighet för stötar av toxiska ämnen i avloppsvattnet. Genom den lilla volymen i selektorsteget får man ingen utspädning av vattnet, och därmed full giftverkan på returslammet. Riskerna för sådana chocker är emellertid små i ett kommunalt avloppsreningsverk. En annan effekt av selektorer rapporteras av (Su et al. 1995). De konstaterade att bioslammet i ett aerobt selektorsteg tog upp lösta metaller signifikant bättre än slammet i den efterföljande luftningen. Det skulle i princip vara negativt, då man vill minimera mängden tungmetaller i slammet. I praktiken lär det dock inte ha så stor betydelse, då en stor del av metallerna redan är partikelbundna och hamnar i slammet ändå.

3.2.1.3 System med bärarmaterial

Ett sätt att undvika problem med slamsvällning och slamflykt är att använda bärarmaterial där huvuddelen av slammet sitter fast. Den äldsta typen är biobäddar, där avloppsvattnet pumpas runt över ett torn, numera med polymert bärarmaterial, och luftningen sker genom självdrag. En variant av samma system är biorotorer, där ett lamellpaket med biomassan roteras så att det växelvis är nere i vattnet och uppe i luften (syrgasen). För båda typerna är det tveksamt om de ger en tillräcklig minskning av organiskt material utan en efterföljande putsning.

Betydligt mer populära är idag system med suspenderat bärarmaterial. De ger en bättre kontroll över processen, med bra kontakt mellan biomassan och vattnet. Det kan dock fortfarande vara problem med syresättning inne i biofilmen, vilket kan ge anaeroba förhållanden och släpp av biomassa. Det suspenderade materialet är ofta svårt att sedimentera, och inte sällan krävs ett fällningssteg eller ett normalt AS-steg efter för att nå låga resthalter av både organiskt material och susp.

Alla systemen med bärarmaterial kan ge mycket höga slamhalter, och därmed potentiellt kort behandlingstid. Det kräver dock att även bakterier en bit in i biofilmen får tillräckligt med syre. Det i sin tur betyder att syrehalten i vattenfasen hålls relativt hög. Detta och det faktum att slamåldern blir hög gör att man lätt får nitrifikation, antingen man vill det eller ej.

3.2.1.4 Membranreaktor

Ett annat sätt att ha full kontroll över mängden biomassa både i reaktorn och i det utgående vattnet är att sätta in ett filter efter luftningen i stället för en sedimentering som i AS. Filtret är normalt ett cross-flow membransystem med mikrofilter eller ibland ultrafilter. Det är en teknik som det skrivs en hel del artiklar om (Lübbecke et al. 1995, Ince et al. 2000). Man når utan problem 40-50 g slam/l i reaktorn, och kan få en mycket kompakt reaktor. Problemet är att allt vatten ändå måste passera membranet, och detta är relativt dyrt. I avsnitt 3.1.3 uppskattades kostnaden för mikrofiltrering av det ingående vattnet till 1,5 SEK/m³ vid 3 000 m³/dygn. I den här positionen blir flödet över membranet (fluxet) troligen lägre på grund av den höga slamhalten (som i stort sett är i form av enskilda bakterier). Det innebär en högre kostnad.

Att tekniken med membranbioreaktor ändå är ekonomiskt rimlig, särskilt där man har ont om utrymme, visas av att det finns mer än 200 fullskalanläggningar i världen och att 90% av dem behandlar kommunalt avloppsvatten (Xing et al 2000). I Japan finns många system som lokalt behandlar vattnet från stora hotell där en del vatten recirkuleras.

Ursprungligen placerade man membranerna efter bioreaktorn, och hade en pump med hög kapacitet för att ge ett stort flöde över membranytan. Under senare tid har man alltmer börjat arbeta med membranpaket som sänks ned i luftningsbassängen, och där transporten förbi membranytan sköts av luftningen (Buisson et al 1998).

Med kommunalt avloppsvatten gjordes försök i pilotskala (1 m³ luftningsvolym och ett membranpaket med 14 m² yta) (Buisson et al 1998). Membranerna var av hålfibertyp med avskiljning vid 200 000 Dalton (alltså snarast UF-membran) och vätsketransporten var utifrån och in, med möjlighet till backspolning med permeat. Den enda förbehandlingen var ett 1 mm galler och man arbetade vid ca 15 g slam/l och 50 dygns slamålder. Försöken kördes under två år utan membranbyte och problem med flux. Belastningen var ca 1,2 kg COD/m³*d, eller 0,1 kg COD/kg TSS*d. Med aktuellt vatten betyder det ett flux kring måttliga 8 l/m²*h. Det finns inga uppgifter om det var maximalt flux.

Försöken gjordes för att undersöka möjligheter att öka kapaciteten, och i synnerhet nitrifikationen, i ett par aktuella anläggningar, men man konstaterade också att man minskade mängden fekala koliforma bakterier med 6 tiopotenser och att slamutbytet bara var 0,2 kg/kg COD. Man bör dock betänka att det låga slamutbytet beror på att man satsat luftningsenergi på att oxidera slammet. Man hävdar att membranerna skulle vara ett ekonomiskt sätt att uppgradera de två verken, men ger inga siffror.

Försök i 7-9 m³ skala med kommunalt avloppsvatten och två olika typer av interna membran visade stabil drift under 4 månader utan kemisk tvätt av membranerna (Günder and Krauth 1998). Som förbehandling hade man försedimentering och ett 3 mm galler. Man jämförde plattmembran med flexibla hålfibermembran med ytterdiametern 2 mm. Man dimensionerade anläggningen för ca 15 l/m²*h vid normalflöde, det motsvarade 6 tim HRT (hydraulisk uppehållstid). Vid flödestoppar var det inga problem att öka flödet. För plattmembranerna ökade fluxet från 17 till 30 l/m²*h genom att öka tryckfallet över membranerna från 14 till 32 kPa. För fibermembranerna ökade fluxet från 13 till 24 l/m²*h när tryckfallet ökade från 24 till 48 kPa.

Andra har arbetat med betydligt högre flux (Xing et al 2000). De arbetade med 75 resp. 150 l/m²*d, 5 tim HRT och slamålder 5, 15 och 30 dagar för kommunalt avloppsvatten. Försöken genomfördes i en labreaktor på 30 l, och de keramiska membranerna placerades efter reaktorn. Det gav en möjlighet till separat tvätt av membranerna. Startpermeabiliteten för rent vatten var 4-5 l/m²*h*kPa och flödes hastigheten över membranytan 4 m/s.

Märkligt nog fick man nästan fullständig nitrifikation även med 5 dygns slamålder! Det förklarades med att de långsamma nitrifierarna tvingades att växa snabbare (?). Det framgår inte av artikeln vilken temperatur man höll, endast "optimal temperatur". Möjligen kan det bildas en tillräckligt stabil och tjock hud av nitrifierare på membranytan. Reaktorn var effektiv även vid låga slamhalter, och var uppenbarligen inte särskilt hårt

belastad. Slambelastningen var i genomsnitt 0,54 kg COD/kg VSS*d resp. 2,1 kg COD/m³*d.

I de flesta fall med hålfibermembran arbetar man med tunna membran med flöde utifrån och in, men motsatt flöde har också testats (Judd 2000). Inte oväntat fick man ibland igensättning av hålrummet, som då måste rensas manuellt. Någon backspolning sades inte krävas. MF-membranet som testades i pilotskala gav medelflux 43 l/m²*h. Någon tryckdifferens över membranet angavs inte, men membranerna testades på upp till 3 m djup. Belastningen varierades mellan 0,8 och 6,8 kg COD/m³*d, och COD minskade med i medeltal 93%. Kapaciteten bestämdes av flux över membranet snarare än av den biologiska processen. Inga slamåldrar redovisas, men nitrifikationen var normalt över 90%.

För en helt annan typ av vatten (avlopp från blekning av massa) jämfördes systemen med internt och externt membran (Wessberg 2000). Från de försöken rapporterades att det nedsänkta membranet bara gav 15 l/m²*h mot 125 l/m²*h för det yttre. Skillnaden beror både på olika membran och olika tryckfall över membranerna. De externa membranerna arbetade med ett tryckfall på 200-800 kPa, medan det för det interna membranet inte var mycket högre än det statiska trycket.

Wessberg redovisar också kostnadsberäkningar baserade på 2 500 m³/d och de två fallen. För fallet med yttre membran uppskattades kapitalkostnaden för biologi och membran till 23 MSEK (2,6 MUSD) och den rörliga driftkostnaden till 4,1 MSEK (0,46 MUSD)/år. Motsvarande siffror för det nedsänkta membranet var 17,3 MSEK (1,95 MUSD) resp. 3,4 MSEK (0,38 MUSD)/år, dvs det alternativet bedömdes som billigare. Det finns inga motsvarande siffror för enbart biologi med samma effekt, men Wessberg anser att membranbioreaktorerna står sig väl i konkurrensen. De rörliga driftkostnaderna motsvarar 4,5 respektive 3,7 SEK/m³ avloppsvatten, men observera att det inte var kommunala avloppsvatten.

Ofta när man diskuterar membranbioreaktorer är man intresserad av den mycket höga slamålder man kan få, för att bryta ned vissa specifika föreningar. I det här fallet skulle den höga slamåldern och ammonium i vattnet leda till en snabb nitrifikation, som man antagligen vill undvika. Det talar alltså mot en membranreaktor i den här applikationen.

Skälen till att använda en membranbioreaktor i det här fallet skulle vara att man kunde få en kompakt anläggning utan behov av ytterligare avskiljning av suspenderat material. Om man genom en hög belastning kan komma upp i en hög slamhalt trots att man begränsar slamåldern skulle man troligen kunna undvika nitrifiering. Låg slamålder skulle innebära hög slamproduktion och att en stor del av det organiska materialet skulle kunna utnyttjas för energiåtervinning i röt-kammaren.

3.2.2 Biologisk fosforreduktion

Biologisk fosforreduktion (BioP) är ett alternativ (eller komplement) till kemisk fällning av fosfor. Genom att slammet växelvis utsätts för anaeroba och aeroba betingelser kan man få en anrikning av organismer som tar upp mer fosfor än de behöver för tillväxten. Upplagringen sker i form av polyfosfat i det aeroba steget, medan upplagrad fosfor släpper i det anaeroba. Energi för processen fås från lågmolekylära fettsyror, VFA (Volatile Fatty Acids), främst ättiksyra.

Tekniken är vanlig på kontinenten, men i Sverige finns det bara ett tiotal verk med BioP. Ett viktigt skäl är att vi har strängare regler än de flesta för resthalten av fosfor i behandlat vatten. I övriga EU är gränserna ofta 0,5-1 mg P/l, och då är det relativt lätt att få BioP att klara hela avskiljningen, men ska man under 0,3 mg/l bör man ha möjlighet att efterfälla vid behov. Från Öresundsverket i Helsingborg rapporteras att man oftast håller sig under 0,3 mg P/l, men att filtrering av utgående vatten då är nödvändig och att man ibland också behöver fälla över filtret (Jönsson 1996). 0,15 mg P/l måste anses som mycket svårt att klara med BioP utan extra polering efter.

En annan faktor är att man normalt rötar överskottsslammet i Sverige, i större utsträckning än på många andra håll. Under rötningen släpper en betydande del av fosfor, och man står inför ett problem (eller en möjlighet) att ta ut det innan rejektet återförs till BioP-anläggningen igen.

Fördelen med BioP jämfört med kemisk fällning av P är att man slipper fällningskemikalier (åtminstone stora mängder) och därigenom får ett renare slam. Eftersom en del av det organiska materialet bryts ned anaerobt kan man få lägre luftningsenergi, men det kan kompenseras av att man inte har avskiljt så mycket i försedimenteringen utan fällning.

Den totala slammängden bör minska något eftersom man slipper järnfällningen. Under förutsättning att man rötar allt slam får man med BioP en frisättning av fosfat, som man inte får om man har järn i systemet. Det kan ses som både en fördel och en nackdel, beroende på hur man går vidare med rejektvattnet.

Det förekommer att man doserar en extern kolkälla för att få tillräcklig VFA för BioP-processen. I de fallen kan både kostnaden och slammängden öka, beroende på varifrån kolkällan kommer, och hur den annars skulle behandlats.

Om man har en högbelastad BioP-process, t. ex för att undvika nitrifikation, riskerar man att få problem med slamseparationen (Lee 1996). Samtidigt ökar slammängden vid den kortare slamåldern. För BioP-processen är en stor slammängd också i princip positivt, eftersom det innebär ett mindre krav på extraupptag av fosfor.

I och med att en stor del av fosfaten frigörs från slammet i det anaeroba steget finns här en möjlighet att utvinna fosfor i en relativt ren form (Morse et al 1998, Piekema and Glesen 2001). Det går att fälla ut fosfat i form av struvit, men det mest intressanta alternativet tycks vara utfällning av kalciumfosfat. Det kan göras med olika kristallisationsprocesser. Ett exempel på en process som används i full skala i flera anläggningar marknadsförs under namnet Crystalactor? (Piekema and Glesen 2001). Man kan ta ut en delström direkt från det anaeroba steget, eller låta en del av slamreturflödet passera en speciell reaktor där man sätter till VFA. I båda fallen separerar man sedan slam och klarfas och slamfasen leds till det aeroba steget.

Klarfasen surgörs för att avlägsna koldioxid och pumpas sedan in i botten av en fluidiserad bädd med sand eller annat lämpligt material som kristallisationskärnor. Med tillsatt kalcium växer kristaller av kalciumfosfat på bärarmaterialet. Processen är kontinuerlig, behandlat vatten går till aerosteget och produkten tas ut i botten. Genom att välja hur stor andel av vattnet som passerar reaktorn kan man i princip bestämma fosforhalten i inkommande vatten. Typiska siffror är att man arbetar med 60-80 mg P/l, och man får då 70-80% avskiljning av P (Piekema and Glesen 2001). Avskiljningsgraden är i sig inte så viktig eftersom vattnet går tillbaks och resterande fosfat binds i det aeroba steget. Man vill ha mindre än 250 mg/l av både suspenderat material och oorganiskt kol.

Samma system går att använda för utfällning av kalciumfosfat, magnesiumfosfat och magnesiumammoniumfosfat (MAP, struvit), men man tycks föredra kalciumfosfat för att kristallisationen är snabb och lätt att styra.

3.2.2.1 Förhydrolys

Eftersom det krävs ett visst förhållande VFA/P för att fosforavskiljningen i BioP ska bli fullständig är det viktigt att inkommande vatten innehåller tillräckligt mycket VFA. Normalt innehåller kommunala avloppsvatten alldeles för lite VFA, behovet uppges vara ca 20 mg VFA/mg P i vattnet (Lie 1996), samtidigt som det egentliga släppet av P i det anaeroba steget bara kräver ca 2 mg VFA/mg P (Christensson 1997). Även om det saknas VFA i vattnet kan en stor del av det lättnedbrutna materialet, dvs BOD, överföras till VFA i systemet. Löst material överförs delvis till VFA direkt i den anaeroba zonen, men det finns möjlighet att få en del VFA från det suspenderade materialet i försedimenteringen också.

En enkel metod att uppskatta VFA-potentialen i ett avloppsvatten har tagits fram (Lie 1996), och potentialen i ett kommunalt avloppsvatten utan mycket industriinblandning ligger normalt mellan 50 och 100 mg COD/l. Det är ungefär lika mycket i mg ättiksyra. Genom att öka uppehållstiden för slammet i försedimenteringen kan man få ytterligare 5-10 mg/l, medan en mer optimerad hydrolys i separat reaktor uppges ge 20-30 mg/l (Lie 1996).

(Banister et al 1998) studerade också hydrolys av ett antal olika primärslam. De uppgav att ca 10% av COD kan överföras till VFA. Vid 20°C bör man inte låta hydrolysen gå mer än 6 dygn, sedan riskerar man att VFA omvandlas till metan och koldioxid. De konstaterade också att under hydrolysen frigjordes 2-8 mg P/g COD i slammet och 5-18 mg NH₄-N/g COD. Det kan ge halter kring 50 mg P/l och 150 mg N/l, och man föreslog fällning av fosfat med kalk innan man utnyttjade VFA för fosforavskiljningen. Med tanke på att man uppgav förhållandet VFA:P i klarfasen till bara 33, och förhållandet i BioP-processen enligt ovan bör vara ca 20, verkar det motiverat att minska fosforinnehållet i klarfasen före återföring. Frågan är hur ekonomin ser ut. Man satsade 200 g CaO/kg slam (TS) för att komma ner till under 5 mg P/l.

Uppgifterna om behovet av VFA för fosforavskiljning varierar dock kraftigt. (Mavinic et al 2000) angav behovet till 5,3-7,8 mg VFA/mg P i en pilotanläggning enligt Bardenphosystemet. De provade ett anaerobt försteg för hydrolys av material efter försedimenteringen. Med uppehållstiden 1 tim fick man ökning av VFA med ca 4,5 mg/l i en fermentor utan bärarmaterial, medan ökningen var ca 9 mg/l i en fermentor med bärarmaterial. Det är dock troligt att man frigjort en hel del VFA redan i buffert-tankarna som fylldes 2 gånger om dagen. Redan före förstegen var VFA-halten ca 25 mg/l.

Sammanfattningsvis behövs alltid en bildning av VFA för att BioP ska fungera på kommunala avloppsvatten. Frågan är hur mycket som sker automatiskt i det anaeroba steget och hur mycket som måste komma från primärslammet. Bildning av VFA kan också ske redan i ledningsnätet, om uppehållstiden är lång. En stor andel avfallskvarnar anslutna till nätet skulle både öka mängden VFA i inkommande avloppsvatten och ge möjlighet till större produktion i ett hydrolyssteg.

Med en separat rötning av primärslammet kan man tänka sig en sambehandling av den klarfasen med rejektet från rötningen av det biologiska överskottsslammet före återföring till BioP. Det skulle innebära maximalt tillskott av VFA och minimal recirkulation av frigjord fosfat. Samtidigt betyder all VFA från fast material som går till BioP-processen en minskning av metanproduktionen i rötningen.

3.2.2.2 System med suspenderad biomassa

De flesta BioP-system arbetar med suspenderad biomassa, som pumpas runt mellan de anaeroba och aeroba zonerna. Oftast har man en kombination av biologisk kväve- och fosforreduktion, men högbelastat BioP-steg utan nitrifikation beskrivs också (Lee 1996). Systemet kan utformas som ett konventionellt aktivslamsteg med extern sedimentering, eller som SBR (Sequence Batch Reactor, Satsvis Biologisk Reaktor).

I ett SBR-system har man anaerob och aerob behandling och mellansedimentering i samma tank. I stället för att skilja processerna i rummet skiljer man dem i tiden genom att växelvis sedimentera, dra av klarfas och överskottsslam, tillsätta nytt avloppsvatten under anaeroba förhållanden, lufta och därefter åter sedimentera. Det spar utrymme och investeringskostnad, och ger möjlighet att lätt variera förhållandet mellan anaerob och aerob uppehållstid. Nackdelen är att tanken inte är optimal för varken luftning, omrörning eller sedimentering, utan ska duga till allt.

En hybrid mellan normal aktivslam och biofilmssystem kan nämnas (Chuang et al 1997). För att komma tillrätta med de olika kraven på slamålder för BioP och för nitrifikation kombinerade de ett BioP-system med suspenderad biomassa och slamålder högst 12 dygn med en biorotor i det aeroba steget. Därigenom fick de en tillräcklig slamålder för nitrifierarna.

De rapporterade också att polyhydroxyalkanoaterna (PHA) utnyttjades bättre under anoxiska betingelser än under aeroba. Fosforupptaget varierade mellan 0,1 och 1,0 mg P/mg PHA.

3.2.2.3 System med immobiliserad biomassa

(Castillo et al 2000) beskriver inkörningsförloppet för BioP-processen i pilotförsök med SBR med bärarmaterial. Man säger att den anaeroba perioden måste ha en viss längd för att BioP-bakterierna ska kunna konkurrera med andra fakultativa bakterier, samtidigt som den aeroba perioden inte får vara för kort. Den bör vara omvänt proportionell mot belastningen. Det beror på att BioP-bakterierna bara växer till aerobt.

Den totala belastningen måste hållas under $5 \text{ g COD/m}^2 \cdot \text{d}$, annars tar mer snabbväxande organismer över i biofilmen. Det gav också en viss, inte kvantifierad, nitrifikation. Detta är en sida av alla immobiliserade system som måste beaktas. Dessutom bygger ju BioP-processen på att man kan ta ut ett aerobt slam med hög halt av polyfosfat, det kan vara svårt att kombinera med immobiliserad biomassa.

Man kan teoretiskt tänka sig fler varianter än det ovan nämnda SBR-systemet. Ett rörligt bärarmaterial kan transporteras mellan anaeroba och aeroba zoner, men vi har inte hört talas om något sådant. Behovet av uttag av ett fortfarande fosforrikt slam talar också mot systemet.

Samma problem med uttag av slam gäller förstås också för en biorotor. Det är också mycket tveksamt om man skulle kunna få släpp och upptag i slammet på en biorotor. Kontakten med vattnet i den aeroba fasen är troligen för dålig.

3.3 Slamåterföring

Här nämns olika alternativ till avskiljning av huvuddelen av biomassan från vattenfasen, med avsikt att återföra den till det biologiska steget. Det är inte aktuellt om man har en membranbioreaktor, eller om man har ett system med bärmaterial.

3.3.1 Sedimentering

Sedimentering är den absolut vanligaste metoden, och skulle för de aktuella förhållandena och flödena innebära en yta på ca 2,2 m² för 300 p.e. och 155 m² för 20 000 p.e. Kostnaden för utrustningen inklusive slamskrapor och slamreturpumpar kan uppskattas till ca 85 kSEK respektive 2,3 MSEK. För att minska ytan kan man sätta in lameller i sedimenteringen, men risken för igensättning av lamellpaketen är antagligen skälet till att de används så lite i kommunal avloppsvattenrening.

3.3.2 Flotation

Vissa typer av slam har en tendens att flyta upp till ytan i stället för att sjunka. Det vanligaste skälet är en pågående denitrifikation, men det kan också bero på bakteriesammansättningen eller resthalter av lipofila organiska ämnen. Då kan det vara bättre att avskilja slammet med flotation i stället. Man skapar mycket fina luftblåsor som fäster vid flockarna och lyfter dem till ytan. Ofta används polyelektrolyter för att binda samman flockarna, och man når högre torrhalter än vid sedimentering. Det gör att flotation oftare används som slutavskiljning av suspenderat material än för slamåterföring.

En flotationsanläggning kan belastas högre än en sedimentering, och kräver alltså mindre yta. Uppskattat ytbehov i de aktuella fallen är 0,4 resp. 23 m², och kostnaden för hela systemet 300 kSEK resp. 6 MSEK.

3.3.3 Mikrofiltrering

Mikrofiltrering är tänkbar som avskiljningsmetod, men då är man i princip tillbaka till membranbioreaktorn med externt membran. Fördelen skulle vara ett partikelfritt vatten som inte krävde någon slutavskiljning. På grund av den höga slamhalten skulle kostnaden troligen bli betydligt högre än den som nämnts i avsnitt 3.1.3, alltså en investering på betydligt mer än 5 MSEK för 20 000 p.e.

3.4 Slutavskiljning av suspenderat material

Det här steget är främst till för att minska utsläppet av fosfor som följer med suspenderat material ut. Det behövs antagligen efter en vanlig biologi, och säkert efter en BioP-

process, för att klara de uppsatta kraven på 0,15 mg P/l. Det här steget förutsätter en föregående sedimentering eller flotation.

3.4.1 Sandfiltrering

Ett sandfilter i den här positionen med 5-10 mg SS/l i inkommande vatten och belastningen 10 m/h behövde backspolas efter ca 100 timmar (Jonsson 1998).

Sandfilter för 3 000 m³/d kostar ca 950 kSEK och kräver en yta på 35 m². I pilotskalan skulle det kosta ca 75 kSEK och ta en yta på 0,8 m² (plus viss arbetsplats runt).

3.4.2 Mikrofiltrering

Mikrofiltrering skulle ge ett partikelfritt vatten och uppskattningsvis kosta ca 1,5 SEK/m³, jfr avsnitt 3.1.3.

3.5 Slutavskiljning av lösta närsalter

Här behöver man avskilja fosfor (mängden beroende av om man har BioP eller inte), mycket kväve (i form av ammonium eller möjligen nitrat) och gärna också en del kalium och svavel (sulfat). Efter BioP-processen kommer man inte uthålligt under 0,3-0,5 mg P/l, och en ytterligare avskiljning behövs alltså.

3.5.1 Efterfällning av fosfor

Fällning med ett järnpreparat bör fungera bra och ge en relativt ren fraktion. Problemet är kanske ändå att få acceptans för spridning av järnfosfat i jordbruket (diskussioner om växttillgänglighet och renhet). Åtminstone efter en BioP-process skulle det inte krävas särskilt mycket fällningskemikalie. För att undvika ett ytterligare separationssteg bör fällningen ske på det avslutande sandfiltret, eller före mikrofiltreringen. Återföring av backspolningsvätska eller koncentrat medför järntillsats i systemet, som kan påverka BioP-processen och släpp av fosfor vid rötningen.

Uppskattad dos av järn är ca 7 g Fe/g P som polering efter BioP eller efter förfällning och biologi. Kostnaden blir ca 0,05 SEK/m³.

Det går också att fälla ut fosfor i form av t. ex struvit, men eftersom det i praktiken kräver högre halter så behandlas detta i samband med rejektvatten från rötning, avsnitt 3.7.2.

3.5.2 Putsning av fosfor med jonbytare eller biologi

Det går att avskilja återstående fosfat med anjonbytare, men kapaciteten blir normalt låg på grund av konkurrens från sulfat och även vätekarbonat och klorid. Genom att dopa en kommersiell produkt (Dow 3N) med kopparjoner har man fått fram en mycket selektiv sorbent med hög kapacitet (SenGupta 2001). Med 2,2 mg P/l i ett biologiskt behandlat avloppsvatten fick man genombrott först efter ca 700 bäddvolym. Regenerering med 5-6 bäddvolym 6% NaCl frigjorde 95% av fosfor. Slutligt omhändertagande av fosfor föreslogs i form av magnesiumammoniumfosfat, struvit, $\text{MgNH}_4\text{PO}_4 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$, och återanvändning av natriumkloridlösningen.

Avgörande för ekonomin är hur många gånger man kan regenerera jonbytaren, kallad Polymeric Ligand Exchanger. Det ska vara möjligt att nå resthalter under 0,15 mg P/l (SenGupta personlig kontakt 2001). Vid tillräcklig kapacitet och bra ekonomi skulle det vara möjligt att ha konventionell aktivslam utan BioP, och ändå få ut en del av fosfor i en relativt ren form.

En annan rapport (Kioussis et al 2000) berättar om utvecklingen av en ”polymer hydrogel”, poly(allyl amine hydrochloride) eller PAA·HCl. Med den avskiljer man effektivt fosfat, nitrat och nitrit. PAA·HCl testades på avlopp från vattenkultur, och där nådde man inte tillräckligt lågt i resthalter för våra ändamål. Sulfatjoner konkurrerade starkt med nitratjonerna. Man regenererade ”minst 5 cykler” med 1 N NaOH, men gick inte vidare in på hur man sedan behandlar eluatet. Man tycktes också förlora mycket kapacitet i varje regenerering.

Ytterligare ett okonventionellt sätt att sänka resthalterna av både kväve och fosfor är genom biologiska metoder (Sawayama et al 1998). De använde cyanobakterier som immobiliserats på cellulosa-fibrer. Vid belysning växte bakterierna och tog upp både kväve och fosfor. Kapaciteten var emellertid oerhört liten, och inget system för regenerering av systemet eller utvinning av närsalterna diskuterades. Med 30 mg $\text{NO}_3\text{-N/l}$ skulle det redan i pilotanläggningen krävas 400 m³ reaktorvolym!

En mer realistisk process är baserad på en relativt selektiv jonbytare för fosfat och en zeolit för ammonium, och en avslutande fällning av struvit (Liberti et al 1987, Liberti et al 2001). Man rapporterar att anjonbytaren har kapaciteten 0,9 kg P/m³, och zeoliten 3 kg N/m³. Resthalterna var 7-10 mg $\text{NH}_4\text{-N/l}$ och ca 1 mg $\text{PO}_4\text{-P/l}$. Avskiljningen måste alltså pressas i vårt fall, men det bör kunna gå med rätt jonbytare. Efter eluering med 0,6 M NaOH fick man ett koncentrat där man efter tillsats av lut och magnesium fick en fällning av struvit. I artikeln från 1987 trodde man på en fullständig utfällning av även kväve genom tillsats av stora mängder fosforsyra också. Systemet (RIM-NUT) provades i pilotskala. Man redovisar kostnadsberäkningar för en anläggning för 20 000 m³/d och italienska priser 1987. Intäkten från struviten sattes till 2,6 SEK/kg

(0,40 USD). Miljövinsten uppskattades till 0,5 SEK (0,08 USD)/m³ (baserat på 0,38-0,64 SEK (0,06-0,10 USD)/m³ för biologisk denitrifikation och efterfällning med järn). Med det räknesettet kom man fram till en kostnad på ca 0,06 SEK (0,01 USD)/m³. Kostnadsuppskattningarna tycks vara mycket låga och verkar inte realistiska.

Någon fullskaleanläggning byggdes heller inte, och 2001 ansåg man det orimligt att fälla ut all ammonium. Då pläderade man i stället för att bara fälla ut fosfor i form av struvit (Liberti et al 2001), medan resten av ammoniakerna fick tas om hand på annat sätt (biologisk denitrifikation eller strippning). Nettokostnaden bedömdes nu vara likartad för konventionell efterfällning med järn och struvitfällningen, runt 0,44 SEK (0,05 euro)/m³. Man söker ännu en partner för pilotskaleförsök.

3.5.3 Separation av ammonium

Halterna av ammonium i det biologiskt behandlade vattnet kommer att ligga kring 40-50 mg/l utan nitrifikation. Den låga halten gör att inte särskilt många metoder är intressanta.

3.5.3.1 Jonbytare eller zeolit med regenerering

En speciell naturlig zeolit, clinoptilolit, har provats under många år för att selektivt avskilja ammonium. (Booker et al 1996) rapporterade att kapaciteten var ca 4,5 mg NH₄-N/g zeolit vid aktuella ammoniumkoncentrationer, och halten i det behandlade vattnet var ca 2 mg NH₄-N/l. Jämvikten var relativt snabb, man kunde belasta kolonnen med upp till 10 bäddvolym/h. K, Ca och Mg avskiljdes i mindre omfattning. Man studerade också partikelstorlekens betydelse, och ca 0,5 mm verkade optimalt.

Regenerering med NaCl-lösning gav 300-400 mg NH₄-N/l, och man rapporterade om minst 5 regenereringar utan nämnvärd kapacitetsförlust. Avgörande för ekonomin är antalet regenereringar i praktiken, zeolitens pris och hur man behandlar eluatet vidare.

Avskiljningen av ammonium med zeolit behandlades delvis i avsnitt 3.5.2 vid samtidig avskiljning av fosfat (Liberti et al 1987, Liberti et al 2001). Några kostnader för separation av bara ammonium ges inte, men det förefaller vara betydligt billigare än att även ta ut fosfor.

I Truckee, Californien, behandlar man sedan mer än 10 år utloppet från ett BioP-steg utan nitrifikation med clinoptilolit (Svetich 1993, Svetich 2001). De valde det här systemet i stället för nitrifikation och denitrifikation eftersom kraven på totalkväve i utgående vatten var så hårt som 2 mg/l och vattentemperaturen ofta var nere vid 5°C. Man behandlar totalt 20 000 – 25 000 m³/d i 5 tankar med vardera 40 ton clinoptilolit, partikelstorlek 0,4-0,8 mm och specifik vikt 0,84 ton/m³. Varje tank är dimensionerad för att

klara 270 m³/tim. Regenerering startar när utgående vatten når 12 mg NH₄-N/l. Det ger ca 6,5 mg N/l över hela cykeln. Resten av kväveminskningen sker uppenbarligen genom markinfiltration.

Man regenererar med 3 %-ig NaCl i fyra faser med olika ren lösning. Totalt används 40 bäddvolym (1 760 m³) per tank och regenerering, och det tar mellan 7 och 10 timmar. För varje regenerering har man i genomsnitt avskiljt 140 kg NH₄-N till en kostnad av ca 1 300 USD. Det innebär ca 90 SEK/kg avskiljt N. Av kostnaden är ca 15% kapitalkostnader, 25% kemikalier (främst NaOH), 8% elektricitet och över 40% lönekostnader.

Den använda clinoptiloliten har en maximal kapacitet på 26 g N/kg, men den praktiska kapaciteten är betydligt lägre. När utgående vatten innehåller 2 mg N/l har materialet bara tagit upp 1,4 g N/kg, och vid regenerering (12 mg N/l i utgående vatten) är upptaget totalt ca 3,1 g N/kg. Orsaken till den låga kapaciteten är kontakttiden, partikelformen, konkurrerande joner och de låga kvävehalterna.

Många av problemen man haft berodde på utfällning av kalciumkarbonat i systemet. Den berodde i sin tur på att man fällde ut kalciumfosfat i BioP-steget. För att minska mängden restkalcium tillsätter man nu koldioxid och låter kalciumkarbonat falla innan man går in i kväveavskiljningen. I regenereringen tillsätter man natriumkarbonat och recirkulerar bildad kalciumkarbonatfällning till tvättlösningen för att undvika övermättnad när pH ökar.

Förlusten av clinoptilolit var från början ca 10%/år. Genom att sänka pH vid regenereringen till ca 9 och minska utfällningen av kalciumkarbonat har man kommit ner till ca 3%/år.

I samband med diskussioner om användning av clinoptilolit bör påpekas att det normalt finns föroreningar i den i form av erionit, och denna har visats vara carcinogen vid inandning (Albin 1999). Försiktighet vid byte av bädden rekommenderas alltså.

Clinoptilolit har sammansättningen Na₆[(AlO₂)₆(SiO₂)₃₀]; 24H₂O och förekommer i Bulgarien, Kuba, Ungern, Japan, Sydafrika, USA och Turkiet (Otterstedt m. fl. 1989), förutom i Australien.

3.5.3.2 Adsorption i engångsmaterial

Här vill man tänka sig ett billigt material som kan mättas och sedan spridas i jordbruket där kvävet långsamt läcker ut. Även om materialet är billigt krävs en hög halt av kväve efter mättnad för att inte transporterna ska bli för dyra. De material man oftast pratar om är torv eller bark, men deras naturliga adsorptionsförmåga är för låg, och modifierad bark blir betydligt dyrare.

Halter i storleksordningen 5 g N/kg som för clinoptiloliten ovan låter lågt. Det kan jämföras med ett rötat slam med 35-40 g N/kg TS, eller 7-8 kg N/kg med 20% TS. I slamfallet har då fosfor ett betydligt större värde för jordbruket än kvävet.

Kan man då tänka sig clinoptilolit som ett engångsmaterial för att avskilja ammonium? I Truckee nådde man ca 3 g N/kg clinoptilolit (Svetich 1993). Med en uppskattad kostnad på 3 SEK/kg skulle bara materialkostnaden bli 1 000 SEK/kg avskilt kväve. Till den orimliga kostnaden kommer sedan mängder av transporter av ett material med låg kvävehalt.

Försök har ändå gjorts med mättad clinoptilolit, där man mätt läckagehastigheten i olika jord (Perrin et al 1998). Då hade man dock kommit upp i 23 g N/kg genom att mäta clinoptiloliten i koncentrerad ammoniumlösning.

3.5.3.3 Fällning som struvit

Som nämnts ovan går det att fälla ammonium i form av struvit (Liberti et al 1987), men med aktuella förhållanden mellan kväve och fosfor krävs tillsats av stora mängder fosfat och magnesium. Struvitfällning är alltså inte särskilt aktuell för avskiljning av mer än en liten del av kvävet.

3.5.3.4 Destillation av ammoniak

Det är i princip möjligt att destillera över, eller driva av ammoniak med luft eller ånga efter höjning av pH. Utbytet är emellertid lågt vid låga halter, och metoderna är orimliga utan en uppkoncentrering av ammonium i vattnet först. Det kan tänkas ske med omvänd osmos enligt avsnitt 3.5.4 eller med jonbytare enligt avsnitt 3.5.3.1. De olika metoderna kommer dock att diskuteras under avsnitt 3.7.3.

3.5.4 Koncentrering med omvänd osmos

Eftersom både utfällningar och avdrivning kan göras betydligt billigare från mer koncentrerade lösningar kan det vara intressant att koncentrera upp fosfat och ammonium med omvänd osmos (RO). Kostnaden för ett sådant steg, som i så fall bör ligga efter sandfilter eller mikrofiltrering, kan grovt uppskattas till 3-4 SEK/m³ vid volymreduktionsfaktorn (VRF) 40. De löpande driftkostnaderna uppskattas till 1,5-2 SEK/m³. Det ska ställas i relation till vinsten för den efterföljande separationen.

Investeringskostnaden för 50 m³/d skulle ligga kring 300 kSEK och för 3 000 m³/d ca 10 MSEK. För den större skalan (ca 5 000 m² membranyta) skulle kapitalkostnaderna vara ungefär hälften av den totala årliga kostnaden, medan den rena driftkostnaden skulle delas ungefär lika mellan energi och membranbyte.

3.5.5 Indunstning efter omvänd osmos

Indunstning direkt på hela avloppsvattenmängden skulle bli mycket dyr, men efter RO-steget är det kanske inte orimligt. Kostnaden kan grovt beräknas till 1,2 SEK/m³ ursprungligt avloppsvatten efter RO med VRF 40 (Bergström 2001). Det ska jämföras med kostnaderna för att separera fosfor och kväve. Investeringskostnaden för fullskalanläggningen med 20 000 p.e. skulle vara ca 4 MSEK, medan en anläggning till piloten skulle kosta ca 400 kSEK. Energiförbrukningen i full skala skulle vara ca 25 kWh/m³ avdrivet vatten, eller ca 0,6 kWh/m³ ursprungligt avloppsvatten. Den totala rörliga driftkostnaden skulle vara i storleksordningen 0,5 SEK/ m³ ursprungligt avloppsvatten.

Restprodukten skulle troligen bli i form av en fuktig och kladdig slurry på grund av kvarvarande organiskt material. Det är svårt att driva indunstningen längre än till ca 100 g salt och organiskt material per liter. Ska man komma längre krävs en tork. Viss syratillsats skulle krävas för att hålla kvar kvävet i ammoniumform. All kalium och sulfat skulle också finnas med i produkten. Resthalten av andra salter såsom klorid skulle inte vara något problem för jordbruket (Palm 2001). Risken för saltpåverkan på grundvattnet borde beaktas vid stora givor och känsliga områden.

3.6 Slambehandling

Här behandlas mycket kort olika behandling av överskottsslammet. Behandlingen blir olika beroende på i vilken form man vill utnyttja näringsämnena. Rötning är ett troligt steg för energiutvinning och stabilisering.

Ett alternativ, som i och för sig också frisätter både kväve och fosfor, är superkritisk oxidation eller möjligen våtoxideration (Shanableh and Shimizu 2000). Superkritisk oxidation (över 374°C och 22 MPa) ger en närmast total oxidation av organiskt material, medan våtoxideration (vid lägre temperatur och tryck) resulterar i resthalter av VFA. Båda teknikerna är dyra, till stor del på grund av höga reaktorkostnader. Inga kostnader ges i den refererade artikeln, men den specifika kostnaden ökar snabbt med minskad kapacitet. För intervallet 6 till 1 m³ avvattnat slam (15% TS) per timme ökar kostnaden från ca 2 till 5 kSEK/ton TS (Almemark 2001).

3.6.1 Rötning

Det finns olika möjligheter att öka utbytet i rötningen genom förbehandling av slammet (Weemaes and Verstraete 1998, Muller 2000). Weemaes och Verstraete jämför olika system (mekaniska, termiska, kemiskt-termiska och oxidativa) för att göra COD lösligt och mer biotillgängligt. De har en tabell med procent desintegrerade celler och kostnad för olika metoder. De flesta ligger från 2 kSEK/ton TS och uppåt för effektiviteter från 50% och uppåt. Ett lysande undantag är hydrodynamisk kavitation som anges ge 75%

desintegrering för 30 SEK/ton TS. Problemet är att tekniken är obeprövad, och det tycks vara siffror från jäst som anges. Tekniken är dock under snabb utveckling och bör följas upp.

Muller beskriver olika sätt att mekaniskt desintegrera biologiska slam för att öka biogasutbytet och släppet av N och P, minska slammängden och undvika skumning i rötningen. Han konstaterar att energikostnaden normalt är så hög att den inte kompenseras av ökat gasutbyte. Ökat närsaltssläpp, eller i synnerhet möjligheten att röta besvärliga filamentrika slam, kan motivera behandlingen.

Den egentliga rötningen kan utföras mesofilt (35-40°C) eller termofilt (ca 55°C). Vi har inte funnit några uppgifter om olika släpp av fosfor vid olika temperaturer. Det mest avgörande för släppet är säkert metallhalten i slammet. Det kan tänkas att man för att undvika släpp av P bör tillsätta en viss mängd metall, t. ex kalcium.

3.6.2 Avvattning

För att minska kostnaderna för transport och lagring räknar vi med avvattning av det rötade slammet. Det görs oftast med centrifug eller silbandspress, men man kan också tänka sig någon typ av kammarfilterpress. Eftersom avvattningen av det rötade slammet bedöms vara ungefär lika med de diskuterade metoderna går vi här inte in på för- och nackdelar med de olika processerna.

3.6.3 Hygienisering

Kraven på hygienisering av slam ökar. EU-direktiven talar om 70°C under 1 timme i hela materialet. Alternativ kan vara 60°C under 12 timmar. Enbart termofil rötning vid 50-55°C skulle kräva flera dagar, och det vore då säkrare att gå upp till 70°C en kort tid och klara EU-kraven utan diskussion (Palm 2001). Temperaturhöjning är naturligt i samband med rötningen.

Andra möjligheter till sterilisering är att höja pH kraftigt. För hygienisering krävs pH 12 under ett dygn i slammet, medan man betraktar slam som kalkats upp till pH 12 som helt sterilt efter 3 veckor. (Palm 2001). Kalkning av slammet efter rötning kunde vara ett sätt att både få utfällning av fosfor i slammet (och undvika det i rejektet) och att hygienisera produkten.

3.6.4 Torkning

Torkning behandlas inte alls här, men kan vara en förutsättning för längre lagring av slammet och minskade transportkostnader.

3.6.5 Förbränning

Förbränning av slammet är bara aktuellt om man inte får acceptans för det från jordbrukarna. Att återvinna fosfor ur askan är möjligt, se 3.8.1, medan det skulle vara mycket svårt att återvinna kvävet från rökgaserna.

3.6.6 Hydrolys och separation

Om man inte kan få slammet accepterat för återföring till jordbruket finns det åtminstone två kommersiellt tillgängliga metoder att utvinna upp till ca 75% av fosfor i en relativt ren form. Det är KREPRO och Cambi, eller kombinationer av dem (Weemaes and Verstraete 1998, Hultman et al 2001). I båda fallen är det en sur termisk hydrolys av slammet (i KREPRO efter rötning) som gör att man kan skilja fast organiskt material (som går till förbränning) från en lösning. Metaller och överlevande lipofila föreningar finns till stor del i den fasta fasen. Ur lösningen kan man fälla järnfosfat och återstående löst organiskt material kan användas som kolkälla till BioP eller denitrifikation. Dessutom kan man återvinna en del fällningskemikalier.

Fosfor fås alltså som järnfosfat, med debatterad tillgänglighet för växter. Behovet av syra och lut är stort i processen, och starkt beroende av metallmängden i slammet. Det är mer fördelaktigt att driva KREPRO efter BioP än efter en konventionell fällning med järn (Hultman 2001). Ekonomiska beräkningar baserade på försök i full skala i Helsingborg visar att KREPRO är ett intressant alternativ om man annars måste deponera eller bränna slammet (Karlsson 2001). Processen är aktuell i Malmö, där Kemira Kemwater för närvarande arbetar på ett anbud. Malmö stad tar beslut när man sett det slutliga anbudet (Anonym 2001). Det anses allmänt att tekniken bara passar för relativt stora verk.

Det har gjorts minst en livscykelanalys av KREPRO-processen (Svensson 2000). Här jämfördes KREPRO med BioCon, dvs förbränning av slammet och lakning av askan. De två metoderna gav så lika miljöpåverkan att avgörande blir hur man tänker sig produktion av den energi som skiljer de olika processerna.

Andra metoder att lösa ut fosfor ur slam med t ex sulfid eller väteperoxid diskuteras, men ingen är ännu kommersiellt tillgänglig (Hultman 1999).

3.7 Närsalter från rejektivatten

I rejektivattnet efter rötning är halten av ammonium alltid hög, ofta runt 1 000 mg N/l. Med en BioP-process och utan metallsalter som fäller fosfat i rejektet är även fosfathalten hög, ca 200 mg P/l. Det gör det mycket lättare att ta ut närsalter här än direkt från avloppsvattnet. Flera artiklar försöker jämföra olika metoder att ta ut närsalter, främst ammonium (Siegrist 1996, Janus and van der Roest 1997). För fosfat är det främst fäll-

ning som struvit eller kalciumfosfat som gäller, även om det förstås går bra med järn också.

3.7.1 Koncentrering med omvänd osmos

En ytterligare uppkoncentrering med omvänd osmos (RO) är möjlig och har provats (Ericsson och Isaksson 1993, IVL opublicerat 2000). De relativt höga salthalterna gör att man inte kan koncentrera rejektet så mycket ytterligare. Man riskerar också att få utfällning av struvit på membranen om man inte håller nere pH (IVL opublicerat 2000).

Kostnaden beräknades 1993 till ca 5-6 SEK/m³ vid 300 m³/d och VRF 10. Kostnaden får vägas mot fördelen att avlägsna ammonium från en högre koncentration, för avskiljningen av fosfat har uppkoncentreringen inte så stor betydelse. Om man antar att rejektvattnets volym är 1% av avloppsvattnets volym blir kostnaden med säkerhet under 0,1 SEK/m³ ursprungligt avloppsvatten vid en så stor anläggning. För Hammarby Sjöstad med ca 30 m³ rejekt/d skulle kostnaden bli högre.

3.7.2 Fällning som struvit eller kalciumfosfat

Vid den stora fosforåtervinningskonferensen i Holland i mars 2001 handlade en mycket stor del av bidragen om utfällning av struvit från rejektvatten eller andra koncentrerade strömmar. Många var positiva, men flera varnade också för olika problem.

Jaffer presenterade ett mycket intressant föredrag 2001 (Jaffer et al 2001). De hade gått igenom ett reningsverk med BioP (i Slough i England) och för varje delström beräknat potentialen för struvitutfällning. I vissa positioner är potentialen en möjlighet till uttag av struvit, i andra är den ett hot mot driften genom risk för inkruster och igensättningar. Den egentliga orsaken till att arbetet startade var just problem med igensättningar. Flera rörledningar måste bytas ut minst en gång om året. Man har ännu inte funnit någon långsiktig lösning på problemet.

Trots det relativt stora släppet av fosfat vid rötningen visade massbalansen att av fosfor som gick in i rötningen hamnade 75% i den avvattnade slamkakan. Internbelastningen stod bara för 26% av den totala fosforbelastningen.

Bland många andra användbara data gav man också en kostnadsberäkning för utfällning av struvit ur rejektvattnet med olika kemikalier. Endast kemikaliekostnaden och en beräknad intäkt för struviten fanns med, och visade att det enda rimliga var att tillsätta Mg(OH)₂ både för pH-höjning och som magnesiumkälla. MgCl₂, och i synnerhet NaOH, var för dyrt. Vid pH 8,5 med Mg(OH)₂ fick man ca 80% avskiljning av P, och kemikaliekostnaden täcktes av förväntad intäkt. Man räknade då med ett pris på 3700 SEK (£200) per ton struvit.

Wild och medarbetare konstaterade också att bara en liten del av totalmängden fosfor i slammet blev tillgänglig som fosfat (Wild et al 1996). I deras utlopp från rötning av BioP-slam (efter 20 dygn vid 35°C) var 22% i form av fosfat, 35% bundet i organiskt material, 16% som spontant fälld struvit och resterande 27% som Ca, Fe och Al-salter. De ansåg att ett av skälen till den stora utfällningen var zeoliter via tvättmedel.

Battistoni och medarbetare driver en fullskaleanläggning med fällning av fosfor ur rejektivattnet (Battistoni et al 2001). De spar kemikalier genom att driva ut löst koldioxid med luft, pH stiger till ca 8,5. Det finns tillräckligt mycket Mg och Ca i vattnet för att man ska få en bra utfällning av struvit och hydroxyapatit. Utfällningen sker i en reaktor med fluidiserad sandbädd.

Vid en japansk anläggning har man producerat struvit i 3 år, och produkten säljs som gödningsmedel (Ueno and Fujii 2001). $Mg(OH)_2$ och NaOH tillsätts, och utfällningen sker i en fluidiserad bädd. Man ger analysdata som visar att tungmetallhalterna är mycket låga, t. ex 0,5 mg Cd/kg P.

Egna försök vid IVL har också visat låga metallhalter i fällningen, problem med spontan utfällning när rejektivattnet står i luft och förlorar koldioxid, och över 90% avskiljning av P vid bara luftning och tillsats av MgO till pH 8,3 (IVL opublicerade resultat 2000).

Ytterligare ett antal artiklar behandlar struvitfällning, men med tanken att också återvinna ammonium på samma gång (Liberti et al 1987, Siegrist 1996). Som konstateras i andra delar av rapporten är struvitfällning inget bra alternativ för att återvinna ammonium, mer än det man får på köpet.

Ett annat alternativ till fosforutvinning är fällning med kalk (Thøgersen 1992). Vid reningsverket i Fredrikshavn fällde man först ut fosfor med kalk, innan man strippade bort ammonium. Eftersom man primärt var ute efter kvävet gav man inga avskiljnings-siffror för fosfor, men kalkdoseringen var 1,8 kg/m³ rejektivatten.

3.7.3 Strippning eller destillation av ammoniak

I Fredrikshavn infördes redan 1990 strippning av ammoniak från rejektivatten i full skala (Thøgersen 1992). pH höjdes med 1,8 kg kalk/m³ rejektivatten. Därefter drevs ammoniak av med luft, energiförbrukning 7,1 kWh/m³. Ammoniaken skrubbad ut med svavelsyra, 1,9 l/m³ rejektivatten. Kvävehalten minskade från 870 till 150 mg/l i genomsnitt. Det betydde en specifik kostnad för avdrivningen på 14 DKK/kg N. I den siffran ligger kemikalier, el, arbete och slamhantering, men inte kapitalkostnader. Bildad kalciumfosfat och ammoniumsulfat blandades med det rötade slammet för gemensam avvattning. Ammoniumsulfatet hade dock en tendens att separera ur blandningen och gav korrosionsproblem. Anläggningen lär inte vara igång för tillfället.

Siegrist jämförde flera metoder att avlägsna ammonium från rejektivattnet (Siegrist 1996). Kostnadsberäkningar gjordes för olika alternativ förutsatt 100 000 p.e och att man tog bort 60 ton N/år. Det billigaste var biologisk denitrifikation för 26-32 SEK (5-6 sFr)/kg N, men det är inte aktuellt här. Strippning med luft vid pH över 10 följde därefter för 90 SEK (17 sFr)/kg N, medan fällning som struvit beräknades till 117 SEK (22 sFr)/kg N. Vid tillgång på billig ånga ansåg han att ångdestillation kunde vara intressant.

Om pH i rejektivattnet höjs med kalk kommer man att få en kraftig fällning av kalciumhydroxid. Siegrist räknade med 9 kg CaCO₃/kg N, och det vore viktigt att få avsättning för denna. Ett alternativ som han inte nämner är att först driva av en stor del av den koldioxid som bildats under rötningen. Det kan göras genom en försiktig luftning och höjer också pH i sig, och man sparar alkali. Avgången av ammoniak upp till pH 8,5 är antagligen liten, men bör kontrolleras.

Luftströmmen med ammoniak skrubbas med svavelsyra och man får en lösning av ammoniumsulfat som produkt. Vid ångdestillation (steam stripping) skulle man få en koncentrerad ammoniaklösning.

Janus och van der Roest gjorde en liknande jämförelse (Janus and van der Roest 1997). De presenterar kostnadskurvor för olika alternativ kostnad per kg N som funktion av ammoniumkoncentrationen, beräknat för en anläggning med 400 000 p.e. Vid alla redovisade halter (450-1 800 mg N/l) var biologisk denitrifikation billigast, följt av strippning med luft. Vid högre halter närmade sig kostnaden för ångdestillation den för luftstrippning. För 1 000 till 1 800 mg N/l var kostnaden för luftstrippning ca 39 SEK (5 USD)/kg N.

En metod som inte nämns i de flesta jämförelserna är att använda zeoliter även vid de här höga halterna. Det är naturligt då zeoliten inte skulle ge så mycket uppkoncentreringsring. Man har emellertid testat olika zeoliter för att minska ammoniumhalten i svin gödsel (Cintoli et al 1995). Efter en sänkning av halten från 1500 till 400 mg/l skulle den mättade zeoliten spridas i jordbruket och långsamt släppa kväve. För det ändamålet sökte man billigare zeoliter än den (till Italien) importerade clinoptiloliten. Man talade om en fixering av tungmetaller i zeoliten, men inga siffror gavs.

Katehis och medarbetare studerade strippningen närmare (Katehis et al 1998). De kom fram till att strippning vid högre temperatur inte krävde lika högt pH. De ger mycket data som stämmer väl med redovisade teorier, men de ger inga kostnader.

Sedan 1992 har man strippat ammonium från rejektivattnet i Eslöv (Anonym 1992, Eliasson 2001). Investeringen var på 10 MSEK, och man beräknade den totala kostnaden för drift och avskrivning till 38 SEK/kg kväve (Anonym 1992). Rejektivattnet går till en utjämningsbassäng (centrifugen går endast dagtid). Bassängen luftas för att man

vill driva av koldioxid och därmed höja pH-värdet, minska alkaliniteten och minska kemikaliebehovet när pH ska höjas före strippningen. Det visade sig dock att nitrifikation kom igång innan pH steg tillräckligt (Eliasson 2001). Eftersom nitrifikationen minskar möjligheten till ammoniakavdrivning försöker man undvika den genom att hålla syrehalten så låg som möjligt. Även vid syrehalter under 1 mg/l får man emellertid en betydande nitrifikation.

Vid luttillsatsen fälls fosfor och mycket av det suspenderade materialet ut, ca 75% av vardera. Samtidigt fälls 60-95% av olika tungmetaller. För avdrivningen av ammoniak krävs pH 10,5, eller vid extra kalla perioder 11. De två seriekopplade strippingtornen är fyllda med plastkroppar, och rejektvattnet möter en uppgående luftström. Rejektvattenflödet var 1993 i genomsnitt 8 m³/tim. På grund av energikostnaderna är optimalt luftflöde 22 000 m³/tim vilket ger 70% avdrivning i varje steg, trots att högre flöde ger högre avskiljning.

Driftsproblem har främst berott på beläggning av kalciumkarbonat på fyllkropparna. För att minimera utfällningen använder man en "clean scale"-anläggning, som sänder ut ljudvågor av låg frekvens. De påverkar laddningsförhållandena och minskar utfällningen.

Den ammoniakhaltiga luften skrubbas med utspädd svavelsyra. Med tiden har man höjt börvärdet för pH från 1,7 till 3,6. Det har minskat syrabehovet från 0,8 till 0,5 l/m³ rejektvatten, och samtidigt givit produkten ett mer gynnsamt pH. Ammoniumsulfatlösningen håller ca 10% ammonium. Med en produktion på 400 m³/år motsvarar det ca 20% av kvävet som kommer in till verket.

Kostnaderna för el och kemikalier uppgavs 1993 vara 20 SEK/kg avskilt kväve, eller 11,7 SEK/m³ rejektvatten. Lutkostnaden står för över 70% och el för knappt 25%. Man hade dock förhoppningar om att kunna sänka luftförbrukningen. Försäljning av produkten inbringade motsvarande 1,4 SEK/kg avskilt kväve.

Vid IVL har man i åtminstone två olika uppdragsprojekt sett att ren destillation tycks vara mycket mer effektiv än strippning med luft. Det bör också ge möjlighet till en hög halt av relativt ren ammoniak som produkt. Viktigt för ekonomin är en effektiv värmeåtervinning, något som kan vara svårt i en alltför liten anläggning. Vi anser att man bör studera destillationen ytterligare.

3.7.4 Indunstning av rejektvattnet

Särskilt efter en inledande koncentrerings med omvänd osmos kan man tänka sig en indunstning för att få ner mängden så mycket som möjligt. Det skulle kräva surgöring för att undvika avgång av ammoniak, och restprodukten skulle troligen bli i form av en

fuktig och kladdig slurry på grund av kvarvarande organiskt material. Kostnaden för indunstning utan föregående koncentrerings med RO kan mycket grovt uppskattas till 0,6 SEK/m³ ursprungligt avloppsvatten (Bergström 2001), varav drygt en tredjedel som rörliga kostnader. Investeringskostnader för de två aktuella fallen skulle vara 2 MSEK resp. 300 kSEK. Liksom för behandling av RO-koncentratet tidigare skulle man inte komma till en torr produkt.

3.8 Närsalter från aska efter förbränning

Det går bra att laka ut åtminstone 90% av fosfor från aska med bara vatten (Matsuo 1996). Processen går snabbare med vid högre temperatur, och om järnhalten i askan inte är för hög. Efter utlakningen ska fosfor sedan fällas eller tas ut på något annat sätt.

I Brønderslev i Danmark har man gjort omfattande försök med en process för fosforåtervinning från aska, BioCon (Hultman et al 2001). Askan löses i svavelsyra och med ett antal jonbytare kan man återvinna järnklorid, kaliumvätesulfat och fosforsyra. Liksom för lakning ur slam har metallhalten i askan stor betydelse för ekonomin. Processen har miljömässigt jämförts med KREPRO (Svensson 2000), och befunnits relativt likvärdig.

Inget kväve återstår i en utbränd aska, men däremot kalium och sulfat som både har intresse för jordbruket. Mängden sulfat är dock liten jämfört med den i svavelsyran som man lakar med.

4 Styrning

För en väl fungerande process krävs både rätt dimensionerad utrustning och en aktiv styrning. Avloppsvattnets sammansättning varierar med tiden, på både kort och lång sikt, och särskilt för biologiska processer är det en fördel att ha så stabila förhållanden som möjligt. Det gäller i första hand den organiska belastningen.

Det finns i princip två sätt att styra den organiska slambelastningen, antingen genom att styra slammängden, eller genom att styra mängden inkommande organiskt material. Ändring av slammängden, d.v.s. olika uttag av överskottsslam, kan bara göras för relativt långsamma förändringar (minst ett antal timmar) eftersom systemet är trögt. En snabb ökning av belastningen kan med dagens system inte mötas med en snabb ökning av slammängden.

Den andra möjligheten att påverka mängden organiskt material som går in till det biologiska steget är genom fällning eller filtrering. På det sättet kan man snabbt styra belastningen. Det enklaste är att reglera med förfällning, så att man inte fäller alls vid låga

koncentrationer av organiskt material, och ökar fällningen vid ökande halter. Därigenom kan man jämna ut variationerna, och samtidigt spara fällningskemikalier jämfört med en konstant fällning. I det här fallet ska förstås fällningskemikalien väljas för så bra avskiljning som möjligt av organiskt material, inte som oftast för avskiljning av fosfor.

När man diskuterar förhållandet mellan fosfor och organiskt material kan det vara intressant att se på effekten av avfallskvarnar. Om allt matavfall mals ned i hushållen eller centralt vid reningsverket ökar den organiska belastningen med 50-100%, medan mängden kväve och fosfor bara skulle öka med ca 5-10%. Det kan ge möjligheter att effektivt optimera en BioP-process genom hydrolys, eller att utvinna mer energi genom rötning.

En förutsättning för att den här styrningen ska hinna med är man kan bestämma halten organiskt material och fosfor och vattenflödet med korta svarstider. Flödet är inget problem, men organiskt material är svårare. Det finns kommersiella mätare för både BOD, COD och TOC som kan automatiseras och bygger på snabb oxidation, men de är relativt dyra och kräver en del skötsel. Ett bättre och snabbare alternativ kan vara direkta fotometriska metoder. Genom statistisk utvärdering av breda spektra kan man antagligen få en för ändamålet tillräcklig noggrannhet.

Ett indirekt mått på den organiska belastningen kan man få med en aktivitetsmätare baserad på fluorescensen hos NADH. Tillsammans med uppgifter om syrehalt och slamhalt ger en sådan mätare ett indirekt mått på belastningen. Visserligen påverkas signalen av eventuell toxicitet i vattnet, men normalt är uppskattningen pålitlig.

En variabel som är lätt att styra är syrehalten i aeroba steg. Det kan göras med olika strategier och för att spara energi, påverka slammets sammansättning eller eventuell nitrifikation. Metoder för styrning av både luftning och fällning tas fram i EU-projektet MAPP (Mapp 2001). Där testas också olika mätare och strategier för uppskattning av organiskt innehåll i vattnet.

5 Möjliga utformningar

Här presenteras två olika, åtminstone teoretiskt möjliga, processlösningar. De kan ses som en sammanfattning av intressanta delprocesser som diskuterats i de föregående avsnitten. En del behandlingssteg är obeprövade eller sällsynta i full skala, vilket ger en teknisk, och inte minst ekonomisk, osäkerhet.

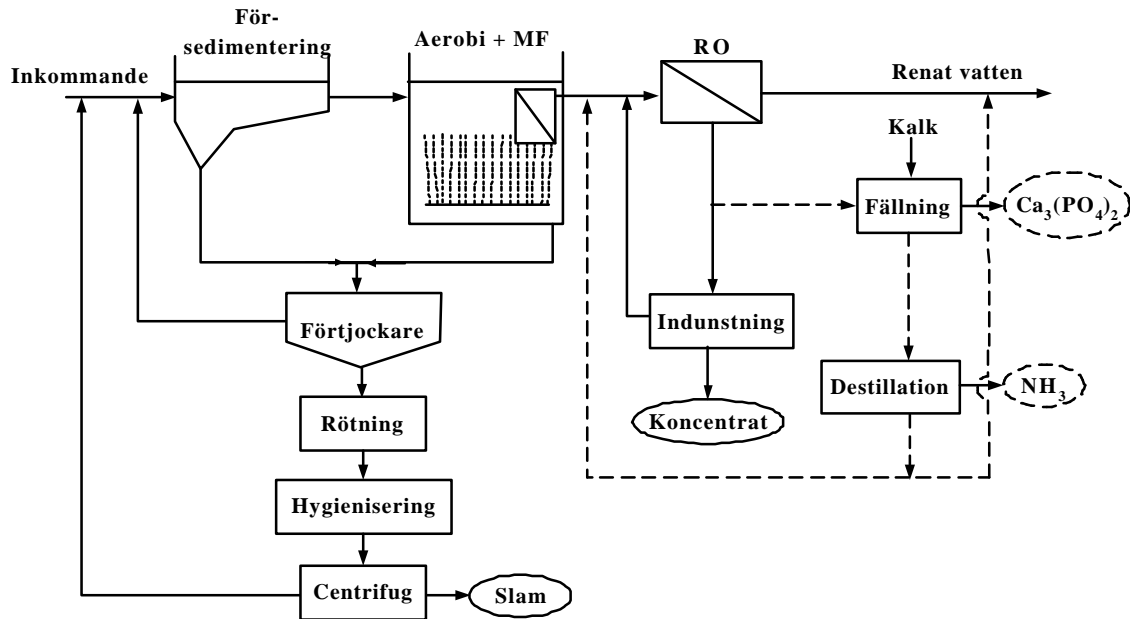
De nedan beräknade anläggningarna är dimensionerade för belastningar enligt tabell 1. Med försöksanläggning menar vi här den demonstrations- och utvärderingsanläggning som byggs i första etappen. Skalan är tillräckligt stor för att man ska kunna utvärdera alla aktuella behandlingssteg, och kontinuerligt behandla ett betydande flöde.

Tabell 1. Dimensionerande flöden och belastning.

Parameter	Försöksanläggning	Fullskalanläggning
Personekvivalenter	300	20 000(p.e.)
Flöde (q_{dim})	2,1	143 m ³ /h
BOD ₇	18	1 200 kg/d
SS	21	1 400 kg/d
N-tot	3,6	240 kg/d
P-tot	0,75	50 kg/d

5.1 Membranbioreaktor och omvänd osmos

Processförslaget presenteras i figur 1.



Figur 1. Möjlig processutformning baserad på membranbioreaktor.

Efter inledande galler och sandfång avskiljs huvuddelen av det suspenderade materialet i en försedimentering. Här vore det också intressant att prova ett trumfilter, för att minska platsbehovet och troligen öka torrhalten. Avskilt material rötas för utvinning av biogas och stabilisering.

Försedimenterat vatten behandlas i en aerob membranbioreaktor. Membranet gör att man kan hålla en hög slamhalt och därmed en liten behandlingsvolym. Problemet blir antagligen att undvika nitrifikation. Teoretiskt bör det gå att belasta systemet så hårt att man får en hög slamhalt trots en låg slamålder, men frågan är om man då klarar BOD-kraven.

Vattnet från membranbioreaktorn är partikelfritt och kan alltså gå direkt in i RO-steget, även om det har spirallindade membran. I och med att det mesta organiska materialet är borta kan det vara möjligt att reducera volymen upp till 40 gånger. Praktiskt taget all löst fosfor kommer att stanna i koncentratet, medan det gäller att hitta rätt membran för att hålla kvar tillräckligt mycket ammonium (85-90% retention).

RO-koncentratet, som för 20 000 p.e. skulle vara ca 75 m³/d, måste koncentreras ytterligare för att man ska få hanterbara produkter för spridning i jordbruket. Med indunstning skulle man antagligen i bästa fall komma till ca 15 m³/d innan man får alltför stora problem. Här måste praktiska försök visa hur långt man kan komma i volymreduktion. Det avgör om man ska gå vidare med torkning, eller ta den ekonomiska och miljömässiga belastningen av transporter och lagring.

Den produkten skulle då innehålla huvuddelen av all inkommande kväve, kalium och sulfat, förutsatt att man håller pH relativt lågt. Drygt hälften av fosfor bör hamna här, liksom nästan alla salter. Resten av fosfor och en del kväve återfinns i det rötade slammet som måste gå till jordbruket för att kraven på återanvändning ska uppfyllas.

Alternativet till indunstning är utfällning av fosfor som kalciumfosfat och destillation av ammoniak från den alkaliska lösningen. Kvävet skulle fås i en relativt ren form. För att undvika uppbyggnad av salter i systemet måste en delström efter destillationen gå direkt ut med behandlat vatten. Hur mycket som måste recirkuleras över membranet kan bero på resthalten av kväve efter destillationen.

Båda alternativen att koncentrera närsalter från RO-koncentratet är osäkra och oprövade med aktuellt vatten. Indunstning ger även kalium, sulfat och nitrat, men man kan befara att kvarvarande organiskt material ger problem med beläggning av värmeytor. Fällning och destillation skulle bara ta vara på fosfat och ammonium, men är antagligen enklare processer.

Tabell 2 visar ungefärliga dimensioner för anläggningens olika delar.

Tabell 2. Ungefärliga dimensioner för några olika enheter.

Anläggningsdel	Försöksanläggning	Fullskala
Försedimentering (m ²)	1,2	80
Membranbioreaktor (m ³)	8	550
Omvänd osmos (m ² membran)	100	7 150
Omvänd osmos (m ² golvyta)	10	60
Förtjockare (m ²)	0,6	42
Rötkammare (m ³)	8	600

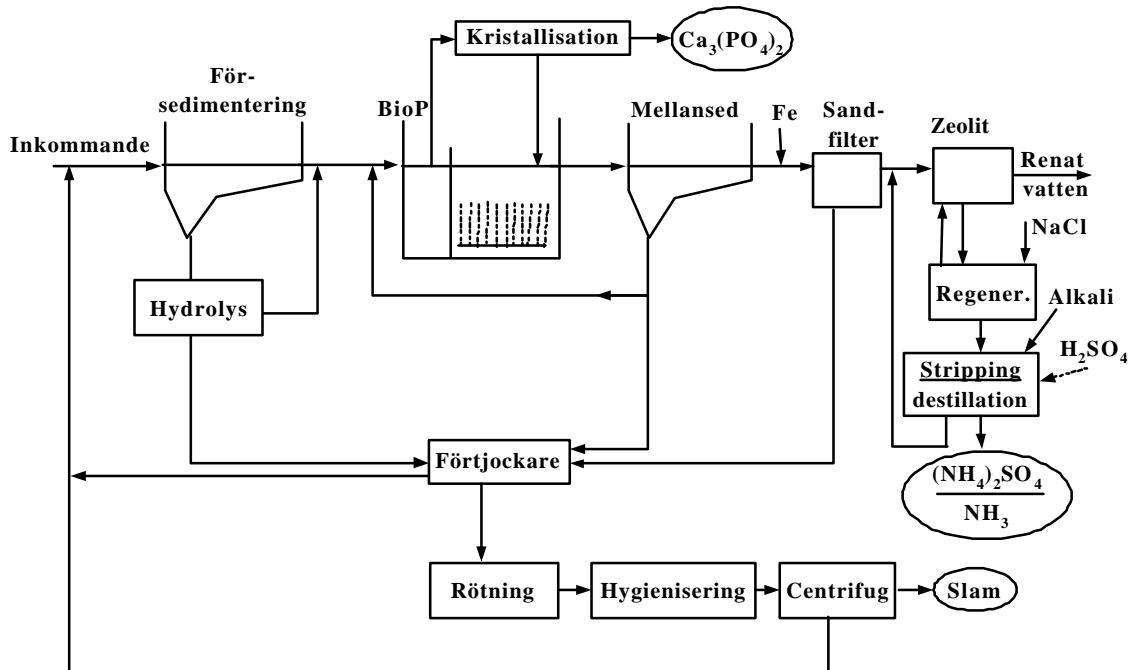
Tabell 3 visar förslag till instrumentering i anläggningen. Analys av ingående och utgående vatten förutsätts ske i mätstationen. Alla instrument är inte absolut nödvändiga, men å andra sidan kan man önska sig ytterligare några.

Tabell 3. Instrumentering i membranbioreaktorlinjen.

Mätstation	
Inkommande	Flöde
Försedimentering	Slamnivå Slamflöde TS i slamfas
Aerob	Luftflöde NO ₃ -N Software-sensor respiration O ₂ pH Susp Temp Nivå
Efter mikrofilter	Flöde Tryckskillnad över filtret
Innan RO	Nivå
RO	pH Konduktivitet Flöde Tryckfall Temperatur
Indunstning	Temperatur Tryck Konduktivitet pH
Destillat	Konduktivitet Flöde
Utgående	Flöde
Kalkfällning	pH Kalkdos
Efter kalkfällning	PO ₄ -P
Efter destillation	NH ₄ -N
Rötning	Temperatur Gasflöde
Hygienisering	Temperatur
Förtjockarrejekt	Flöde Susp
Förtjockare	Slamnivå

5.2 BioP-process och jonbyte

Processförslaget presenteras i figur 2.



Figur 2. Möjlig processutformning baserad på BioP-processen.

Även här räknar vi med inledande galler, sandfång och försedimentering eller trumfilter. Det avskiljda suspenderade materialet går emellertid inte direkt till rötning. Det passerar ett kort anaerobt steg där VFA (korta fettsyror som behövs för BioP-steget) frigörs, utan att man får metanbildning. Vi föreslår att hydrolysen sker i ett separat steg i stället för i försedimenteringen, detta för att öka kontrollen.

Vattenfasen med frigjord VFA (och en del fosfat) förs till BioP-reaktorn, medan slamfasen går till slutrötning. Tillräckligt hög halt VFA (eller egentligen kvot VFA/P) är en förutsättning för att BioP-processen ska fungera. En delström från det anaeroba steget, där fosfat frigörs, får passera en kristallisationsenhet där man faller ut kalciumfosfat ur klarfasen innan slam och vatten återförs till det aeroba steget.

Från mellansedimenteringen återförs slam, och uttaget till rötningen är så stort att man undviker nitrifikation. Efter mellansedimenteringen är det viktigt att slamhalten i klarfasen är låg, eftersom BioP-slammet innehåller extra hög halt fosfor. Tillsammans med återstående löst fosfat kan resthalterna annars bli över de uppsatta gränsvärdena för fosfor. Åtminstone periodvis kommer man också att behöva fälla ut en del fosfat för att nå målet.

Återstående suspenderat material och utfälld järnfosfat avskiljs med sandfilter eller kanske ett skivfilter för högre halt. Slammet som innehåller en liten mängd järn förs till rötning med annat slam, och kan eventuellt bidra till att släppet av fosfat, och därmed återföringen till inloppet minskar.

Det i stort sett partikelfria vattnet utan fosfor behandlas med en billig naturlig zeolit (såsom clinoptilolit) för avskiljning av ammonium. Vid regenerering av zeoliten får man ett koncentrat med ammonium. Efter pH-höjning avskiljs ammoniak antingen genom strippning med luft och skrubbing med svavelsyra, eller genom destillation. De inringade slutprodukterna måste återföras till jordbruket för att målsättningen ska nås.

Liksom för biomembranssystemet gäller det att man inte får alltför mycket nitrifikation, eftersom nitrat passerar zeoliten.

Tabell 4 visar ungefärliga dimensioner för anläggningens olika delar.

Tabell 4. Ungefärliga dimensioner för några olika enheter.

Anläggningsdel	Försöksanläggning	Fullskala
Försedimentering (m ²)	1,2	80
Anaerob (m ³)	2,1	155
Aerob (m ³)	4	270
Sedimentering (m ²)	2,3	155
Sandfilter (m ²)	0,4	23
Förtjockare (m ²)	0,7	47
Rötkammare (m ³)	12	580

Tabell 5 visar ett förslag till instrumentering, med samma förutsättningar som för membranbioreaktorlinjen.

Tabell 5. Instrumentering i BioP-linjen.

Mätstation	VFA
In	Flöde
Försedimentering	Slamnivå Slamflöde TS i slamfas
Hydrolys	pH
Ut från hydrolys	VFA Flöde
In till anaerobi	VFA
Anaerobi	Redox
Aerob	pH O ₂ NO ₃ -N Luffflöde Temperatur Susp
Ut från slutsed	PO ₄ -P
Ut från sandfilter	Turbiditet
Zeolit	
Utgående vatten	NH ₄ -N
Regenerering	
Stripping	pH
Åter från stripping	NH ₄ -N Flöde
Rötning	Temperatur Gasflöde
Hygienisering	Temperatur
Förtjockar- och centrifugrejekt	Flöde Susp
Förtjockare	Slamnivå

6 Referenser

- Albin, M.: "Aktuella hälsorisker vid exponering för silikater", Utbildningsmaterial från Yrkesmedicinska Institutet **1999**.
- Almemark, Mats., IVL Stockholm, Personlig kommunikation **2001**.
- Anonym: "Ammoniakstrippningen igång", VAV-nytt nr 2 (**1992**) 33.
- Anonym: "Malmö stad satsar på fosforåtervinning", Kemivärlden med Kemisk Tidskrift 4 (**2001**) 5.
- Bannister, S. S., Pitman, A. R. and Pretorius, W. A.: "The solubilisation of N and P during primary sludge acid fermentation and precipitation of the resultant P", Water SA 24:4 (**1998**) 337-342.

- Battistoni, P., Boccadoro, R., Pavan, P. and Cecchi, F.: "Struvite crystallisation in sludge dewatering supernatant using air stripping: The new full scale plant at Treviso (Italy) sewage works", Second international conference on Recovery of Phosphates from sewage and animal waste, Noordwijkerhout, Holland, 12-13 March **2001**.
- Bergström, Rune, IVL Stockholm, Personlig kommunikation **2001**.
- Bjurhem, Jan-Erik., IVL Stockholm, Personlig kommunikation **2001**.
- Booker, N. A., Cooney, E. L. and Priestley, A. J.: "Ammonia removal from sewage using natural australian zeolite", *Wat. Sci. Tech.* **34**:9 (1996) 17-24.
- Buisson, H., Cote, P., Praderie, M. and Paillard, H.: "The use of immersed membranes for upgrading wastewater treatment plants", *Wat. Sci. Tech.* **37**:9 (1998) 89-95.
- Castillo, P. A., González-Martínez, S. and Tejero, I.: "Observations during start-up of biological phosphorus removal in biofilm reactors", *Wat. Sci. Tech.* **41**:4-5 (2000) 425-432.
- Christensson, M.: "Enhanced Biological Phosphorus Removal – Carbon Sources, Nitrate as Electron Acceptor and Characterisation of Sludge Community", Doctoral dissertation, Lund University, Sweden, October **1997**.
- Chuang, S. H., Ouyang, C. F., Yuang, H. C. and You, S. J.: "Effects of SRT and DO on nutrient removal in a combined AS-Biofilm process", *Wat. Sci. Tech.* **36**:12 (1997) 19-27.
- Cintoli, R., Di Sabatino, B., Galeotti, L. and Bruno, G.: "Ammonium uptake by zeolite and treatment in UASB reactor of piggeri wastewater", *Wat. Sci. Tech.* **32**:12 (1995) 73-81.
- Ericsson, U. och Isaksson, N.: "Rejektvattenbehandling med omvänd osmos", *Vatten* **49**:4 (1993) 252-256.
- Eliasson, Gabriella, MERAB, Personlig kommunikation **2001** och intern rapport **1994**.
- Gillberg, L et al.: "The influence of pH when precipitating orthophosphate with aluminium and iron salts", In: *Chemical Water and Waste Water Treatment IV*, H.H. Hahn et al (Eds), Springer **1996**, pp. 95-105.
- GRYAB Miljörapport **1998**.
- Günder, B. and Krauth, K.: "Replacement of secondary clarification by membrane separation – results with plate and hollow fibre modules", *Wat. Sci. Tech.* **38**:4-5 (1998) 383-393.
- Günther, F.: "Wastewater treatment by greywater separation: Outline for a biologically based greywater purification plant in Sweden", *Ecological Engineering* **15**:1-2 (2000) 139-146.
- Hultman, B., Levlin, E., Mossakowska, A. and Stark, K.: "Effects of wastewater treatment technology on phosphorus recovery from sludges and ashes", Second international conference on Recovery of Phosphates from sewage and animal waste, Noordwijkerhout, Holland, 12-13 March **2001**.
- Hultman, B.: "Konsten att utvinna fosfor ur slam", *VAV-nytt* **4** (1999) 42.
- Ince, B.K., Ince, O., Sallis, P.J. and Anderson, G.K.: "Inert COD production in a membrane anaerobic reactor treating brewery wastewater", *Wat. Res.* **34**:16 (2000) 3943-3948.
- Jaffer, Y., Clark, T. A., Pearce, P. and Parsons, S. A.: "Assessing the potential of full scale phosphorus recovery by struvite formation", Second international conference on Recovery of Phosphates from sewage and animal waste, Noordwijkerhout, Holland, 12-13 March **2001**.
- Janus, H. M. and van der Roest, H. F.: "Don't reject the idea of treating reject water", *Wat. Sci. Tech.* **35**:10 (1997) 27-34.

- Jenkins, D., Richard, M. G. and Daigger, G. T.: "Manual on the causes and control of activated sludge bulking and foaming", 2nd edition (1993), Lewis Publishers.
- Jonsson, L.: "Experiences of nitrogen and phosphorus removal in deep-bed filters at Henriksdal sewage works in Stockholm", *Wat. Sci. Tech.* **37**:9 (1998) 193-200.
- Judd, S.: "Novel sMBR for the treatment of raw sewage", *Filtration+ Separation* Oct. (2000) 34-36.
- Jönsson, K.: "Biologisk fosfor- och kväveavskiljning vid Öresundsverket", Licentiat avhandling, Lunds Tekniska Högskola, Sverige, maj 1996.
- Karlsson, I.: "Full scale plant recovering iron phosphate from sewage at Helsingborg Sweden", Second international conference on Recovery of Phosphates from sewage and animal waste, Noordwijkerhout, Holland, 12-13 March 2001.
- Katehis, D., Diyamandoglu, V. and Filos, J.: "Stripping and recovery of ammonia from centrate of anaerobically digested biosolids at elevated temperatures", *Water Environ. research* **70**:2 (1998) 231-240.
- Kioussis, D. R., Wheaton, F. W. and Kofinas, P.: "Reactive nitrogen and phosphorus removal from aquaculture wastewater effluents using polymer hydrogels", *Aquacultural Engineering* **23**:4 (2000) 315-332.
- Lee, N. M. and Welander, T.: "Reducing sludge production in aerobic wastewater treatment through manipulation of the ecosystem", *Wat. Res.* **30**:8 (1996) 1781-1790.
- Lee, N. M.: "Parameters Affecting Microorganisms and the Process Performance in Biological Wastewater Treatment", Doctoral dissertation, Lund University, Sweden, April 1996.
- Liberti, L., Laricchiuta, A., Lopez, A. and Passino, R.: "The RIM-NUT process at West Bari for removal of nutrients from wastewater: Second demonstration", *Resources and Conservation* **15** (1987) 95-111.
- Liberti, L., Petruzzelli, D. and de Florio, L.: "REM NUT ion exchange plus struvite precipitation process", Second international conference on Recovery of Phosphates from sewage and animal waste, Noordwijkerhout, Holland, 12-13 March 2001.
- Lie, E.: "Limiting Factors in Biological Nutrient Removal from Wastewater", Doctoral dissertation, Lund University, Sweden, April 1996.
- Lind, A.: "Våtmarker – var och till vad?", *VAV-nytt* 1 (1997) 10-11.
- Lübbecke, S., Vogelpohl, A. and Dewjanin, W.: "Wastewater treatment in a biological high-performance system with high biomass concentration", *Wat. Res.* **29**:3 (1995) 793-802.
- MAPP, Multivariate Approach for statistical Process control and cleaner Production, pågående EU-projekt IST 11990.
- Matsuo, Y.: "Release of phosphorus from ash produced by incinerating waste activated sludge from enhanced biological phosphorus removal", *Wat. Sci. Tech.* **34**:1-2 (1996) 407-415.
- Mavinic, D. S., Mahendrakar, V., Doucette, D., Rabinowitz, B., Barnard, J. L. and Koch, F. A.: "Feasibility of using high-rate, on-line, fixed-film fermenters for SCVFA generation in a BNR process train", *Environ. Technol.* **21**:8 (2000) 941-952.
- Morse, G. K., Brett, S. W., Guy, J. A. and Lester, J. N.: "Review: Phosphorus removal and recovery technologies", *Sci. Total Environ.* **212**:1 (1998) 69-81.
- Muller, J.: "Disintegration as a key-step in sewage sludge treatment", *Wat. Sci. Tech.* **41**:8 (2000) 123-130.

- Okuda, T., Baes, A. U., Nishijima, W. and Okada, M.: "Improvement of extraction method of coagulation active components from *Moringa oleifera* seed", *Wat. Res.* **33**:15 (1999) 3373-3378.
- Otterstedt, J-E., Schoeman, B. och Sterte, J.: "Effektiva zeoliter tar bort ammoniak från kloaker", *Kemisk Tidskrift* nr 13 (1989) 49-56.
- Palm, Ola, JTI Uppsala, personlig kommunikation **2001**.
- Perrin, T. S., Boettinger, J. L., Drost, D. T. and Norton, J. M.: "Decreasing Nitrogen Leaching from Sandy Soil with Ammonium-Loaded Clinoptilolite", *Journal of Environmental Quality*, **27**:3 (1998) 656-663.
- Piekema, P. and Giesen, A.: "Phosphate recovery by the crystallisation process: Experience and developments", Second international conference on Recovery of Phosphates from sewage and animal waste, Noordwijkerhout, Holland, 12-13 March **2001**.
- Ridderstolpe, P., Hägermark, I. och Wittgren, H.B.: "Våtmarken i Oxelösund utvärderas", *VAV-nytt* 1 (1997) 6-8.
- Sawayama, S., Rao, K. K. and Hall, D. O.: "Nitrate and phosphate ion removal from water by *Phormidium laminosum* immobilized on hollow fibres in a photobioreactor", *Appl. Microbiol. Biotechnol.* **49**:4 (1998) 463-468.
- SenGupta, A. K.: "Ultimate removal and recovery of phosphate from wastewater with a new class of polymeric sorbent", Second international conference on Recovery of Phosphates from sewage and animal waste, Noordwijkerhout, Holland, 12-13 March **2001**.
- Shanableh, A. and Shimizu, Y.: "Treatment of sewage sludge using hydrothermal oxidation – technology application challenges", *Wat. Sci. Tech.* **41**:8 (2000) 85-92.
- Siegrist, H.: "Nitrogen removal from digester supernatant – comparison of chemical and biological methods", *Wat. Sci. Tech.* **34**:1-2 (1996) 399-406.
- SPCR 089: "Certifieringsregler för Biomull", SP **1999**.
- Su, M-C., Cha, D. K. and Anderson, P. R.: "Influence of selector technology on heavy metal removal by activated sludge: Secondary effects of selector technology", *Wat. Res.* **29**:3 (1995) 971-976.
- Svensson, A.: "Fosfor ur avloppsslam – en studie av KREPRO-processen och BioCons process ur ett livscykelperspektiv", examensarbete inom Kemisk miljövetsenskap vid Chalmers Tekniska Högskola **2000**.
- Svetich, R.: "Long-term use of Clinoptilolite in the treatment of sewage at Tahoe-Truckee Sanitation Agency, Truckee, California", *Zeolite'93*, 4th International Conference on the Occurrence, Properties and Utilization of Natural Zeolites, Boise, Idaho, USA June 20-28 **1993** 197-199.
- Svetich, R., Tahoe-Truckee Sanitation Agency, Truckee, California, Personal communication **2001**.
- Thøgersen, T.: "Stickstoffentfernung aus Schlammwässern der Zentralkläranlage Fredrikshavn/Dänemark", *Wasser Abwasser* **133**:8 (1992) 384-388.
- Ueno, Y. and Fujii, M.: "3 years operating experience selling recovered struvite from full-scale plant", Second international conference on Recovery of Phosphates from sewage and animal waste, Noordwijkerhout, Holland, 12-13 March **2001**.
- Weemaes, M. P. J. and Verstraete, W. H.: "Evaluation of current wet sludge disintegration techniques", *J. Chem. Technol. Biotechnol.* **73** (1998) 83-92.
- Weemaes, M. P. J. and Verstraete, W. H.: "Evaluation of Current Wet Sludge Disintegration Techniques", *J. Chem. Technol. Biotechnol.* **73**:2 (1998) 83-92.

- Wessberg, J.: "Membrane Bioreactors for the Treatment of Pulp Bleaching Effluents", Licentiate dissertation, Lund University, Sweden, May **2000**.
- Wild, D., Kisiakova, A. and Siegrist, H.: "P-fixation by Mg, Ca and zeolite A during stabilization of excess sludge from enhanced biological P-removal", *Wat. Sci. Tech.* **34**:1-2 (**1996**) 391-398.
- Xing, C.-H., Tardieu, E., Qian, Y. and Wen, X.-H.: "Ultrafiltration membrane bioreactor for urban wastewater reclamation", *Journal of Membrane Science* **177** (**2000**) 73-82.

- 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 hushållsvatten 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 hushållsvatten 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