

Sammanfattning

Pappers- och massaindustrin är den tredje största konsumenten av färskvatten i världen efter metall- och kemiindustrin. Varje år produceras det miljontals ton papper bara i de svenska pappersbruken och för varje ton kan förbrukning färskvatten vara så hög som 60 m³. Detta är en klar minskning jämfört med för 30 år sedan, men strävan är att minska konsumtionen till betydligt mindre mängder. Vinsten för industrierna i Sverige kan främst ses som en anpassning till köparnas ökande krav på att produkten ska vara producerad på ett sätt som inte skadar, slösar eller på annat sätt tär på jordens resurser. En minskning av färskvattenförbrukningen är i vissa länder ett måste, då tillgången på rent vatten är en bristvara. Papperstillverkningen i dessa länder kan leda till att tillgången till rent vatten minskar.

Tillverkningen av papper och massa kräver stora mängder vatten och det är svårt att minska förbrukningen till de nivåer man önskar. För att minska färskvattenintaget är det nödvändigt att recirkulera en större mängd processvatten, det s.k. bakvattnet. Idag renas vanligtvis vattnet och släppas ut i en närliggande recipient eller leds till det lokala reningsverket. Endast en mindre mängd återförs till processen. Det finns dock en mängd problem förknippade med en ökad recirkulation. När man sluter ett vattensystem kommer såväl organiskt som oorganiskt material att ackumuleras. En ökad koncentration av dessa substanser gynnar en ökad bakteriell tillväxt i bakvattensystemet, vilket i sin tur kan ge en mängd problem så som försämrad papperskvalitet och en dålig arbetsmiljö

För att öka kunskapen om recirkulation inom pappers- och massaindustrin startades ett tvärvetenskapligt EU-projekt, CLOSED CYCLE. Forskningsprojektet syftar till att studera hur man kan få fram ett robust och effektivt system för att återanvända processvatten och innefattar expertis inom papperstillverkningsteknologi, drift, biologisk behandling, separationsteknologi, automation, analytisk kemi och mikrobiologi. IEA (Industriell Elektronik och Automation) på Lunds Tekniska Högskola tilldelades ett delprojekt, som syftar till att öka kunskapen om hur en biologisk behandlingsmetod ska kunna styras (Alexandersson 2003). Det biologiska behandlingssteget integreras i bakvattensystemet för att reducera de substanser i processvattnet som ackumuleras och orsakar tillväxtproblem vid en ökad recirkulation. Anledningen till att processen behöver styras är att behandlingen av processvattnet kräver tillsatser av närsalter (fosfor och kväve) för att få en fungerande biologisk process. Detta är en vanlig lösning när näringsfattigt industrivatten ska behandlas biologiskt men situationen blir en annan då vattnet ska recirkuleras. Om doseringen är för stor kommer inte alla närsalter att förbrukas i behandlingssteget och man får ökande koncentrationer ut i systemet. En större halt närsalter kommer att gynna bakteriell tillväxt vilket är just det man vill förhindra med att reducera mängden organiskt material. Om det sker en underdosering kommer istället det biologiska behandlingssteget att påverkas negativt. Därför krävs det att doseringen av närsalter styrs med hjälp av sensorer och online-mätningar. Under projektet upprättades en pilotanläggning på pappersbruket Nymölla där olika styrstrategier prövas med avseende på dosering.

Detta examensarbete har till syfte att med hjälp av en modifierad ASM1-modell (Lindblom, 2003) bygga upp en modell av det biologiska behandlingssystemet med tillhörande

bakvattensystem samt utvärdera olika möjliga styrstrategier för doseringen av närsalter. Utvärderingarna har i huvudsak gjorts med avseende på olika strategiers möjlighet att hålla en låg halt närsalter ut ur systemet samtidigt som kraven på reduktion över behandlingssteget uppfylls. För detta ändamål utfördes simuleringar där den organsiska belastningen var konstant respektive dynamisk. Systemet har också simulerats för att se hur biologin i behandlingssteget påverkas under produktionsstopp.

Resultaten visar att det är fullt möjligt att hålla låga halter närsalter ut till bakvattensystemet samtidigt som en tillfredställande reduktion över behandlingssteget kan uppnås. Den mest stabila styrningen under simuleringarna visade sig vara en kombinerad strategi där mängden närsalterna till det biologiska reningssteget doserades utifrån mätningar av inkommande organisk belastning (framkoppling) samt mätningar av utgående koncentrationer av fosfor och kväve (återkoppling). Framkopplingen tar hand om doseringen under kraftiga variationer och återkopplingen ser till eventuella fel under ett längre tidsperspektiv elimineras.

Simuleringarna av driftstopp visade sig påverka systemet kraftigt om stoppet varande mer än två dagar. Under stoppet så tillfördes inte det biologiska behandlingssteget något organiskt material utöver det som redan recirkuleras i systemet, vilket gör att den biologiska processen inte kommer att tillföras några större mängder substrat som den kan livnära sig på. Efter någon dag kommer nivån vara så låg att biomassan istället börjar att dö av, vilket i sin leder till en ökad koncentration närsalter då biomassan släpper ifrån sig en del av de upptagna mängderna kväve och fosfor. För att förhindra en förhöjd eller åtminstone minska koncentration i bakvattensystemet kan en del åtgärder vidtas. Ett exempel på detta är att höja halterna organisk material i systemet innan själva stoppet inträffar.

Förord

Jag vill framförallt tacka Dr Christian Rosen för utmärkt handledning. Det fanns nästan alltid utrymme att diskutera mitt arbete oavsett tidpunkt.

Också ett stort tack till Jon Bolmstedt som har läst igenom mitt arbete och gett värdefulla råd och kommentarer. Tack till Erik Lindblom för hjälp med bl.a. att hitta relevant litteratur. Jag vill också tacka övriga medlemmar av forskargruppen H₂O för en trevlig tid.

Slutligen ett tack till professor Gustaf Olsson för de inspirerande föreläsningarna i kursen *Styrning av biologisk vattenrening*, som på allvar gjorde mig intresserad av modellering och simulering.

Lars Carlsson
Lund, juni 2004

Innehållsförteckning

SAMMANFATTNING	I
FÖRORD.....	III
1 INLEDNING	1
1.1 BAKGRUND.....	2
1.2 SYFTE.....	2
2 PAPPERS- OCH MASSATILLVERKNING.....	3
2.1 TILLVERKNINGSMETODER.....	3
2.2 BAKVATTEN	3
3 RENING AV AVLOPPSVATTEN	5
3.1 MEKANISKA RENINGSPROCESSER.....	5
3.2 KEMISKA RENINGSPROCESSER	6
3.3 BIOLOGISKA RENINGSPROCESSER	6
3.3.1 <i>Aktivslam</i>	7
3.3.2 <i>Biofilm</i>	7
4 ATT SLUTA VATTENSYSTEMET.....	10
4.1 PROBLEM	10
4.2 ÅTGÄRDER.....	11
4.3 BIOLOGISK NJURE.....	11
4.3.1 <i>Problem</i>	12
4.3.2 <i>Val av biologisk process</i>	12
4.3.3 <i>Utmaning</i>	14
5 STYRNING AV DEN BIOLOGISKA NJUREN	15
5.1 GRUNDLÄGGANDE REGLERPRINCIPER	15
5.2 SENSORER.....	17
5.3 REGLERING AV COD-KONCENTRATIONEN I BAKVATTENSYSTEMET.....	18
5.4 REGLERING AV NÄRSALTSDOSERINGEN	18
6 MODELLERING.....	21
6.1 MODELLERING INOM VATTENRENING	21
6.2 ACTIVATED SLUDGE MODEL NO. 1	22
6.3 UTÖKAD MODELL.....	23
6.4 TILLVÄXT OCH MONOD-KINETIK.....	24
6.5 ALTERNATIV REPRESENTATION AV TILLVÄXT	25
7 SIMULERINGSMODELLEN.....	28
7.1 BAKVATTENSYSTEMET	28
7.2 BIOLOGISKA BEHANDLINGSSTEGET.....	29
7.2.1 <i>Ideal sedimentering</i>	29
7.3 MODELLPARAMETRAR	31
7.3.1 <i>Val av parametrar</i>	31

8	SIMULERINGAR	33
8.1	KRAV PÅ BEHANDLAT VATTEN.....	33
8.2	SIMULERINGAR MED KONSTANT BELASTNING.....	33
8.2.1	<i>Konstant belastning</i>	33
8.2.2	<i>Stegsvar</i>	35
8.3	SIMULERINGAR MED DYNAMISK COD-BELASTNING.....	36
8.3.1	<i>Feedback 2</i>	37
8.3.2	<i>Feedback 1</i>	38
8.3.3	<i>Feed-forward</i>	39
8.3.4	<i>Feed-forward och Feedback 1</i>	40
8.3.5	<i>Feed-forward och Feedback 2</i>	42
8.3.6	<i>Feed-forward och step-feed</i>	44
8.4	SIMULERING AV DRIFTSTOPP	45
8.4.1	<i>Strategi 1</i>	46
8.4.2	<i>Strategi 2</i>	47
8.5	ICKE IDEALA SENSORER	48
8.5.1	<i>Feedback 1 styrning med icke ideala sensorer</i>	49
8.5.2	<i>Feed-forward och Feedback 2 styrning med icke ideala sensorer</i>	50
8.6	LÄMPLIGA STYRSTRATEGIER.....	51
8	SLUTSATSER.....	53
	APPENDIX A NOMENKLATUR.....	55
	APPENDIX B UTÖKADE ASM1-MODELLEN I MATRISFORM	57
	APPENDIX C ANVÄNDA MODELLPARAMETRAR.....	- 59 -
	APPENDIX D SIMULERINGAR MED KONSTANT BELASTNING.....	- 61 -
	LITTERATUR	62

1 Inledning

Tillverkningen av papper och massa är en storskalig industri i Sverige. Som de flesta industrier påverkar även dessa miljön negativt i olika avseenden. Miljömedvetenheten har dock ökat successivt och utsläppen av farliga ämnen till luft och vatten har minskat med 95 % sedan 1970-talet. Idag är det istället konsumtionen av energi och vatten som bidrar till den största miljöpåverkan. Pappers- och massabruken är den tredje största vattenkonsumenten i världen efter metall- och kemindustrin. Vattenförbrukningen varierar mycket beroende på pappersbruk, råvaror och papperskvalitet, men i vissa fall kan den vara så hög som 60 m³ ton producerat papper. Det är förvisso en betydligt lägre konsumtion än för 40 år, då motsvarande förbrukningen kunde vara så hög som 240 m³ per ton (Thomson, 2000).

Idag är strävan att reducera vattenförbrukningen ytterligare. Ett mål för industrin är en utsläppsfri fabrik. Detta kan bara uppnås genom att recirkulera processvattnet, det så kallade bakvattnet, och återanvända det i tillverkningsprocessen. Detta kräver att bakvattnet på något sätt behandlas för att ta bort, eller åtminstone reducera, de olika föroreningar som tillkommit. Självklart är målet med en helt utsläppsfri tillverkning inte realistiskt men strävan dit är något som gynnar både miljön och industrin i det långa loppet. Vinsten för pappers- och massaindustrin kan först och främst ses som en förbättring av sitt varumärke; att ha en bra miljöprofil har blivit en allt mer viktig kvalitetsstämpel då konsumenterna har blivit allt mer miljömedvetna. En miljövänlig profil ger helt enkelt fler köpare. Förutom detta finns det också vinster med minskad färskvattenförbrukning och minskade energikostnader då redan tillförd värme i bakvattnet kan nyttjas (Alexandersson, 2003).

Redan idag använder sig många pappersbruk av recirkulation för att återanvända en del av värmen och de fibrer som följer med processvattnet, men detta gäller bara en mindre mängd. Ett minskat intag av färskvatten är dock förknippat med en mängd problem. Recirkulation leder till ackumulation av både organiskt och oorganiskt material. Detta kan i sin tur förorsaka dålig lukt, korrosion och en ökad tillväxt av mikroorganismer i bakvattensystemet. För att lyckas sluta ett system är det nödvändigt med någon typ av behandling innan vattnet återinförs. Behandlingen kan antingen utföras mekanisk, kemisk eller biologisk. I industrin är de två första de mest beprövade. Biologisk rening är kanske det mest kostnadseffektiva behandlingssättet och även ett miljövänligt alternativ (Alexanderson *et al.*, 2003b).

En lösning med hjälp av biologisk rening har alltså en hel del fördelar. Dessvärre finns det också ett stort problem. Som ofta är fallet med avloppsvatten från industrin så är förhållandet mellan närsalter och organiskt material mycket liten. För att få en tillfredställande processeffektivitet är det därför nödvändigt att tillsätta både fosfor och kväve som är de ämnen som mikroorganismer behöver tillgodogöra sig för att tillväxa. Detta är en vanlig metod vid extern behandling av processvatten med låga näringshalter. I fallet med recirkulation är dock förutsättningarna lite annorlunda. Vid en överdosering blir följden att den biologiska processen inte kan tillgodogöra sig hela mängden närsalter och man får som följd förhöjda koncentration ut i hela bakvattensystemet vilket kan ge produktionsstörningar och därmed ökande kostnader. Samtidigt som koncentrationerna

närsalter ska hållas låga är det också av stor vikt att det finns en tillräckligt hög mängd för att få en tillfredställande reningsprocess.

Detta problem är det centrala i detta arbete. För att undvika problem som är relaterat till över- respektive under dosering krävs ett styrsystem för att tillsätta närsalterna. Genom att simulera en pappersmaskin med tillhörande biologiskt reningssteg kan olika driftstrategier prövas. Målet är att hitta en säker driftstrategi som både klarar av att hålla låga halter av närsalter i utflödet samtidigt som reningssteget kan säkerställa de krav som ställs på bakvattnets karaktär för den aktuella pappers/massatillverkningen.

1.1 Bakgrund

Som ett resultat av den allt större eftersträvan att minska färskvattenförbrukningen startade ett EU projekt med namnet CLOSED CYCLE. Forskningsprojektet syftar till att studera hur man kan få fram ett robust och effektivt system för att återanvända processvatten. Projektet är tvärvetenskapligt och innefattar expertis inom papperstillverkningsteknologi, drift, biologisk behandling, separationsteknologi, automation, analytisk kemi och mikrobiologi. Ett av delprojekten inom området för automation utfördes vid institutionen för Industriell Elektronik och Automation (IEA) vid Lunds Tekniska Högskola (LTH). Projektets syfte var både att studera användbarheten av biologiska behandlingsmetoder för bakvatten vid intern recirkulation, och att se hur en sådan lösning skulle kunna styras. Under arbetet användes både experiment i laboratorieskala och försök vid en pilotanläggning i Nymölla med anslutning till ett stort pappersbruk. Försöken i Nymölla syftade bl.a. till att hitta lämpliga styrstrategier för närsaltsdosering till det biologiska behandlingssteget (Alexandersson, 2003). Detta examensarbete har starka kopplingar till ovanstående projekt men med tyngdpunkten på matematisk modellering istället för praktiska experiment.

1.2 Syfte

Det främsta syftet med detta arbete är att utvärdera olika styrstrategier för intern biologisk behandling av pappers- och massavatten. Styrningen kommer i första hand avse dosering av närsalterna fosfor och kväve som är nödvändiga för att framgångsrikt rena processvattnet biologiskt. De olika styrstrategierna kommer att prövas genom matematisk modellering. Därför innefattar detta arbete också utveckling av en realistisk modell där delar av bakvattensystemet simuleras tillsammans med det biologiska reningssteget.

Arbetets mål är också att klargöra de problem som det innebär att sluta ett vattensystem inom pappers och massaindustrin, samt ta upp de negativa effekter som kan uppstå vid en över- respektive underdosering av närsalter.

2 Pappers- och massatillverkning

Idag tillverkas det cirka 10 miljoner ton massa per år bara i Sverige vilket är en fördubbling sedan 1960-talet. Merparten av massan (75 %) används för inhemsk produktion av papper medan resterande mängd går till export. Idag finns det mellan 40-50 massafabriker varav de tio största står för hälften av produktionen (Kassberg, 1998).

2.1 Tillverkningsmetoder

Huvudsakligen kan pappersmassa tillverkas på två olika sätt, antingen på kemisk eller mekanisk väg. Val av metod beror till stor del på vilken råvara som används och på vilken typ av massa som ska framställas.

Vid kemisk massatillverkning används värme och kemikalier för att lösgöra fibrerna från råmaterialet som utgörs av flis. De tillsatta kemikalier och det utlösta ligninet avskiljs sedan genom att massan tvättas. Kemisk massa kan antingen tillverkas genom sulfatprocesser eller sulfidprocesser (Kassberg, 1998).

Mekanisk massa framställs istället genom att veden bearbetas mekaniskt så att fibrerna frigörs. Den största skillnaden mot kemisk tillverkning är att ligninet inte avskiljs från massan. De huvudsakliga typerna är slipmassa som framställs genom att rundved pressas mot en roterande slipsten, och raffinörmassa som tillverkas av flis som mals i en skrivkvarn. Vid tillverkningen krävs stora mängder energi för att driva fibreringen. Fördelen med mekanisk tillverkning är att det är en mycket snabb tillverkningsmetod. Övergången från ved till massa tar mindre än en sekund vid mekanisk bearbetning vilket kan jämföras med kemisk där motsvarande process tar flera timmar (Kassberg, 1998).

Massan används sedan till att tillverka den slutliga produkten i ett pappersbruk. Pappersbruket kan antingen vara integrerat med massabruket, i annat fall transporteras massan vanligtvis i torr form som balar till det aktuella bruket (Alexandersson, 2003). Pappret produceras i själva pappersmaskinen som består av ett våtparti, ett pressparti och ett torkparti. I våtpartiet sprutas massan på en vattengenomsläpplig duk (den s.k. viran). Massan avvattnas i presspartiet och torkpartiet för att fibrerna ska bilda den struktur som vi kallar papper.

2.2 Bakvatten

Det processvatten som används inom pappers- och massaindustrin kallas för bakvatten. Innehållet i vattnet skiljer sig mycket från bruk till bruk vilket beror på en mängd faktorer som; råmaterial, producerad papperskvalitet, typ av pappersmaskin, och tillverkningsmetoder. Det är därför omöjligt att ge något generell information angående koncentrationer och innehåll. Ofta delas därför bakvattnets innehåll in i större grupper. En stor sådan grupp är skillnaden mellan löst och partikulärt material. En annan stor grupp är

indelningen mellan organiskt och oorganiskt material. Ett mått på organiskt material är att mäta den totala halten av organiskt kol (TOC).

Vad som generellt kan sägas när man pratar om bakvatten är dock att innehållet av fibrer är höga. Fibrerna är vanligtvis träfibrer som är huvudkomponenten i vanligt papper. Förutom fibrer medför trä som råvara att bakvattnet kommer att innehålla bl.a. halter av lignin, kolhydrater och fettsyror. Bakvattnet innehåller också en mängd olika lösta kemikalier. Det är vanligt med tillsättning av så kallad filler (ett vitt pulver bestående av lera, talk eller kalk) för att minska produktkostnaderna och öka pappret tryckbarhet. En annan vanlig tillsatts är stärkelsor då man använder sig av returpapper. Anledningen är returpapper som råvara ger mindre fibrer och det är därför nödvändigt att stärka den slutliga produkten (Alexandersson, 2003).

Till skillnad mot kommunalt avloppsvatten är halterna av näringsämnen kväve och fosfor underpressenterande, samtidigt som koncentrationen organiskt material är betydligt högre. Andra skillnader är att bakvatten vanligtvis håller en högre temperatur. ph-värdet varierar beroende på tillverkningsmetoder och på vilka kemikalier som används.

3 Rening av avloppsvatten

Vid kommunal rening av avloppsvatten är målet att reducera de föroreningar i form av partikulära och suspenderande ämnen som tillkommit från användningen av vatten i olika sammanhang. En av del föroreningar som ska avlägsnas benämns ofta COD (Chemical Oxygen Demand) och är en samlingsterm för en mängd sorters olika organiskt material. Generellt så delas COD in i fyra olika sorters material: 1) biologiskt lättnedbrytbart (löst) organiskt material, 2) inert biologiskt (löst) material, 3) biologiskt svårnedbrytbart (partikulärt) material, och 4) inert biologiskt (partikulärt) material (Kemira, 1989). Likadant som att organiskt material kan uttryckas som den kemiska syreförbrukningen användes lika ofta termen BOD (Biological Oxygen Demand) som uttrycker det organiska materialets syreförbrukning då det bryts ner biologiskt

Förutom att reducera största möjliga mängd organiskt material är också målet att avlägsna en mängd andra substanser. Särskilt viktiga ämnen att reducera från det inkommande vattnet är näringsämnena kväve och fosfor. Svenska avloppsverk har särskilda gränser att ta hänsyn till då närsalterna bl.a. bidrar till övergödning av våra sjöar vattendrag. Kväve inkommer främst löst i vattnet som ammonium NH_4 , fosfor hittas löst främst som fosfater PO_4 .

Traditionellt delas de olika reningsprocesserna upp i tre olika delar; mekanisk, kemisk, och biologisk rening. Det är sällan dessa används var och en för sig då alla har sina för- respektive nackdelar. Oftast kombineras de olika reningsprocesserna för att nå önskat resultat.

3.1 Mekaniska reningsprocesser

Mekanisk rening används för att avskilja partikulärt material från förorenat vattnet. Den vanligaste och enklaste inom vattenreningssammanhang är sedimentering. Metoden är dock endast praktiskt användbar då grövre partikulärt material avskiljs. För partiklar med kornstorleken $<1\mu\text{m}$ dominerar de ytaktiva egenskaperna och sedimenteringsförloppet kommer i dessa fall att gå mycket långsamt. Hastigheten för en större sedimenterande partikel kan beskrivas av Stokes lag. Denna säger att hastigheten är proportionell till partiklens diameter, och densitetsskillnaden mellan vätska och partikel (Hedberg, 2001).

En annan vanlig avskiljningsprocess som också bygger på densitetsskillnaden mellan vatten och partiklar är flotation. Iden är finfördelad luft blåses in i flotationsbassängen. De små luftbubblorna minskar partiklarnas densitet relativt till dess omgivande medium vilket gör att partiklarna flyter upp till ytan (Hedberg, 2001). Väl uppe vid ytan avlägsnas partiklarna med hjälp av exempelvis en skrapanordning.

Förutom sedimentering och flotation finns det en uppsjö av olika mekaniska separationsprocesser. Bland annat kan nämnas olika typer av filtration: Sandfilter använder sig av sand med en diameter på ca 2 mm. Genom att låta vattnet strömma genom filtret fastar suspenderade partiklar i sanden. Filtret rengörs med jämna mellanrum genom

backspolning, dvs. vatten får flöde i motsatt riktning i förhållande till inflödet och frigör på så sätt partiklar som fastnat. Membranfilter fungerar genom att vatten passera genom ett fint membran. Partiklar som ska avskiljas fastnar på ena sidan av membranet. Storleken på porerna varierar beroende av vilken typ av filter man använder sig av. Filtren klarar av att separera material ända ner till molekylnivå men kräver i sin tur stora mängder energi för att ”trycka” igenom vattnet.

3.2 Kemiska reningsprocesser

Med kemisk fällning kan både löst och partikulärt material reduceras från det förorenade vattnet. Genom att exempelvis tillsätta olika typer av metallsalter kommer föroreningarna att bilda så kallade flockar. Flockarna kan sedan separeras med någon typ av mekanisk rening, oftast sedimentering eller flotation. Kemisk fällning används ofta för att fälla bort fosfor. Generellt delas kemisk fällning upp i tre olika kategorier. Direktfällning kännetecknas av att det utgör det enda reningssteget efter galler och sandfång. Simultanfällning är en kombinerad process där fällningen sker samtidigt som vattnet behandlas i en aktivslam bassäng. Den tredje kategorin är efterfällning och sker efter att vattnet behandlats biologiskt. Efterfällnings främsta syfte är att ta bort kvarvarande fosfor (Kemira, 1989).

3.3 Biologiska reningsprocesser

Vid biologisk rening behandlas det förorenade vattnet med hjälp av mikroorganismer. Faunan av mikrober bryter ner organiska föroreningarna som omvandlas till framförallt cellmassa, vatten och koldioxid. De biologiska reningsprocesserna kan delas upp i två stora olika grupper:

- Aeroba och anoxiska reningsprocesser är den vanligaste typen. Under den biologiska behandlingen utnyttjas syre och mikroorganismer för att oxidera det organiska materialet till vatten och koldioxid. Generellt är aerobisk behandling snabb och relativt okomplicerad. Dock är driftskostnaderna relativt höga.
- Anaeroba reningsprocesser. Den biologiska nedbrytningen sker i frånvaro av syre. Det organiska materialet omvandlas till koldioxid, vatten och metangas. En fördel med denna typ av behandling är att mindre slam produceras än vid aerob behandling. Det är också möjligt att utvinna energi genom att ta hand om den metangas som produceras. Nackdelen med processen är att den är långsam och kräver som regel mer underhåll än de aeroba processerna.

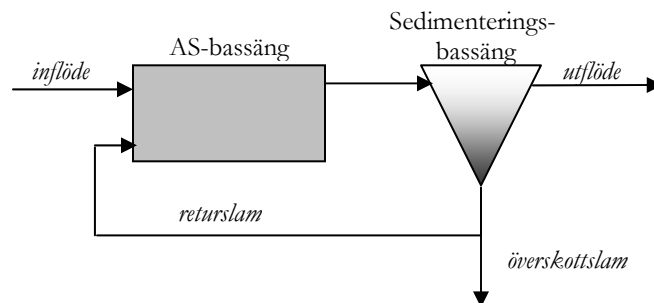
Nedan följer en kort redogörelse av de två vanligast processerna inom vattenreningssammanhang.

3.3.1 Aktivslam

Den i särklass vanligaste biologiska processen vid reningen av vanligt avloppsvatten i Sverige är den så kallade aktivslam(AS)-processen. Detta är en ingen ny teknik utan har snart använts i 90 år. Tekniken har förnyats och förfinats långsamt under dessa år för att bli vad den är idag. Aktivslamprocesser är aeroba eller anoxiska behandlingsmetoder, eller en kombination av de båda.

I en AS-process består mikroorganismerna av friskvävande slamflockar i en bassäng. Det vatten som ska renas leds in i bassängen och föroreningarna behandlas av den aktiva biomassan och luft. För att få en tillräckligt hög effektivitet krävs en hög koncentration av den aktiva biomassan. Detta uppnås genom att låta en större del av det slam som avskiljs genom sedimentering returneras tillbaka till den biologiska reaktorn, se figur 3.1. Detta gör AS processen relativt beroende på slamkvaliteten. Slammet måste ha goda sedimenteringsegenskaper för att kunna avskiljas och föras tillbaka till den biologiska reaktorn. Kvaliteten beror på en mängd olika faktorer och kommer att diskuteras längre fram. Resterande slam tas ut som överskottslam från sedimenteringsbassängen. Det organiska materialet som tillförts AS processen har som en tumregel följande fördelning, räknad på BOD (Kemira, 1989):

- 30-40 % mineraliserar genom oxidation till koldioxid och vatten
- 40-50 % avlägsnas som överskottslam
- ca 10 % försvinner med utflödet



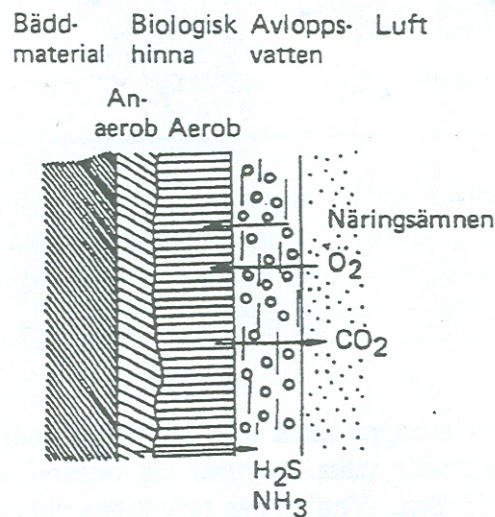
Figur 3.1: Schematisk skiss över ett AS-system

AS processen kräver stora mängder luft. Vanligtvis används luftare som sitter på botten av AS-bassängen s.k. bottenluftare men syre kan också tillsättas genom tex. ytluftare som sänks ner i bassängen. Uppgift för luftarna är dels att förse mikroorganismerna med syre och dels att ge god kontakt mellan slamflockar och vatten.

3.3.2 Biofilm

Biofilmsprocesser kan både vara aeroba, anoxiska och anaeroba. Vid en biofilmsprocess växer mikroorganismerna på ett s.k. bärrmaterial istället för i frisimmande flockar.

Bärrarmaterialet brukar vanligen utgöras av krossad sten, sand eller plast. Kriteriet är att materialet ska ha en stor specifik yta (m^2/m^3) och tillräckligt skrovlig för att bakterierna ska ha möjlighet att etablera sig. Reningsprocessen sker genom att man låter vattnet strömma över eller genom filmen. Då vattnet kommer i kontakt med filmens yta kommer vissa lösta ämnen att diffundera in i filmen medan andra ämnen kommer att diffundera ut. Det är under denna process som den biologisk behandling av vattnet sker. Till skillnad mot AS-processen beror inte dess effektivitet enbart på bakteriernas tillväxthastighet. Den begränsande faktorn är istället diffusionshastigheten in i själva biofilmen.



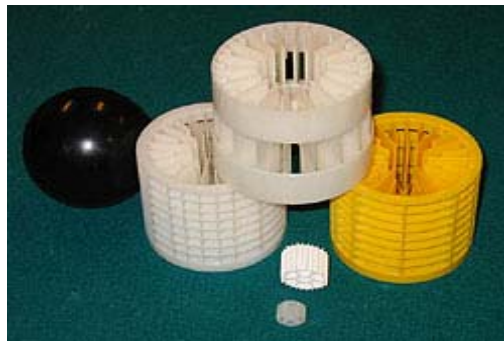
Figur 3.2: Principiell bild över en aerob biofilm, tjocklek ca 1mm (Hedberg, 2001).

Biofilmsprocesser är inte alla lika beroende av slamkvaliteten som AS då slamhalten oftast är så pass hög att man når en tillfredställande effektivitet utan att behöva returnera någon biomassa. Därför krävs inte heller en lika god slamkvalitet för att nå önskad koncentration, dvs. slammet behöver inte ha lika goda sedimenterings egenskaper. Överflödiga biomassa dör och lossnar från bärrarmaterialet, och följer med utflödet. Denna biomassa ersätts snabbt med ett nytt lager av mikroorganismer.

Generellt kan man säga att det finns tre typer av anaeroba biofilmsprocesser, anaeroba filter, fix-films reaktorer, och fluidiserande filter. Anaeroba filter utgörs av en reaktor med slumpmässigt packat filtermaterial. Biofilmen växer på filtermaterialet och behandlar det passerande vattnet i reaktorn. I fix-films processer är reaktorn fylld med ett kompakt material. Vattnet behandlas genom att det flödar uppåt eller neråt i materialets kanaler. Fluidiserande filter använder sig av sand som bärrarmaterial vilket ger en stor specifik yta. Vattnet flödar in i botten av reaktor som är fylld med sand. Ett tillräckligt stort flöde kommer få filtret att fluidisera, därav namnet (Hedberg, 2001).

Figur 3.2 visar ett tvärsnitt över en aerob biofilm och de olika lagren. De fysiska och kemiska förhållandena kan variera dramatiskt över biofilmen. Trots en tjocklek på bara 1 mm existerar både anoxiska och aeroba zoner. Detta innebär också att filmens bakteriekultur varierar kraftigt med djupet. Även de aeroba biofilmsprocesserna kan delas upp i tre olika

typer, biobäddar, biorotorer och suspenderad biofilm. Biobäddar är den vanligaste förekommande biofilmsprocessen. Reaktorn är i detta fall fylld med ett fixt bärrmaterial där vatten strilas över bädden. Filmen utsätts omväxlande för vatten och luft. Biorotorer är den andra typen av biofilm och bärrmaterial består här av runda stor diskar. Diskarna är delvis nedsänkta i en reaktor där de sakta roterar så att de växelvis utsätts för vatten respektive luft. Den tredje och sista typen av aeroba biofilmsprocesser utgörs av suspenderad biofilm. Till skillnad från de andra aeroba biofilmssystemen så är bärrmaterialet inte fixt. Biofilmen utgörs istället av en stor mängd löst bärrmaterial, ofta tillverkade av plast (se figur 3.3) med stor specifik yta (vanligtvis mellan ca 300-500 m²/m³). Fyllnadsgraden i reaktor ligger vanligtvis runt 50 %. Till skillnad från en vanlig biofilmsprocess så strilas inte vattnet över materialet (Alexandersson, 2003). Istället är bärrmaterialet nedsänkt i vattnet och liknar nästan ett vanligt aktivslamsystem. Genom att använda sig av bottenluftare så får man en aerob process. Den inblåsta luften har också till uppgift att hålla bärrarna flytande och blanda om inkommande avloppsvattnet. Biofilmen växer skyddat på insidan av bärrarna. Tekniken är särskilt lämpad för vattenrening inom skogsindustrin.



Figur 3.3: Olika typer av bärrmaterial bestående av plast för suspenderad biofilm.

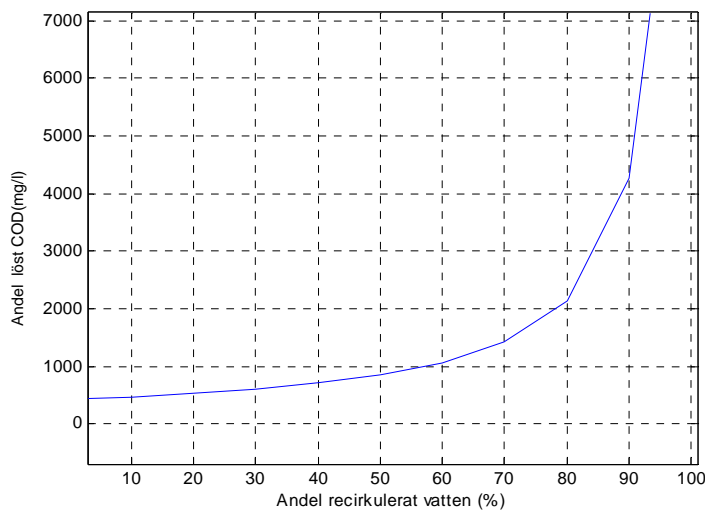
4 Att sluta vattensystemet

Pappers- och massaindustrin är en storkonsument av vatten. Även om mängden vatten stadigt minskat under årens lopp så är det fortfarande en mycket vattentörstig industri. Att minska färskvattenintaget ytterligare skulle innebära vinster för både industrin och miljö. Genom att använda sig av ett helt slutet vattensystem skulle det i princip vara möjligt att klara av att producera papper och massa genom att bara tillsätta färskvatten för avdunstning och andra mindre förluster.

4.1 Problem

Att öka recirkulationen på bekostnaden av ett minskat färskvattenintag har inte bara fördelar. Många problem finns förknippade med så kallad intern recirkulation. Nästan alla problem kan relateras till ackumulation av såväl organiska som oorganiska substanser i bakvattensystemet. Det främsta problemet är en ökad tillväxt av mikroorganismer i pappersmaskinen och dess bakvattensystem. En miljö med organiskt material utgör grunden för tillväxt av olika mikrober. Vid en tillräckligt hög tillväxt kommer till slut en tun beläggning av biofilm etableras i rör och ledningar, som förr eller senare lossnar följer med bakvattnet. Dessa fragment av biomassa kan framförallt ställa till med kvalitetsproblem vid produktionen av själva pappret. Om biomassan ersätter delar av fibrerna i pappret kommer den att efterlämna hål vid torkningen vilket får som följd att produkten blir undermålig. Vid tillväxt under anaeroba förhållanden finns det också en stor risk för besvärande lukt då anaerob tillväxt kan ge upphov till flyktiga fettsyror. Vissa fettsyror har egenskapen att de ger ifrån sig en mycket obehagligt lukt. Ett annat problem vid anaerob tillväxt är man kan få vätgas som restprodukt. Om tillräckligt mycket gas ansamlas i fickor i bakvattensystemet så finns det risk för explosion. En alltför stor recirkulation kan också leda till en korrosiv miljö. Dels kommer bakvattnet att hålla en högre temperatur och dels kommer koncentrationen av anjoner som exempelvis klorider och sulfater att öka i systemet (Alexandersson, 2003).

Figur 4.1 visar hur koncentrationen av löst COD stiger till följd av en ökad recirkulation utan någon behandling av bakvattnet. Då ingen recirkulation används ligger nivåerna löst COD på ca 400 mg/l. Fram till 80 % recirkulation är nivåerna ganska rimliga. Nivåerna ökar dramatiskt under recirkulation av de sista 20 procenten. En acceptabel nivå varierar beroende på vilken typ av papper som produceras. I detta fall är acceptabla nivåer från ca 5000 mg/l och neråt. Då man recirkulerar allt vatten så är det alltså inte mer än 10 % som behöver behandlas för att komma ner på rimliga nivåer (räknat med en god reduktion över behandlingssteget). Resterande mängd kan istället återgå direkt till bakvattensystemet.



Figur 4.1: Andelen löst COD i ett bakvattensystem beroende på hur mycket av vattnet som recirkuleras. Den returnerade vattnet är obehandlat.

4.2 Åtgärder

För att kunna använda sig av ett slutet system är det nödvändigt att reducera det organiska material som fungerar som substrat för mikroorganismerna. Det är också nödvändigt att minska koncentrationen av det ackumulerade oorganiska materialet. Detta kan uppnås genom behandling av processvattnet antingen, mekanisk, kemisk eller biologisk, i nära anslutning till bakvattensystemet, s.k. intern rening. Vanligtvis brukar industrin förlita sig på kemisk eller mekanisk rening. Detta är två välbeprövade metoder men som ofta är dyra att använda. Biologisk rening är troligtvis den mest kostnadseffektiva metoden och är också relativt miljövänlig. Reduktionseffektivitet mellan 90-95 % är inte ovanligt att uppnå (Alexandersson *et al*, 2003b). Det bör dock nämnas att denna siffra gäller under goda förhållanden med avseende på pH och temperatur. Bakvatten brukar vanligtvis ha en temperatur på mellan 37 och 52°C, och ett pH-värde som varierar mellan 3 och 8. Försök har dock visat att det är möjligt att reducera 70-90 % även under icke optimala förhållanden (Malmqvist *et al*, 1999). För att nå upp till samma reduktionsgrad skulle det vara nödvändigt att använda sig av nanofiltrering, kemisk rening och/eller behandling via indunstning. Dessa metoder är dessvärre dyra i förhållande till sin effektivitet.

4.3 Biologisk njure

Biologisk rening är potentiellt intressant för intern rening av avloppsvatten från pappers- och massabruk på grund av sin goda effektivitet och de låga driftkostnaderna. En sådan reningsteknik brukar ibland kallas en biologisk njure. Likheten med en riktig njure ligger i att den tilltänkta biologiska steget är integrerat med bakvattensystemet och tar hand om ämnen som kan påverka resterande system negativt. Iden är att den biologiska njuren i första hand ska reducera det biologiskt lättnedbrytbara materialet. Förutom detta finns det även inert

material och andra substanser som inte kan brytas ner på biologisk väg. Det är därför nödvändigt att komplettera behandlingen med någon typ av mekanisk eller kemisk rening. Investeringskostnaderna är relativt låga i jämförelse med kemisk eller mekanisk rening, vidare kan driftkostnaderna anses bli mycket lägre (Habets och Knelissen, 1997). Biologisk rening är dock ett relativt brett begrepp. Som redan beskrivits finns det en mängd olika sätt och metoder att utnyttja mikroorganismer för vattenbehandling. Det är därför viktigt att tillämpa rätt metod beroende på vilken karaktär vattnet har och den ställda kvaliteten efter behandlingen.

4.3.1 Problem

Oavsätt vald biologisk behandlingsmetod finns det ett problem som inte går att undvika. Bakvattnet från pappers- och massbruk har normalt ett mycket stort innehåll av nedbrytbart löst COD. Det är detta man vill reducera genom att införa ett biologiskt reningssteg. Detta kräver också att det finns stora mängder av närsalterna kväve och fosfor, vilket normalt inte är fallet. För att få det biologiska reningssteget att fungera är det alltså nödvändigt att tillsätta fosfor och kväve. I sig är detta inget problem. Detta är ett vanligt sätt att behandla processvatten med låga halter av närsalter då de senare ska släppas ut i en närliggande recipient. Svårigheterna ligger istället i recirkulationen. Vid en överdosering av närsalter i förhållande till inkommande COD och hydraulisk uppehålls tid kommer man få ett överskott av närsalter i utgående flöde. Om överskottet är tillräckligt högt under en längre tid finns det stor risk att man får en biologisk tillväxt i bakvattensystemet. Detta är den motsatta effekten till vad man vill uppnå med den biologiska reningen vars syfte är att reducera material som kan ligga till grund för bakteriell tillväxt.

Problemet är tvåeggt då en underdosering av närsalter får till följd att det biologiska steget inte kommer fungera tillfredställande. Vid en alltför låg koncentration finns det även en risk för högre utsläpp av näringsämnen. Detta kan förklaras med att en del av de ackumulerade närsalterna frigörs då den aktiva biomassan dör. Det krävs alltså att doseringen är noga avvägd så att närsalterna precis förbrukas utan att reningsresultatet blir lidande. Att dosera exakt rätt mängd näringsämnen är därför svårt. För detta krävs ett avancerat regelsystem med online-mätningar.

4.3.2 Val av biologisk process

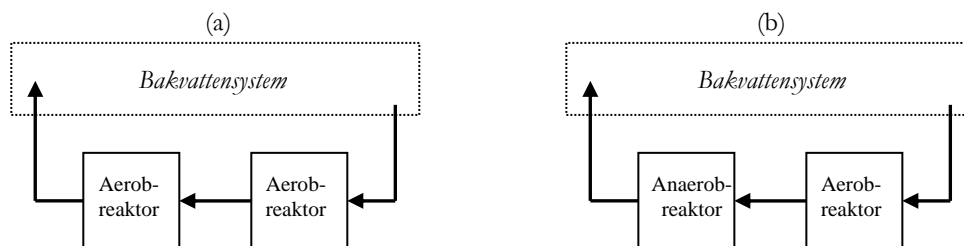
De två vanligaste biologiska reningsmetoderna har redan beskrivits, nämligen aktivslam och biofilm. AS är en aerobisk/anoxisk process medan biofilm kan förekomma både under aeroba/anoxiska och anaeroba förhållanden.

Den avgörande faktorn för val av biologisk metod förutom att den ska klara av att reducera stora mängder löst COD är kraven på att koncentrationen av närsalter måste vara låga i behandlat vatten. En låg halt ut kräver att tillsatsen näringsämnen inte är högre än nödvändigt för den biologiska processen. Ett underskott kan få som följd att slamkvaliteten blir lidande. Då det pratas om slamkvalitet är det i förstahand dess egenskaper att sedimentera som avses. Måttet kallas SVI (SlamVolymIndex) och påverkas av en mängd

faktorer, däribland koncentrationen av närsalter. Vid låga halter finns det en risk att man får tillväxt av så kallade trådformiga mikroorganismer. Dessa organismer har en tendens att inte sedimentera utan istället flyter de upp till vattenytan. Om koncentrationerna av näringsämnen är låga under en längre tid finns det stor risk att de trådformiga organismerna blir helt dominerande vilket kommer få stora konsekvenser på slamkvaliteten och därmed sedimenteringen. Dålig slamkvalitet är något som är mycket problematiskt för AS där processen är beroende på de höga koncentrationerna av biomassa som genereras genom att slam returneras. Vid en biofilmsprocess är detta beroende inte alls lika stort. Vanligtvis är koncentrationen så pass hög att det inte krävs någon slamretur. Dessutom har biofilmen en högre ”slamålder” vilket innebär att processen inte är lika beroende av en snabb tillväxt. Andra fördelar med biofilmsprocesser är att de inte är lika känsliga för höga halter av suspenderat material. Ett biofilmssteg klarar också av att reducera högre halter COD per volymenhet i jämförelse med ett AS-steg.

Biofilmsprocesser är alltså det alternativ som ansågs lämpa sig bäst för intern biologisk behandling av bakvatten. Då man pratar om aeroba biofilmsprocesser avser man vanligtvis; suspenderade bärare, biorotorer eller biologiska bäddar. Nackdelen med biologiska bäddar är att de är avsedda för vanligt avloppsvatten som är betydligt mindre koncentrerat, dessutom kräver bäddarna relativt stora volymer. Biorotorer är mera utvecklade för att ta hand om avloppsvatten från några få hushåll eller mindre industrier, vid för stora belastningar har de visat sig ha problem rent mekaniskt. Behandling med anaeroba biofilmer kan utföras med fluidiserande filter, anaeroba filter, eller fix-films reaktor.

Bland de aeroba biofilmsprocesserna ansågs att ett suspenderat bärarsystem lämpar sig bäst för bakvattenbehandling. Det är också en behandlingsmetod som är välbeprövad inom skogsindustrin för extern rening. Inom de anaeroba processerna föll valet på fluidiserande filter anledning är att risken för igensättning är mindre jämfört med både anaeroba filter och fix-film reaktorer. Behandlingssteget kommer att ha strukturen av två biologiska reaktorer i följd. Som figur 4.2 illustrerar kan man antingen välja att ha två aeroba reaktorer i följd (a) eller ha en anaerob reaktor med efterföljande aerob reaktor (b).



Figur 4.2: Två olika förslag på utformning av den biologiska njueren. Förslag (a) använder sig av två aeroba reaktorer i följd med suspenderade bärare, (b) har ett reningssteg bestående av en fluidiserande bädd följd av en reaktor med suspenderade bärare.

Valet av de två strukturerna har båda sina för- och nackdelar. Ett anaerobt reningssteg har fördelen att slamproduktionen är betydligt lägre per kg reducerat COD. Det aeroba reningssteget har fördelen att det är en snabbare process, dels under drift och dels under uppstart.

Valet föll på struktur (a) vid uppförande av pilotanläggningen i Nymölla. I detta arbete kommer i fortsättningen den biologiska njurens syfte på en struktur med två reaktorer i följd med suspenderade bärare.

4.3.3 Utmaning

Utmaningen med den interna rening är inte att reducera så mycket COD som möjligt utan istället att få en så pass väl fungerande biologiskprocess med minsta tänkbara koncentrationer av närsalter i utgående flöde. Halten löst COD i pappersmaskinen kommer däremot tillåtas vara relativt hög.

Eftersom biologiska system är svåra att förutsäga och kvaliteten på bakvattnet kan variera kraftigt från dag till dag kommer det inte vara möjligt att tillsätta ungefärliga mängder närsalter baserad på statistik. Tillsättningarna måste ske efter kontinuerliga mätningar av såväl COD, som kväve och fosfor.

5 Styrning av den biologiska njuren

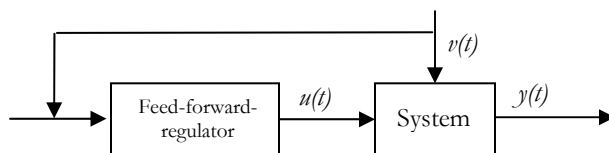
Förutom att styrsystemet ska se till att hålla en låg koncentration av närsalter i det behandlade processvattnet så ska det även se till att koncentrationen löst COD hålls på en acceptabel nivå i bakvattensystemet, med detta menas en nivå som inte överstiger koncentrationer som kan utgöra negativa effekter på papperstillverkningen. För att lyckas med de uppsatta målen behövs en väl utvecklad reglerstrategi. Olika scenarier kan kräva olika strategier. Detta innebär att styrsystemet ska kunna anpassas till ändrade förhållande som produktionsstopp respektive uppstart eller ändring av papperskvalitet. Reglermässigt erbjuds en del olika styråtgärder för att nå målen. De kan beskrivas som följer:

- Dosering av närsalterna kväve och fosfor. Genom att öka eller minska tillsatserna kan den biologiska processen styras.
- Styrning av hur mycket av det recirkulerade vattnet som ska gå till behandling respektive direkt tillbaka till pappersmaskinen. Genom att styra detta flöde kan COD-koncentrationen i bakvattensystemet regleras. Ett minskat flöde till den biologiska reningen innebär en ökad koncentration i pappersmaskinen.
- Stegbestickning eller ”step-feed”. Detta gör det möjligt att låta ett större flöde av processvattnet få passera genom reaktor 2 utan att gå igenom första reaktorn, vilket kan vara användbart då koncentrationerna av kväve och fosfor är höga och COD-koncentrationen är låga i den biologiska reaktorn. Detta innebär en möjlighet att öka COD-halten i reaktor 2 för att förbruka överskottet av närsalter innan det kommer ut till bakvattensystemet.

Vad som inte ha valts att kontrollera är pH och syrehalten. Reagering av lufttillförsel är annars en vanlig styrning inom traditionell vattenrening. Bärarsystemen i Nymölla ska ha god tillgång till luft och kommer därför inte vara någon reglerbar parameter då en av anledningarna är att luften ska hålla de suspenderade bärarna i rörelse och att se till att inkommande vatten omblandas, syre kommer alltså inte vara någon begränsande faktor i detta arbete. pH-värdet är något som inte är inkluderat i den matematiska modellen och går därför inte heller att simulera.

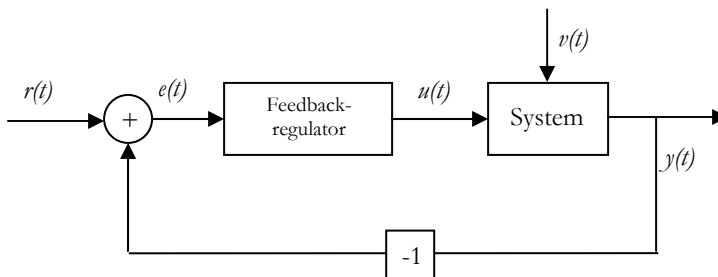
5.1 Grundläggande reglerprinciper

Vår närmiljö är full av olika styrsystem som vi använder oss dagligen av. Som exempel kan nämnas termostater i såväl duschar som ugnar, luftkonditionering i hus och bilar, eller temperaturen av vår egen kropp. Generellt kan man säga att alla styrsystem bygger på information om den aktuella processen som tas emot av en regulator och som i sin tur genererar en styrsignal. Det finns två grundläggande kontrollstrukturer, *framkoppling* och *återkoppling*. Framkoppling eller *feed-forward* bygger som regler på en god kännedom över den process som ska kontrolleras. Processen kan regleras genom att inkommande störningen $v(t)$ mäts och regulatorn skickar ut en styrsignal $u(t)$ som bygger på detaljerad information om systemet, och den aktuella störningen (Wittenmark *et al.*, 2000). Utsignalen $y(t)$ representerar systemets nuvarande status och är den signal man vill styra (se figur 5.1).



Figur 5.1: Principalskiss på ett feed-forward-system

I de många fall finns inte den detaljerade information om systemet och dess processer som krävs för att använda sig av en feed-forward-reglering. En reningsprocess kan exempelvis vara mycket svår att beskriva då den inkluderas av såväl kemiska, mekaniska, och biologiska lagar. I fall där inte alla processer är kända kan det i många fall vara mera lämpligt att regulatorn baserar sin utsignal på information om systemets status ett så kallat *återkoppling* eller *feedback-system* (se figur 5.2). I ett sådant system baseras istället styrsignalen $u(t)$ på skillnaden $e(t)$ (felet) mellan det önskat värdet $r(t)$ (referensvärdet) och uppmätt värden $y(t)$. Feedback-system har visat sig mycket pålitliga med de kan inte lösa alla reglerproblem. Den mest uppenbara nackdelen är bristen på att kunna vidta några åtgärder innan själva processavvikelsen (Wittenmark *et al.*, 2000). Denna är i sig inget större problem vid mindre störningar men stora och plötsliga förändringar kan få hela systemet att rubbas eller sättas ur spel. Detta är extra känsligt för långsamma system dit biologiska processer hör. En större störning i systemet kanske inte syns på flera timmar eller t.o.m. dagar, när avvikelsen väl märks i utgående signal kan det redan vara för sent att vidta några åtgärder. En feedback-struktur för ett biologiskt system kan alltså ha en risk att vara för långsamt.



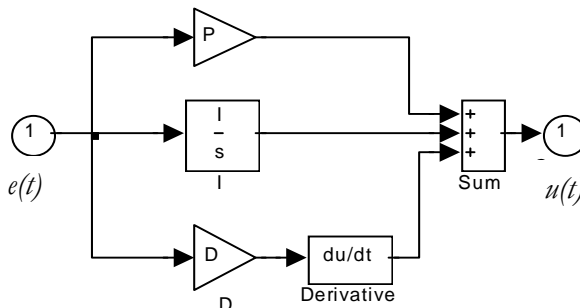
Figur 5.2: Principalskiss på ett feedback-system.

En annan möjlighet är att använda sig både av feedback och av feed-forward för att styra sin process, detta har visat sig vara ett effektivt sätt att lösa kontrollproblem. Feed-forward-delen eliminerar plötsliga förändringar. Feedback-delen tar hand om omätbara störningar och möjliga fel i feed-forward termen i ett längre tidsperspektiv.

Oavsätt vilken process eller hur den styrs är det nödvändigt att använda sig av regulatorer. Den enklaste av dem alla är ON/OFF-regulatorn. Som namnet antyder finns bara två lägen på styrsignalen, av eller på. En sådan styrning medför i många fall en ryckig styrning och kommer inte att vara tillräckligt precis för att styra den biologiska njuren. En lite mer komplex regulatorerna är den så kallade PID-regulatorn. Den är relativ enkel men har visat sig kunna lösa många reglerproblem. Följande formel visar hur utsignalen $u(t)$ styrs av PID-regulatorns tre ingående delar (Wittenmark *et al.*, 2000).

$$u(t) = K \cdot e(t) + \frac{K}{T_i} \int_0^t e(t) d\tau + K \cdot T_d \frac{de}{dt} + u_0 = P + I + D + (\text{offset}) \quad (5.1)$$

P-delen beskriver det proportionella felet mellan det uppmätta värdet och referensvärdet. I-delen är proportionell till integralen över felet. Utan en I-del är regulatorn bara proportionell och den kommer alltid att avge ett visst stationärt fel. D-delen är proportionell mot derivatan av felet och används för att förutspå hur kommande insignal kommer att se ut. Denna del används dock inte så ofta i praktiken då den i principen krävs att insignalen är fri från störningar för att fungera, därför är PI-reglering det mest vanliga. Hur stor påverkan P-, respektive I-delen har på utsignalen bestäms från fall till fall. En större P-del ger en snabbare regulator. Offset-delen, u_0 , är vanlig att använda för att ge regulatorn en arbetspunkt där P-delen är noll. I figur 5.3 illustreras en PID-regulator som är implementerad i MATLAB Simulink. Styrsignalen $u(t)$ bestäms av felet $e(t)$ och de ingående delarna P, I och D.



Figur 5.3: En PID-regulator implementerad i MATLAB Simulink.

5.2 Sensorer

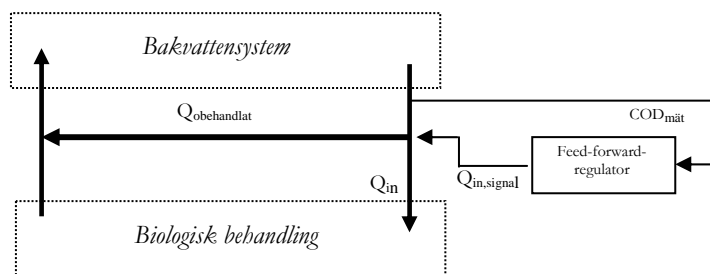
För att styra doseringen av kväve och fosfor är det nödvändigt med kontinuerliga online-mätningar vilket i sin tur kräver sensorer. De som behövs framförallt är TOC-, COD-, ammonium-, fosfat- och syresensorer. Många av dessa är redan välbeprövande inom vattenreningssammanhang medan andra än så länge inte har någon större utbredning. Eftersom sensorerna är en central del i styrsystemet bör man betänka de brister som kan finnas. Sensorerna som ska mäta närsalterna måste exempelvis kunna detektera mycket små koncentrationer då de kommer att verka i en miljö som i vissa fall kräver detta. En översikt (Alexandersson, 2003) tyder på att de flesta ammoniumsensorerna på marknaden klarar av att mäta koncentrationer mellan 0-20 mg NH₄-N/l där det lägre detekteringsområdet är 0.05-0.1 mg NH₄-N/l. För fosfat är gränserna mellan 0-10 mg PO₄-P/l där det lägre detekteringsområdet är 0.01-0.05 mg PO₄-P/l. Fördröjningen mellan mätning och erhållt resultatet kan variera mellan 5-15 minuter för både fosfat- och ammoniumsensor. De TOC-sensorer som finns på marknaden klarar ett mätintervall mellan 0-20000 mg/l.

En annan begränsning är det faktum att sensorerna inte kommer att användas under ideala förhållanden. De kommer att påverkas av brus från själva processen och det är därför rimligt att anta att mätresultaten kommer att ha några procents felmarginal i bästa fall.

5.3 Reglering av COD-koncentrationen i bakvattensystemet

Det primära målet med att införa det biologiska reningssteget är att minska halterna löst COD i bakvattensystemet. Koncentrationen COD kan dock tillåtas vara relativt hög. Det finns därför ingen anledning att behandla större mängder processvatten än nödvändigt. I detta arbete kommer ett värde på ca 4000 mg löst COD/l att tillåtas i pappersmaskinen och dess tillhörande bakvattensystem.

För att reglera den aktuella koncentrationen av löst COD i pappersmaskinen är flödet till de biologiska reaktorerna den främsta styrparametern. Principen bygger på att en COD-sensor mäter den aktuella koncentrationen i pappersmaskinen. Vid en koncentration som överstiger den tillåtna gränsen kommer flödet att regleras så att en större mängd processvatten går till den biologisk behandlingen på bekostnad av flödet av obehandlat vatten. Då koncentrationen är under angiven nivå är förhållanden de omvända, en mindre mängd vatten behandlas och direktflödet till pappersmaskinen ökar. Styrningen sker med en feed-forward-struktur och illustreras i figur 5.4. Denna reglering kommer att användas under samtliga simuleringar och kommer ha en stor inverkan på bakvattensystemet och de biologiska reaktorernas uppträdande.



Figur 5.4: Kontrollstruktur för styrning av COD-koncentrationen i pappersmaskinen med hjälp av en feed-forward-regulator

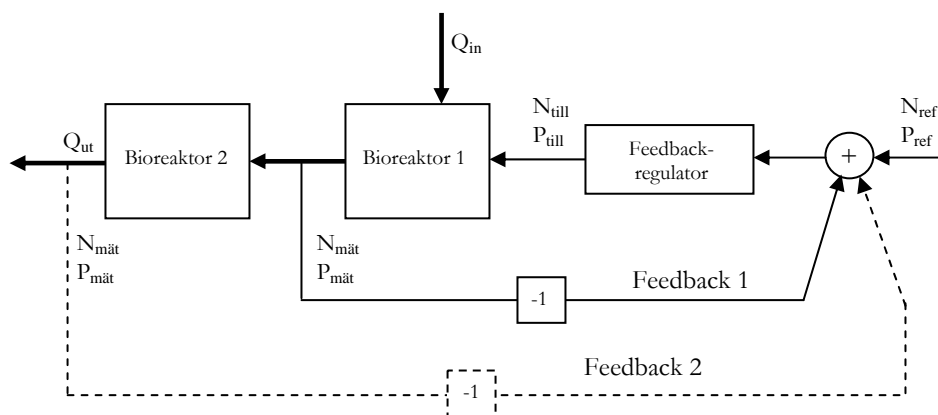
Vad som bör nämnas är att då man väljer att behandla en större mängd av bakvattnet så kompromissar man också på resultaten. Anledningen är effektiviteten på reningen i stor grad hör ihop med uppehållstiden i reaktorerna. Vid ett mindre flöde får man låg belastade reaktorer och en bättre behandling av processvattnet, vilket ger två möjligheter för behandling. Reaktorerna kommer alltid ha ett visst basflöde oavsett hur låga koncentrationer av COD som förekommer. Likaså finns det en övre flödesbegränsning om COD-halten skulle nå för höga värden.

5.4 Reglering av närsaltsdoseringen

Styrningen av doseringen av närsalter kräver tillskillnad från COD-styrningen en stor precision. Om COD-halten är 20 eller 30 procent för låg eller för hög har det ingen större

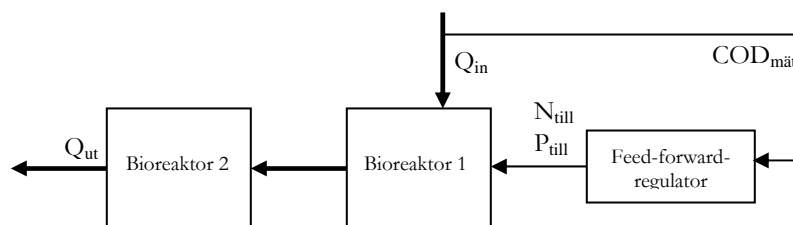
betydelse för systemet i sin helhet. En sådan variation av närsalterna skulle få förödande effekter för de biologiska reaktorerna och/eller bakvattensystemet. Närsalterna kan antingen väljas att tillsättas med hjälp av feedback- eller feed-forward-reglering. Doseringen utförs innan det biologiska steget, och koncentrationerna ska vara så höga att det tillåts biologisk aktivitet i båda reaktorerna.

Feedback-reglering innebär att halten av närsalter mäts i utgående flöde med hjälp av ammonium- och/eller fosfatsensorer. Tillsatsen av kväve respektive fosfor styrs av en PI-regulator. Strukturen på det biologiska reningssteget erbjuder två olika placeringar av sensorerna. Antingen kan man mätningarna ske direkt efter reaktor 1, denna struktur kommer i fortsättningen kallas *feedback 1*. Den andra placeringen är efter reaktor 2, och kommer att kallas *feedback 2*. Jämför de två olika strukturerna i figur 5.5. Spontant kan tyckas att det bästa alternativet för att utföra mätningarna skulle vara efter sista reaktorn. Detta skulle ge de exakt värdet på närsaltskoncentrationerna i det behandlade vattnet. Nackdelen är att sensorernas undre mätgräns mycket väl kan vara högre än det önskade referensvärdet. Genom att placera sensorerna efter den första reaktorn är koncentrationerna av närsalter i praktiken alltid mätbara. En annan fördel är att förhöjda halter av närsalterna kan detektera redan innan vattnet är färdigbehandlat. Förhoppningsvis ger detta en möjlighet att vidta åtgärder innan de förhöjda halterna kommer ut i systemet.



Figur 5.5: Två olika typer av kontrollstrukturer för dosering av näringsämnen, med hjälp av feedback-regulator. Sensorerna placeras antingen efter reaktor 1 (dragen linje), eller efter reaktor 2 (streckad linje).

Feed-forward är den andra reglerstrukturen och kommer tillskillnad från feedback inte baseras på mätdata av närsaltskoncentrationer. Istället tillsatt mängden kväve och fosfor proportionellt efter att COD-koncentrationerna (S_S) i ingående vatten till reaktorerna har mätts (se figur 5.6). För denna styrning kan samma COD-sensor användas som för regleringen av bakvattenflödet till de biologiska reaktorerna.

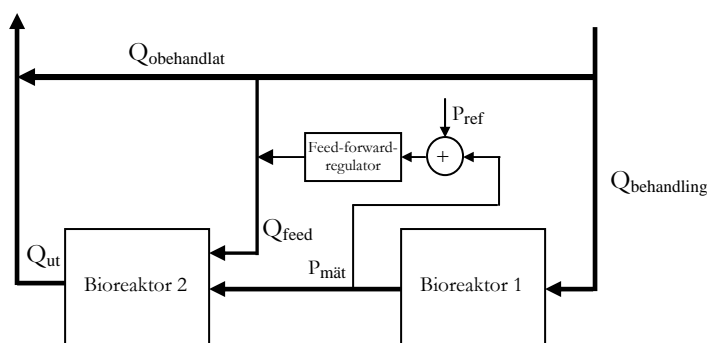


Figur 5.6: Feed-forward-struktur för dosering av närsalter till de biologiska reaktorerna.

Hur stor det proportionella värdet ska vara kan beräknas genom simuleringar med konstant belastning över modellen då tillgången av närsalter är fullt tillräcklig. Genom en enkel massbalans kan mängden kg N och P som går åt per kg reducerat COD (S_S) sedan beräknas. En stor fördel med denna reglerstruktur är man i förväg kan få veta om en större störning av COD-belastningen inträffar innan den påverkar det biologiska steget. Kostnadmässigt är det också en bra lösning då den inte kräver sensorer för ammonium och fosfor som är mycket dyra. En risk med feed-forward-reglering är att om man har ett för högt ställt värde för doseringen finns det en risk att närsalterna ackumuleras i systemet om de inte förbrukas helt pga. att vattnet hela tiden recirkuleras.

Förutom att reglera närsaltsdoseringen med de tre grundfallen ovan finns det också möjligheter att kombinera feed-forward och feedback-reglering.

I början av detta kapitel nämndes att det också är möjligt att använda sig av ett extra flöde genom reaktor 2, så kallad step-feed. Detta är främst en metod för att minska koncentrationerna av utgående närsalter då en överdosering redan har gjorts. Principen som används är att en sensor mäter koncentrationen fosfor mellan de två reaktorerna. Om mätvärdet $P_{mät}$ överstiger referensvärdet P_{ref} så kommer flödet genom reaktor 2 öka med hjälp av en ström bestående av obehandlat bakvatten (se figur 5.7). En större avvikelse genererar ett större flöde. Det obehandlade flödet har en stor mängd löst COD. Om de förhöjda värdena av närsalter beror på avsaknad av substrat i reaktor 1 kan detta flöde bidra till att en större mängd av närsalterna reduceras i reaktor 2.



Figur 5.7: Kontrollstruktur för step-feed, för att kunna öka flödet genom reaktor 2 om koncentrationerna närsalter är höga.

6 Modellering

En modell av ett system är ett verktyg för att besvara frågor om systemet utan att behöva utföra några fysiska experiment. Modeller kan vara av flera olika typer tex. konceptuella, mentala, fysiska, och matematiska (Ljung och Glad, 2004). I detta arbete kommer ordet modell uteslutande att innebära matematiska modeller. En matematisk modell anger matematiska samband mellan olika storheter i ett system. Vidare går det att dela upp matematiska modeller i tre olika kategorier:

- *Black box* är en modell där man inte bryr sig om vilka fysikaliska faktorer som påverkar systemet. Det enda man är intresserad av är att beskriva korrelationen mellan ingående och utgående variabler. Det krävs därför ingen djupare insikt i själva processerna. Modellen baseras istället på statistisk data.
- *White box* bygger på att en god kännedom över den process som modelleras. Sambandet mellan olika variabler i systemet och dess processer är välkända och beskrivs ingående.
- *Grey box* är en blandning mellan de två ovanstående typerna då är det ofta svårt eller helt enkelt omöjligt att hitta sambandet mellan orsak och verkan för ett mer komplext system.

En annan uppdelning är om modellen är statisk eller dynamisk. En dynamisk modell karakteriseras av att de ingående variablerna kan förändras med tiden utan någon typ av yttre påverkan. Typiskt för dessa modeller är att de innehåller differentialekvationer. Statiska modeller karakteriseras av direkta momentana samband mellan de ingående variablerna, dessa variabler kan däremot inte förändras utan någon yttre påverkan. Ett enkelt exempel är en vanlig vattentank. Tanken har ett utflöde i botten som vars enda beroende är vattenhöjden i tanken. Höjden i sin tur bestäms endast av inflödet till tanken (Ljung och Glad, 2004).

6.1 Modellering inom vattenrening

Modellering är användbart inom de flesta områdena, detta gäller inte minst inom vattenrenings sidan. Anledningarna kan vara många, ett par punkter är listade nedan (Jepsson 1996):

- *Design*: Modeller kan vara till stor hjälp vid utveckling eller val av en reningsprocess. Pilotanläggningar är förvisso det bästa sättet att säkerhetsställa rätt typ, men modeller är ett kostnadseffektivt komplementär verktyg.
- *Forskning*: Modeller kan användas som ett verktyg för hypoteser för att se om de ska förkastas eller behållas.
- *Processreglering*: Modeller gör det möjligt att pröva olika driftstrategier utan att äventyra det aktuella reningsverkets drift.
- *Prognos*: Modeller kan användas för att förutse hur ett reningsverks drift påverkas av framtida flöden.

- *Utvärdering*: Modeller gör det möjligt att beräkna kostnader för ett reningsverk utifrån gällande lagar och bestämmelser, och även bedöma hur nya utsläppsregler kommer att påverka dessa kostnader.
- *Utbildning*: Modeller tillåter studenter att på ett enkelt sätt att lära sig hur ett reningsverk fungerar och kan styras. Processoperatörer kan också på enkelt sätt utbildas och lära sig hantera oväntade händelser.

Inom vattenrening är den dominerande typen av modeller *white-box* men i vissa sammanhang används såväl *grey-* som *black-box* modeller

6.2 Activated Sludge Model No. 1

Den mest kända och välbeprövande modellen inom biologisk rening är ASM1 (Activated Sludge Model No. 1). ASM1 började utformas redan 1983 på uppdrag av IWA (International Water Association). Deras mål var att skapa en enkel matematisk modell som på ett realistiskt sätt skulle kunna beskriva ett aktivslamsystem med både nitrifikation och denitrifikation. Den färdiga modellen presenterades 1987 (Henze *et al.*, 1987). Modellen är en dynamisk *grey-box-* modell.

ASM1 består av 13 olika tillståndsvariabler. Tillstånden beskriver koncentrationen av olika fraktioner av COD och kväve som förekommer i vanligt avloppsvatten. De olika variablerna är beroende av varandra och styrs genom 8 dynamiska processer vilka kan beskrivas som följer (Jeppsson, 1996):

- *Aerob tillväxt av heterotrofer*: Huvudprocessen för reduktion av COD och tillväxt av aktiv biomassa. Tillväxten modelleras med Monod-kinetik och begränsas av tillgången till syre och biologiskt lättnedbrytbart substrat.
- *Anoxisk tillväxt av heterotrofer*: Tillväxt av heterotrofer kan även ske vid avsaknad av syre. Processen är då beroende av tillgången på nitrat. Vid processen sker tillväxt av biomassa med produktion av kväve i gasform (denitrifikation) som restprodukt. Processen modelleras med Monod-kinetik och begränsas av tillgången på substrat och nitrat.
- *Aerob tillväxt av autotrofer*: Autotrofa bakterier tillväxer genom att ammonium oxideras till nitrat (nitrifikation). Processen modelleras av Monod-kinetik och begränsas av tillgången på syre och ammonium.
- *Avdödning av heterotrofer*: Beskriver hur de heterotrofa bakterierna dör. Denna process antas inte påverkas av tillgången på syre och substrat. Under processen omvandlas den aktiva biomassan till fraktioner bestående av icke biologisk nedbrytbart material och långsamt biologiskt nerbrytbart material. Heterotrofernas upptagna nitrat blir tillgängligt som partikulärt organiskt nitrat.
- *Avdödning av autotrofer*: Analog med ovanstående process.
- *Ammonifiering av löst organiskt kväve*: Löst biologiskt nedbrytbart kväve bryts ner till löst ammonium av aktiva heterotrofer.
- *Hydrolys av inneslutna organismer*: Långsamt biologiskt nedbrytbart material inneslutet i biomassan bryts ner till löst substrat.

- *Hydrolys av inneslutet organiskt kväve*: Biologiskt nedbrytbart partikulärt kväve bryts ner till löst organiskt nitrat.

Förändringen av tillståndsvariablerna beskrivs av 13 olika differentialekvationer som beror på ovanstående processer. Hur några av dessa kan se ut beskrivs lite längre fram.

Sedan den första modellen presenterades har det växt allt mer i komplexitet. Efterföljaren ASM2 utformades för att kunna beskriva biologisk fosforreduktion. År 1999 kom nästa version, ASM2.d som nu också innefattade denitrifierande fosforackumulerande organismer (Henze *et al.*,2000). Samma år kom ASM3 som är nästa generation av modeller för aktivslamsystem (Henze *et al.*,2000).

Dessa nya modeller är dock än så länge inte lika väletablerade. Fortfarande är ASM1 den mest använda modellen inom simulering av AS-system. Detta kan dels förklaras med dess enkelhet vilket gör att den relativt enkelt kan implementeras och snabbt generera realistiska och trovärdiga resultat.

6.3 Utökad modell

ASM1 är som redan nämnts en välbeprövad modell. Detta gäller framförallt vid simuleringar av kommunalt avloppsvatten. Sådana vatten har som regel höga koncentrationer av närsalter. Industrivatten brukar vanligtvis ha en helt annan karaktär. För det mesta innehåller bakvatten från pappers- och massaindustrier mycket små mängder av kväve och fosfor relativt dess innehåll av organiskt material. De små mängderna av närsalter har en tillväxtbegränsande effekt. I ASM1 modelleras inte denna begränsning vilket gör att små koncentrationer av närsalter inte kommer att påverka biomassans tillväxt negativt.

Som en del i ett examensarbete utfört vid IEA (Lindblom, 2003) modifierades den ursprungliga ASM1-modellen för att klara av att beskriva tillståndsvariabler för fosfor. Att ASM1 har fått stå till grund beror mycket på dess enkelhet. ASM2d beskriver förvisso reduktion av fosfor men den biologiska fosforreduktionen bygger på en kombination av anaeroba och aeroba förhållanden. Vid beskrivning av denna typ av fosforreduktion ökar komplexiteten avsevärt. Den utökade ASM1-modellen är i första hand tänkt att kunna användas för att beskriva aeroba processer. Modellen ska vidare snarare beskriva hur avsaknaden av näringsämnen hämmar tillväxten av biomassa än att beskriva själva reduktionen av närsalter.

Eftersom modellen enbart beskriver aeroba förhållanden minskar dess komplexitet i det avseendet att det inte längre behövs några processer för att beskriva anaeroba eller anoxiska förhållanden. Antalet tillståndsvariabler har utökats till 20, tre stycken har tagits bort och tio har lagts till. Antalet processer är fortfarande åtta, tre har tagits bort och tre har lagts till (Lindblom, 2003). De tillägg som har gjorts från den ursprungliga ASM1-modellen kan sammanställas som:

- Fraktioner av fosfor har lagts till vilket beskrivs av fem nya tillståndsvariabler.

- Tillväxten av heterotrofer under aeroba förhållanden begränsas nu även av tillgången av ammonium och fosfat.
- Högre organismer, protozoer, har införts i näringskedjan som ett eget tillstånd.
- Variabelt fosforupptag av den aktiva biomassan beroende på tillgången av fosfor.

Den utökade ASM1-modellen kommer uteslutande att användas i detta arbete. Däremot kommer inte de högre organismerna att simuleras.

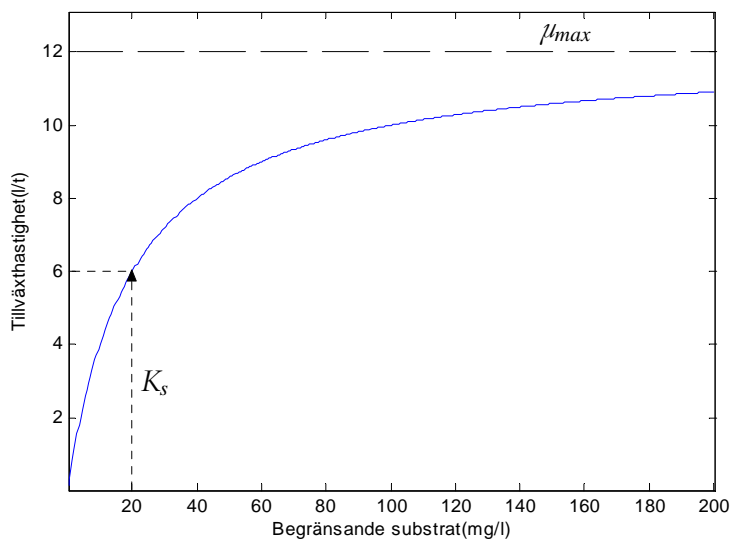
6.4 Tillväxt och Monod-kinetik

Ett vanligt sätt att beskriva bakteriell tillväxt är att använda sig av Monod-funktioner. Dessa gör att tillväxthastigheten inte kommer att överstiga en viss gräns, oavsett hur stor koncentration av tillväxtbegränsade substrat än är. I ASM1 och många andra modeller som beskriver bakteriell tillväxt används Monod-kinetiken flitigt då den är enkel och har bra numeriska egenskaper. En enkel Monod-funktion har följande utseende (Eckenfelder, 1992).

$$\mu = \mu_{\max} \frac{S_n}{K_s + S_n} \quad (6.1)$$

där μ = specifika tillväxthastigheten
 μ_{\max} = maximala specifika tillväxthastigheten
 K_s = halvmättnadskonstanten
 S_n = tillväxtbegränsande substrat

Detta förutsätter att den givna tillväxthastigheten bara begränsas av substratet S_n . Monod-funktionen för en sådan tillväxthastighet kan se ut som i figur 6.1. I detta exempel är $\mu_{\max}=12$ och $K_s=6$.



Figur 6.1: Exempel på en Monod-funktion som beskriver tillväxthastigheten (max 12) beroende på koncentrationen substrat.

Ovanstående exempel gäller såldes då ett substrat ensamt står för tillväxtbegränsningen, eller i de fall då övriga näringsämnen kan antas finnas i överskott och därför inte har någon begränsande effekt. Då tillväxthastigheten är beroende av flera begränsande substrat kan den generellt beskrivas som (Eckenfelder, 1992):

$$\mu = \mu_{\max} \frac{S_1}{K_{s1} + S_1} \frac{S_2}{K_{s2} + S_2} \frac{S_3}{K_{s3} + S_3} \dots \frac{S_n}{K_{sn} + S_n} \quad (6.2)$$

där index 1 till n står för varje begränsande substrat.

Processen som beskriver aerob tillväxt av heterotrofer är som bekant den dominerande då det gäller tillväxt av aktiv biomassa och reduktion av COD. I ASM1 är processens begränsande faktorer tillgängna på syre (S_O), och biologiskt lättnedbrytbart substrat (S_S). Detta beskrivs följaktligen med Monod-kinetik som:

$$\mu = \hat{\mu}_H \frac{S_S}{K_S + S_S} \frac{S_O}{K_{O,H} + S_O} \quad (6.3)$$

I den utökade modellen kommer samma tillväxthastighet även att begränsas av tillgången till löst fosfor och ammonium. Analogt med ekvation 6.2 får tillväxtfunktionen följande utseende:

$$\mu = \hat{\mu} \left(\frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} \right) \left(\frac{S_P}{K_P + S_P} \right) \left(\frac{S_S}{K_S + S_S} \right) \left(\frac{S_O}{K_{O,H} + S_O} \right) \quad (6.4)$$

6.5 Alternativ representation av tillväxt

Den modifierade modellen utgör verktyget för kommande simuleringarna i detta arbete. Det är dock nödvändigt med en del förändringar. Förutom att justera parametervärden så finns det en stor anledning att modifiera tillväxtfunktionen för heterotrofer under aeroba förhållanden (ekv. 6.4). Anledningen är att simuleringarna kommer att beskriva en miljö där fosfor och ammonium är på en låg eller en mycket låg nivå. Fenomenet som då kan uppstå är att man får två eller flera Monod-funktioner i följd som var och en begränsar tillväxten skarpt. Den sammanlagda produkten av dessa funktioner skulle i sådana fall bli mycket små och därför påverka tillväxthastigheten kraftigt. Konsekvenserna skulle bli att biomassa börjar minska (aktuell tillväxthastighet < aktuell avdödningshastighet) trots en viss mängd närsalter i systemet (om än små). Det finns ett par sätt att minska biomassans känslighet för detta fenomen. En lösning är helt enkelt att höja värdet på konstanten $\hat{\mu}_H$ eller sänka konstanten b_H (avdödningshastigheten). En annan att sänka halvmättnadskonstanterna K_S . Samtliga parameterjusteringar av detta slag leder till en ökad tillväxt av biomassa under såväl höga som låga koncentrationer av närsalter. Ett tredje angreppssätt är att införa en särskild min-

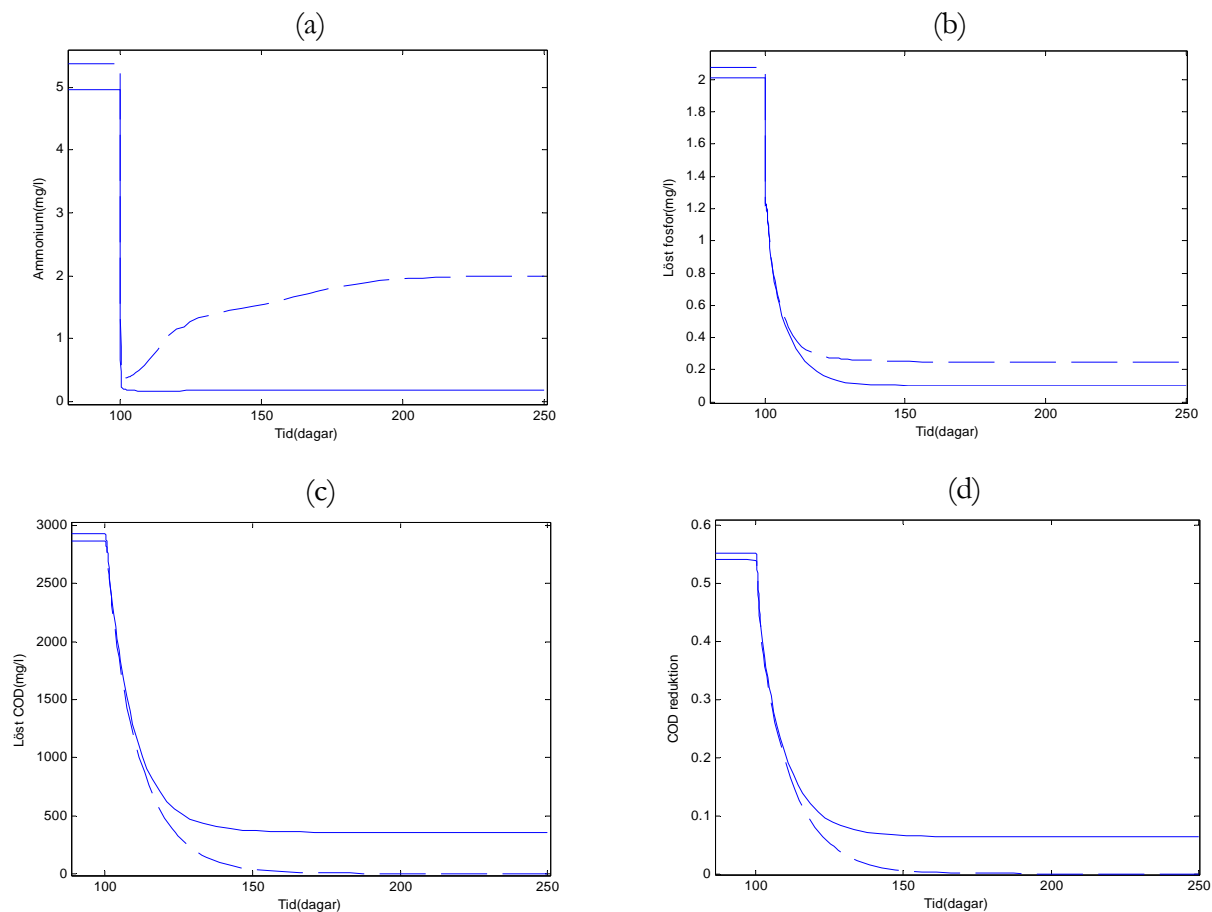
funktion i tillväxtfunktionen. Dess uppgift är att välja den Monod-funktion som har det minsta numeriska värdet och endast utnyttja detta min-värde vid beräkningen av tillväxthastigheten. Ekvation 6.4 ersätts av:

$$\mu = \hat{\mu} \frac{S_O}{K_{O,H} + S_O} \cdot \min \left(\frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}}, \frac{S_P}{K_P + S_P}, \frac{S_S}{K_S + S_S} \right) \quad (6.5)$$

Min-funktionen kommer inte att påverka tillväxthastigheten nämnvärt då tillgången till substrat och närsalter är god. Ingående Monod-funktioner kommer då att vara nära värdet 1 (dvs. maxvärdet).

Värt att notera är att Monod-funktionen för syre inte inkluderas inom minuttrycket. Syret är mer att betrakta som en ”switch”-funktion som styr övergången från aerob tillväxt av heterotrofer till anoxisk tillväxt. Dessutom är modellen avsedd att modellera aeroba förhållanden då syretillgången är god och Monod-funktion för syre kan då antas vara mycket nära sitt maxvärde.

Skillnaden mellan de två funktionerna visas i figur 6.2. Figuren illustrerar koncentrationerna ammonium (a), löst fosfor (b), och löst COD (c) i en biologisk reaktor. Figur (d) anger COD-reduktionen i reaktorn. Simuleringen med den ursprungliga tillväxtfunktionen är streckade och simuleringar med minimum funktionen är heldragen. Simuleringarna är gjorda med ett stegsvar vid 100 dagar. I början är tillsatserna av fosfor och ammonium på en tillräckligt hög nivå så att inte tillväxten påverka negativt, för att sedan sänkas till så pass låg dosering att båda närsalterna blir tillväxthämmande i den biologiska reaktorn.



Figur 6.2: Stegsvår då doseringen av närsalterna ammonium och fosfor sänks från goda nivåer till låga nivåer vid tiden 100 dagar. Streckad linje simulering utan min-funktion, dragen linje simulering med min-funktion.

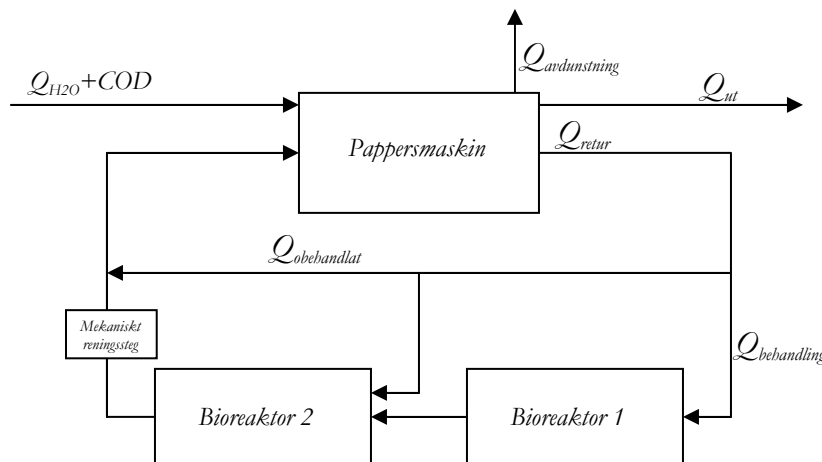
Figur (c) visar att skillnaden i biomassan mellan de två olika simuleringarna bara skiljer sig med någon procent då koncentrationerna av närsalter är hög. Efter stegändringen reduceras biomassan till noll i det första fallet (streckad). I det andra fallet (heldragen) avtar tillväxten, men det finns fortfarande en viss biologisk aktivitet. Närsalterna efter stegändringen i det första fallet visar att koncentrationerna av närsalter (a, b) borde vara tillräckligt höga för att ha en biologisk aktivitet. I det andra fallet ligger koncentrationerna på en mycket lägre nivå och ändå finns biomassa kvar i reaktorn.

7 Simuleringsmodellen

Simuleringsmiljön utgörs av programmet Simulink som är ett tillägg till MATLAB. Simulink är ett grafiskt användargränssnitt som tillåter användaren att bygga upp sin modell med hjälp av blockdiagram och kan användas för de flesta typer av dynamiska system. Simulink tillåter också användaren att använda sig av så kallade S-funktioner som kan skrivas som C-filer eller som MATLAB:s egna format, m-filer. S-funktionerna underlättar då mera komplexa modeller används som skulle bli för invecklande att implementera enbart med de hjälp av de grafiska blocken.

Modellen över bakvattensystemet illustreras i figur 7.1. Merparten av det recirkulerade vattnet går obehandlat genom systemet, det endast en mindre del av bakvattnet som behandlas i de två aeroba reaktorerna. Modellen tillåter också att man kan ha ett större flöde till reaktor 2 genom att ta bakvatten direkt från den obehandlade returströmmen.

Det biologiska steget har inte någon möjlighet att ta bort inert material och därför är det nödvändigt att ha någon typ av filter. I annat fall skulle denna del material öka kontinuerligt och tillslut nå oacceptabla nivåer. Detta mekaniska reningssteg är simulerat i modellen genom att ansätta att effektiviteten på den mekaniska reningen är 90 % dvs. både partikulärt material och inert löst material reduceras med 90 %



Figur 7.1: Schematisk bild över bakvattensystemet med tillhörande biologiska behandlingssteg och filter.

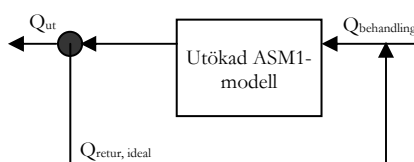
7.1 Bakvattensystemet

Ett bakvattensystem är i verkligheten mycket komplicerat. Det består av en mängd olika rör och ledningar. Beskrivningen i figur 7.1 är en grov förenkling men i detta arbete är inte en exakt modell av bakvattensystemet intressant. Meningen med modellen är att se hur koncentrationen av närsalter i bakvattensystemet kan minimeras med hjälp av olika styrstrategier. I modellen fungerar bakvattensystemet som ett fördröjningsmagasin.

Pappersmaskinen modelleras som en tank där endast tillskottet av COD simuleras. Det förekommer ingen biologisk/kemisk aktivitet. Iden är istället att efterlikna pappersmaskinens flödesdynamik. Som figur 7.1 visar består flödet till maskinen av COD, färskvatten, och returnerat processvatten. Flödet ut består av processvatten, samt avdunstning.

7.2 Biologiska behandlingssteget

För att beskriva en biofilmsprocess krävs det en relativt komplicerad modell. Detta främst pga. att masstransporten genom biofilmen utgörs av diffusion. Förutom komplicerade matematiska uttryck så ökar också antalet ekvationer drastiskt då en biofilmsprocess ska beskrivas. Därför kommer varje reaktor med suspenderade bärare att beskrivas med den utökade ASM1-modellen, med en efterföljande ideal sedimentering (se figur 7.2). Den största skillnaden mellan en aktivslam och en biofilmsprocess är halten slam. Biofilmsprocesser har som regel en mycket högre koncentration av biomassa. För att upprätthålla en hög slamhalt i modellen returneras större delen av slammet tillbaka med hjälp av den ideala sedimenteringen.



Figur 7.2: Principskiss över reaktormodellen av det suspenderade bärarsystemet.

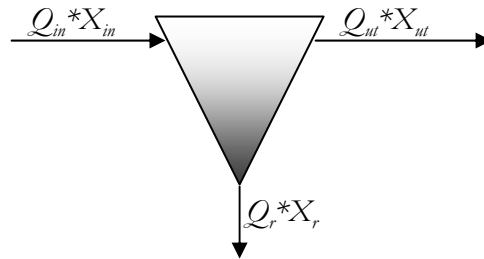
7.2.1 Ideal sedimentering

För att hålla slamhalten i modellen på rimliga nivåer kommer en ideal sedimentering att användas. Vid en ideal sedimentering antar man vanligtvis att allt partikulärt material (X) sedimenterar och återförs till reaktorn eller tas ut som överskottsslam. Således finns inget partikulärt material i det utgående flödet.

Det bör nämnas att när man simulerar reningsprocesser använder man sig oftast av en mer realistisk sedimentering än den ideala. Detta görs genom att använda sig av en modell där sedimenteringsbassängen är uppdelade i en mängd olika horisontella skikt. Koncentrationen i varje skikt styrs av hur stor koncentrationen i omgivande lager är och av det hydrauliskt flöde som bassängen belastas med.

Ideal sedimenteringsmodell kan enkelt tillämpas på en valig ASM1-modell. I fallet med de suspenderade biofilmsreaktorerna finns det ingen möjlighet att ta ut överskottsslammet. Den enda utvägen för slammet är genom reaktorns utflöde. Denna mängd slam bör vara växande med den aktuella slamhalten i bärarsystemet. Den ideala sedimenteringsmodellen fungerar genom att all befintligt biomassa returneras tillbaka till reaktor till en viss gräns uppnåtts. Denna gräns motsvarar biofilmens undre mättnadsnivå. Under denna period kommer inget

partikulärt material släppas ut. Då nivån är nådd är en del av bäddens biofilm etablerad vilket innebär att reaktorn börjar släppa ut en del av det partikulära materialet. Utsläppet av partikulärt material kommer att öka successivt med ökande MLSS-halt. Vid en tillräckligt hög halt MLSS är hela biomassan etablerad och allt överflödigt partikulärt material kommer att följa med utflödet. Masstransporten över sedimenteringsbassängen kan beskrivas som följer (figur 7.3):



Figur 7.3: Massbalans över en sedimenteringsbassäng

Utifrån X_{in} beräknas X_{ut} genom den satta gränsen:

$$\begin{aligned}
 X_{in} < \text{undre gräns} &\Rightarrow X_{ut} = 0 \\
 X_{in} > \text{undre gräns} &\Rightarrow X_{ut} = \frac{(X_{in} - \text{gräns})^2}{(X_{in} - \text{gräns}) + \text{konstant}}
 \end{aligned} \tag{7.1}$$

Returnerad koncentration MLSS sätts till ett värde som är proportionellt till inkommande koncentration:

$$X_r = X_{in} \cdot \gamma \tag{7.2}$$

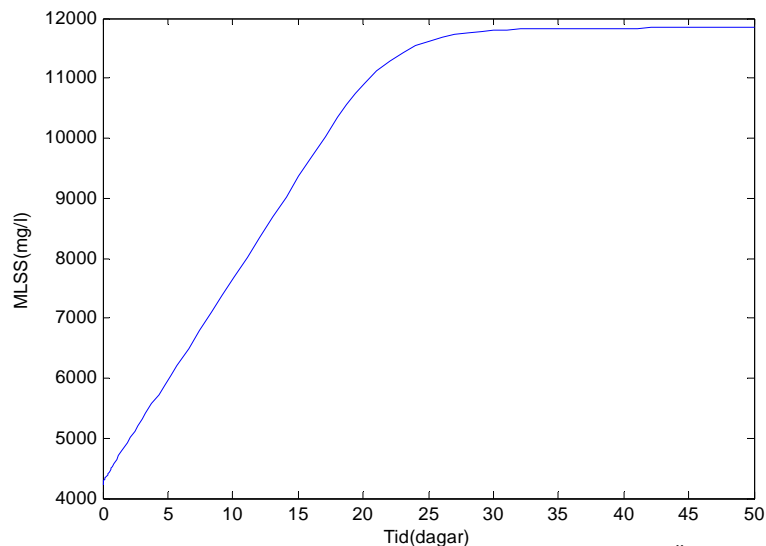
där γ är förtjockningsfaktorn. Detta ger att alla koncentrationer är givna. Av de tre flöden är Q_{in} givet. För att räkna ut resterande flödena används massbalans över sedimenteringsbassängen:

$$\begin{aligned}
 Q_{ut} &= Q_{in} - Q_r \\
 Q_{in} \cdot X_{in} &= Q_{ut} \cdot X_{ut} + Q_r \cdot X_r
 \end{aligned} \tag{7.3}$$

$$\Rightarrow Q_r = Q_{in} \cdot \frac{X_{in} - X_{ut}}{X_r - X_{ut}} \tag{7.4}$$

Returflödet Q_r är bara ett fiktivt flöde vars enda uppgift är att ta hand om masstransporten slam tillbaka till reaktorn. Oavsett storlek på detta flöde påverkas inte de hydrauliska eller biologiska mekanismerna i biofilmssteget. Förtjockningsfaktorn γ kan därför sättas till ett godtyckligt tal (dock $\gamma > 1$, vid ett lägre värde är det omöjligt att upprätthålla en hög slamhalt oavsett flöde). Figur 7.4 visar hur MLSS-koncentrationen ökar i en till början tom reaktor

med tiden, fram till dess att mättnadsgränsen nås (som i detta fall är strax under 12 000 mg/l).



Figur 7.4: MLSS-nivån i en bioreaktor med ideal sedimentering. Ökningen sker först linjärt till den når undre mättnadsnivån för att sedan plan ut till den övre mättnadsnivån.

7.3 Modellparametrar

För att få en väl fungerande modell är det nödvändigt att ge samtliga ingående parametrar ett rimligt värde. Detta brukar benämnas att kalibrera sin modell. Detta kapitel har en kort redogörelse om de viktigaste parametrarna. ASM1-familjen innehåller en mängd parametrar som delas in i kinetiska respektive stökiometriska koefficienter. Till de kinetiska koefficienterna hör; den maximala tillväxthastigheten ($\hat{\mu}$), avdödningshastigheten (b), halvmättnadskonstanter (K), hydrolyshastigheten (k_{IH}), och ammonifikationshastigheten (k_A). Till de stökiometriska koefficienterna räknas; utbyteskoefficienten (Y) som beskriver massan producerad biomassa och koldioxid per massenhet substrat, koefficienter (i) som beskriver andelen fosfor och kväve i de olika COD-fraktionerna, koefficienten (f) som beskriver hur mycket av den aktiva biomassan som omvandlas till partikulärt inert material (X_p).

7.3.1 Val av parametrar

Parametrarnas värden kommer i huvudsak att baseras på de standardvärden som definierats i ASM1, ASM2d och det arbete som ligger till grund för den modifierade modellen (Lindblom, 2003). En sammanställning av samtliga valda värden finns i Appendix D. Några av koefficienternas värden diskuteras också nedan.

Maximala tillväxthastigheten $\hat{\mu}_H$

Den kinetiska koefficient som är avgörande för biomassans tillväxt är $\hat{\mu}_H$. Tillväxten är också beroende på koncentrationen substrat S_S , närsalterna S_{NH} , S_P och syre S_O som diskuterats i kapitel 6.4. Substratet S_S är biologisk lättnedbrytbart och är den fraktion som står för merparten av det COD som befaras finnas i bakvattnet. En nackdel med denna indelning är att andelen löst COD kan brytas ner relativt snabbt enligt modellen. I många fall utgör dock medparten av löst COD av biologisk svårtnedbrytbart organiskt material. Detta är en fraktion som inte existerar i ASM1 utan det närmaste man kommer är fraktionen X_S (biologiskt svårtnedbrytbart partikulärt material). Eftersom X_S är en partikulär fraktion påverkas den av sedimentering och det fiktiva filtret som finns efter reaktorerna. Det är därför inte lämpligt att utnyttja denna fraktion. Istället för att införa en ny tillståndsvariabel för att beskriva den lösta men svårtnedbrytbara fraktionen (Bolmstedt, 2000) kan man välja att minska $\hat{\mu}_H$. Konsekvensen blir att mängden COD inte reduceras lika lätt som tidigare. I ASM1 är default-värdet för $\hat{\mu}_H$ satt till 12 för en temperatur på 30°C. Detta värde bör troligtvis minskas avsevärt för att ta hänsyn till svårtnedbrytbart COD. Valet att minska $\hat{\mu}_H$ får även stöd vid ett optimeringsförsök av biologisk rening av bakvatten (Horan och Chen, 1997). Vid försöken skulle ett fullskaligt aktivslam reningsverk för extern behandling av pappers- och massavatten optimeras med hjälp av ASM1. Genom experiment och data från reningsverket kalibrerades bl.a. modellens kinetiska parametrar. Den största ändringen gjordes med avseende på $\hat{\mu}_H$ där ett värde mellan 2 och 5 ansågs vara lämplig. Efter kalibreringarna visade sig resultaten från modellen överstämja bra med verkets verkliga uppförande. För att undersöka inverkan av tillväxthastigheten på systemet som behandlas i detta examensarbete genomfördes ett antal simuleringar med olika värden på $\hat{\mu}_H$. Tabell 7.1 visar hur COD-reduktionen avtar med en minskad maximal tillväxthastighet för simuleringar över ett bärarsteg med suspenderad biofilm. Det slutliga värdet för modellen gavs värdet $\hat{\mu}_H = 3 \text{ d}^{-1}$.

$\hat{\mu}_H \text{ (d}^{-1}\text{)}$	COD-reduktion (%)
12	73
6	58
3	55
2	31

Tabell 7.1: COD-reduktionen över en reaktor med suspenderande bärare beroende på den maximala tillväxthastigheten.

Andra parametrar som är intressanta är halvmättnadskonstanterna för löst fosfor K_p och för löst ammonium K_{NH} , vid aerob tillväxt av mikroorganismer. I Alexanderson *et al.* (2003) ansågs att K_p inte bör vara större än 0.01 d^{-1} och ett lämpligt värde på K_{NH} bedömdes vara 0.1 d^{-1} .

8 Simuleringar

I kapitlet 5 har det diskuterats en del om styrning och olika reglerstrukturer. I detta kapitel kommer lämpliga strukturer att väljas för att sedan utvärderas under såväl statiska som dynamiska förhållande för den biologiska njurens. Val av lämplig strategi kommer också att diskuteras, framförallt med avseende på dess förmåga att hålla en låg koncentration av närsalter i utgående vatten. Simuleringar har också utföras för att se hur systemet påverkas av produktionsstopp respektive uppstart. Det ska inte glömmas bort att simuleringar inte helt kan ersätta praktiska försök, utan mer är ett kompletterande verktyg.

8.1 Krav på behandlat vatten

I detta arbete har det diskuterats mycket om att utgående koncentration av närsalter ska vara låga. Hur låga halterna bör vara för att undvika bakteriell tillväxt är däremot inte helt känt. Vad man dock vet är att biologisk aktivitet kan förekomma vid så pass låga koncentrationer som 1 mg N/l och 0.5 mg P/l vid aktivslamprocesser (Alexandersson *et al*, 2003). För att vara på den säkra sidan bör koncentrationerna ligga på betydligt lägre nivåer. Ett rimligt antagande är att den bakteriella tillväxten är mycket begränsad vid koncentrationer mellan 0.1-0.3 mg N/l och 0.05-0.1 mg P/l. Under simuleringarna bör inte dessa intervall överskridas under någon längre tid, för att minimera risken för tillväxt i bakvattensystemet.

8.2 Simuleringar med konstant belastning

För att utvärdera de olika reglerstrategierna simulerades modellen med konstant belastning i ett inledande skede. Detta innebär att inkommande koncentrationer till pappersmaskinen med avseende på COD är konstant och att samtliga tillståndsvariabler efter några dagar kommer att nå konstanta värden. Sådana simuleringar är inte särskilt realistiska då papperstillverkningsprocesser är dynamisk och koncentrationen COD varierar avsevärt. Simuleringarna kan däremot i ett första skede ge en bild över hur olika styrstrategier fungerar.

De olika simuleringarna utfördes med konstant belastning för att pröva dosering av närsalter med hjälp av feedback 1 (sensorerna placeras efter reaktor 1), feedback 2 (sensorerna placeras efter reaktor 2), och feed-forward. De olika strategierna prövades med olika referensvärde för kväve och fosfor. Under samtliga simuleringar styrdes COD-koncentrationen mot 4000 mg/l i pappersmaskinen.

8.2.1 Konstant belastning

Simuleringarna med feedback 1 visar att det är fullt möjligt att nå målet med låga koncentrationer av N och P i utflödet. I princip kan det biologiska behandlingssteget väljas att styras på två olika sätt med feedback 1. Antingen kan relativt låga referensvärden väljas

($N_{ref}=3$, $P_{ref}=0.25$) eller något högre ($N_{ref}=6$, $P_{ref}=0.5$). Vid höga referensvärden av N och P får man en större reningsgrad, dvs. mer COD reduceras över biosteget, vilket får till följd att större volymer vatten återgår till pappersmaskinen obehandlat. Detta för att upprätthålla rätt COD-halt. Vid ett låg referensvärde är förhållanden de motsatta. En låg reduktionsgrad får till följd att en större volym bakvatten går till behandling. Som resultaten visar så medför också en låg reducering att majoriteten COD avlägsnas i första reaktorn (tabell 8.1).

En jämförelse mellan de olika styrstrategierna är svårt att utföra med avseende på utgående koncentrationer. Det är fullt möjligt att under konstant belastning ställa in regulatorerna så att exakt samma värde erhålls för alla tillståndsvariabler för samtliga strategier. Vad som istället är intressant är känsligheten. Vid feedback 1-reglering var det relativt lätt att ställa in N_{ref} och P_{ref} för att få låga värden i utgående flöde och en bra reduktion. För feedback 2, där referensvärdena är det samma som utgående koncentrationer var känsligheten mycket större. Mycket små skillnader fick stora konsekvenser och resulterande ofta i att systemet inte kunde hålla COD-koncentrationen i pappersmaskinen på en tillräckligt låg nivå.

I tabell 8.1 finns några av resultaten från de statistiska simuleringarna samlade. Samtliga resultat finns att skåda i Appendix E tillsammans med mer utförlig data.

	$N_{ref}(\text{mg N/l})$	$P_{ref}(\text{mg P/l})$	$N_{ut}(\text{mg/l})$	$P_{ut}(\text{mg P/l})$	Q behandling(m^3/d)	COD reducerat(%)
Feedback 1	3	0.25	0.204	0.028	7616	34
	6	0.5	0.21	0.06	3620	75
Feedback 2	0.4	0.08	0.4	0.08	2765	98
	0.3	0.08	0.2	0.08	11000	23
	$N_{tillsatt}$	$P_{tillsatt}$	$N_{ut}(\text{mg/l})$	$P_{ut}(\text{mg P/l})$	Q behandling(m^3/d)	COD reducerat(%)
Feed-forward	0.44	0.05	0.208	0.025	3911	69
	0.45	0.05	3.12	0.021	3897	69

Tabell 8.1: Resultat från några av simuleringarna med konstant belastning.

Feed-forward-regleringen visade sig också vara känsligt för små ändringar av referensvärdena. Återigen var det fullt möjligt att nå bra resultat på utgående koncentrationer, men små justeringar av referensvärdena kunde snabbt bidra till för höga koncentrationer av närsalter i utflödet.

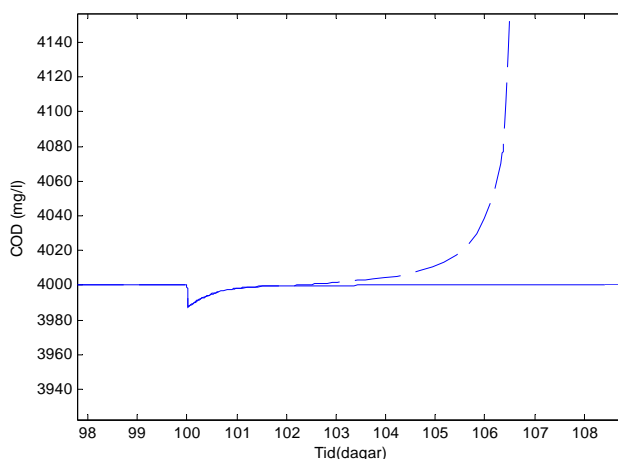
Simuleringarna med konstant belastning visar att feedback 1 är den styrning som fungerar bäst. Detta främst för att den är relativt enkelt att ställa in för låga koncentrationer i utflödet. De andra två visar stor känslighet och det skulle vara nästan praktiskt omöjlig att mäta närsaltens utgående koncentration med samma exakthet som krävs för att ställa in N_{ref} och P_{ref} .

I tabell 8.1 över feedback 2 syns att en liten ändring av referensvärdet får stora konsekvenser för hela systemet. Vid $N_{ref}=0.4$ är den totala COD-reduktionen över reaktorerna mycket god (ca 98 %), en ändring av $N_{ref}=0.3$ får till följd att maximala flödet nås och reduktionen

sjunker till 23 %. Samma känslighet kan man se på feed-forward. Denna gång är det utgående koncentration ammonium som påverkas stort av en liten förändring.

8.2.2 Stegsvär

Genom att se hur de olika strategierna reagerar på en stegändring kan intressant information fås fram på ett enkelt sätt. I dessa simuleringar är stegändringen gjord med avseende på COD-koncentrationen in till pappersmaskinen. Steget skede momentant efter 100 dagars simuleringar för att vara säkra på att stationära förhållanden rådde.



Figur 8.1: Koncentrationen av löst COD (S_s) i pappersmaskinen före och efter en stegändring med minskning av inkommande COD med 20 %. Dragen linje feedback 1, streckad linje feedback 2

Stegändringen visar att feedback 2-styrningen får stora problem med att upprätthålla den angivna COD-koncentrationen (4000 mg COD/l) i pappersmaskinen. Figur 8.1 visar hur en minskning av inkommande COD med 20 % påverkar koncentrationen COD i pappersmaskinen. Den heldragna linjen representerar feedback 1 och den streckade feedback 2. Simuleringarna är utförda så att tillräckligt med närsalter finns för att ha en väl fungerande biologiska processer över båda reaktorerna. Effekten att feedback 2-styrningen ger högre koncentration i pappersmaskinen kan tyckas märklig då i själva verket inflödet av löst COD till pappersmaskinen minskar. Detta kan förklaras med att biologin i reaktorerna kommer att slås ut av den aktuella styrningen. Hur detta går till kan sammanfattas i ett par steg:

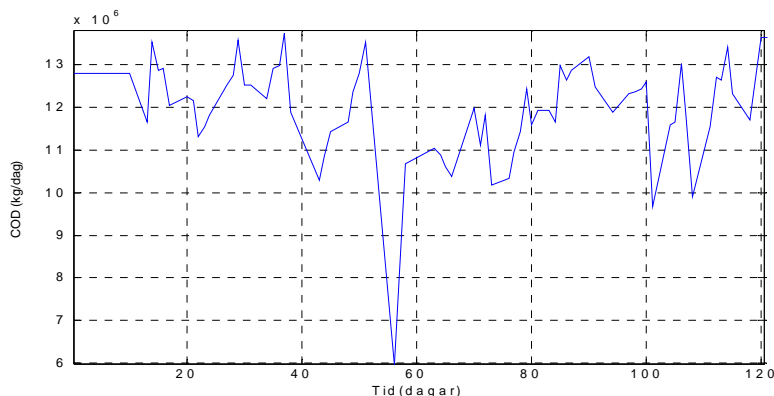
1. Mindre bakvatten kommer att gå till behandling och mer kommer att recirkuleras direkt tillbaka till pappersmaskinen för att upprätthålla den angivna COD-koncentrationen då inkommande COD minskar.
2. Det minskade flödet får som följd att reduktionen av COD ökar i första reaktorn och andelen substrat (S_s) kommer att minska till reaktor 2.
3. Minskat substrat leder till en minskad tillväxt och mindre biomassa. Koncentrationen närsalter kommer att öka då det finns mindre biomassa och för att närsalter frigörs då biomassa dör (detta framförallt i reaktor 2).

4. Feedback 2-styrningen kommer att minska doseringen av närsalter eftersom koncentrationerna är högre än referensvärdena.
5. Reduktionen av COD är fortfarande vara god i reaktor 1, och koncentrationen närsalter kommer därför inte minska i reaktor 2 eftersom mer biomassa dör.
6. Biomassan kommer efter ett tag börja dö i båda reaktorerna eftersom inga närsalter tillsätts. Koncentrationen COD börjar nu istället stiga då reduceringsgraden blir allt lägre.
7. Flödet ökar men det finns inte längre tillräckligt med biomassa för att reducera allt COD, och den sista aktiva biomassan dör ut.

Vid feedback 1-styrning så är förloppet något annorlunda. Biomassan minskar även markant i detta fall i reaktor 2, men får inte som följd att närsaltsflödet stryps. Vad som är problemet med feedback 2 är istället svårigheten på att kontrollera utgående koncentrationer närsalter. Eftersom en allt större andel av COD-reduktionen sker i första reaktorn blir konsekvenserna att mindre närsalter förbrukas i andra reaktorn och utflödet kommer att ha högre koncentrationer av närsalter.

8.3 Simuleringar med dynamisk COD-belastning

För att kunna utvärdera olika sorters styrstrategier under mer realistiska förhållanden är det nödvändigt med en varierande COD-belastningen. För detta ändamål används en datafil med uppmätta data av COD-koncentrationer i ett bakvatten från Hylte pappersbruk under 120 dagar. Proverna är tagna före det externa reningssteget då vattnet just lämnat bakvattensystemet. Emellertid är det nödvändigt att skala om koncentrationerna för att passa till den angivna modellen där COD-halten antas vara betydligt högre. Som nämnts så kan bakvattenkaraktären vara mycket olika från bruk till bruk, både i kemisk sammansättning och också med avseende på koncentrationer av organiska ämnen. Figur 8.2 visar indata filen för löst COD här modellerat som S_5 till pappersmaskinen. Variationen är tämligen stor, värt att notera är den större störningen mellan dag 50 och 60. Inkommande COD har i denna punkt halverats (jämfört med medelvärdet). Denna störning kommer att få omfattande effekter på systemet och de olika styrstrategierna, vilket kommer att synas i resultaten från de dynamiska simuleringarna.

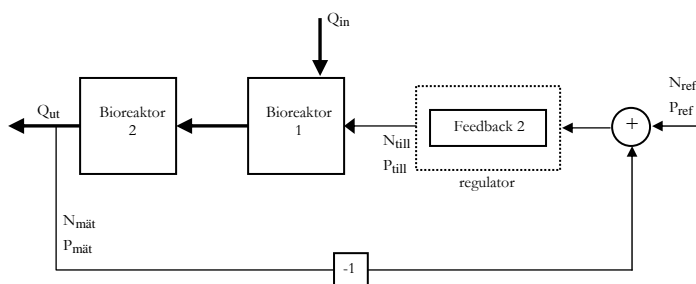


Figur 8.2: Massa inkommande löst COD (S_5) per dag till pappersmaskinen under dynamiska simuleringar som funktion av tiden.

Under de dynamiska simuleringar finns det också stor anledning att pröva hur olika reglerstrukturer kan kombineras för att nå bästa resultat. Exempelvis är det intressant att se hur feedback går att kombinera med feed-forward för att minska utgående koncentrationer.

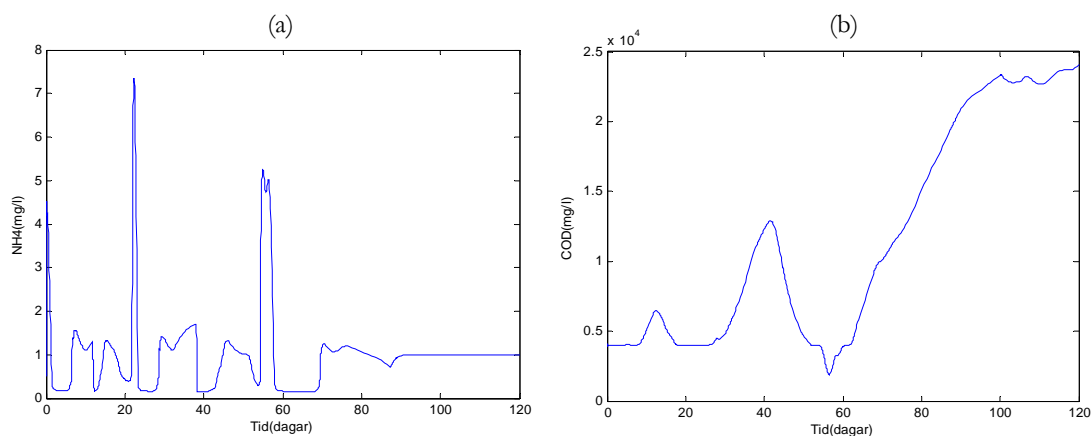
8.3.1 Feedback 2

Som simuleringarna med konstant belastning antydde visade sig feedback 2-styrning vara mycket svår att använda sig av under dynamiska förhållanden. Reglerstrukturen illustreras i figur 8.3.



Figur 8.3: Principiell skiss över styrstrategin för dosering av närsalter med Feedback 2-reglering.

Vid några dynamiska simuleringar med feedback 2-reglering blev detta ännu mera uppenbart då resultaten visade att regleringen hade svårt att hålla både låga halter närsalter i systemet och rätt COD-koncentration i pappersmaskinen. Enbart en reglering med hjälp av feedback 2 är därför inte intressant i praktiken. Figur 8.4 nedan visar ett simuleringsexempel där $N_{ref}=1$ och $P_{ref}=0.2$, (a) representerar utgående koncentration ammonium, (b) koncentrationen COD i pappersmaskinen.

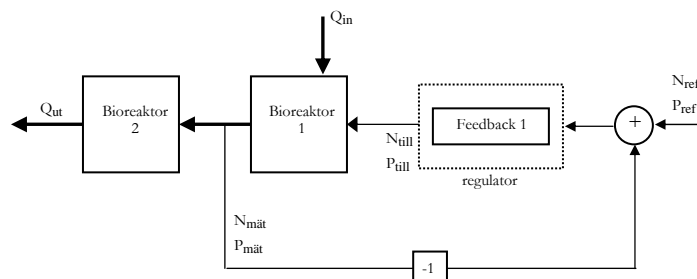


Figur 8.4: Koncentrationen ammonium (a) i utflödet, respektive halten COD (b) i pappersmaskinen under variabel COD-belastning med Feedback 2-styrning. $N_{ref}=1$ och $P_{ref}=0.25$.

Trots att detta är relativt högt referensvärden underpresterar styrningen. Förklaringen till det dåliga resultatet kan i stora drag förklaras med det fenomen som redogjordes i del kapitel 8.2.2, där stegsvar användes för att se hur feedback 2 reagerade.

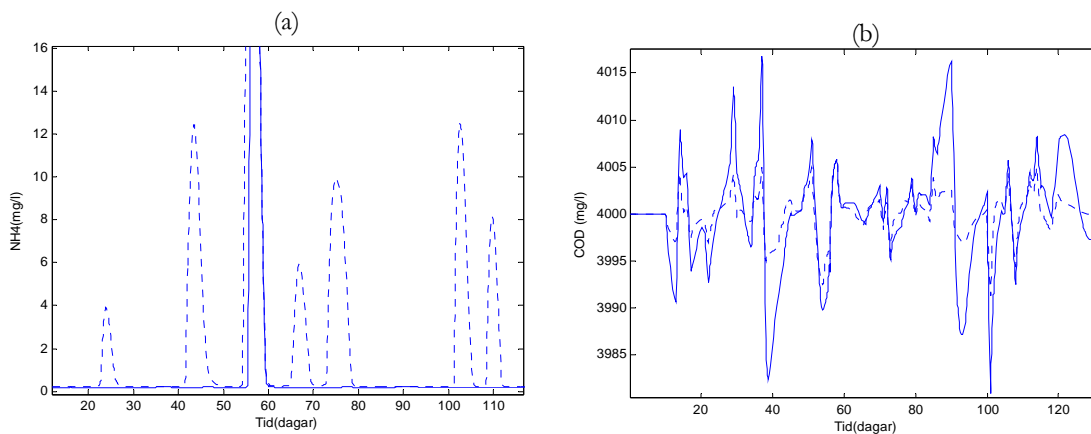
8.3.2 Feedback 1

Under simuleringar med konstant belastning så var feedback 1-styrningen den som var lättaste att använda. Det var enkelt att med angivna referensvärden få en låg koncentration ut från reaktorerna. Reglerstrukturen illustreras i figur 8.5.



Figur 8.5: Principiell skiss över styrstrategin för dosering av närsalter med Feedback 1-reglering.

Simuleringar visade att feedback 1 även klarade av att styra närsaltdoseringen bra under dynamiska förhållanden. Som diskuterades vid simuleringarna med konstant belastning finns det två olika sätt att styra sin biologiska process, antingen genom att ange någorlunda höga referensvärden och på sätt rena mindre vatten med en högre effektivitet, eller att ange ett något lägre referensvärde som medför en lägre reningsgrad och ett större flöde genom reaktorerna. Figur 8.6 visar resultat från två olika simuleringar med dynamiska data för högt (dragen linje) respektive lågt (streckad linje) satta referensvärden. Delfigur (a) anger koncentrationen NH_4 i utgående vatten, figur (b) COD-halten i pappersmaskinen. Värdena på utgående koncentrationer är satta till $N_{\text{ref}} = 6$, $P_{\text{ref}} = 0.5$ respektive $N_{\text{ref}} = 3$, $P_{\text{ref}} = 0.25$.

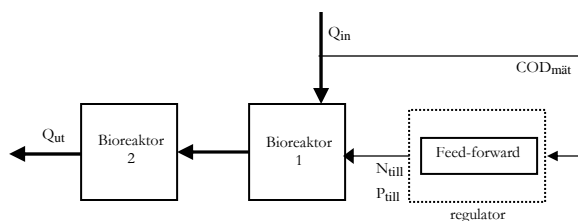


Figur 8.6: (a) visar ammoniumkoncentrationen i utflödet från reaktor 2 och (b) COD-halten i pappersmaskinen för två olika simuleringar med Feedback 1-reglering. Dragen linje $N_{\text{ref}}=3$, $P_{\text{ref}}=0.25$, streckad linje $N_{\text{ref}}=6$, $P_{\text{ref}}=0.5$.

Resultaten är en jämnare COD-halt i pappersmaskinen och en mer varierande koncentration av närsalter i utgående vatten då höga referensvärdena används. De toppar (streckade) man kan se i delfigur (a) kan förklaras med att reduktionen över reaktorena är god pga. de höga referensvärdena. Då det sker en större minskning av inkommande COD kommer den första reaktorn stå för den större delen av reduktionen på bekostnad av reaktor 2. Det betyder i sin tur att mindre närsalter förbrukas i reaktor 2 och man får en förhöjd koncentration ut i systemet. I fallet med de lägre satta referensvärdena kommer reduktionen att vara relativt låg sett över båda reaktorena. En minskning av inkommande COD kommer i detta fall inte att leda till att mindre COD reduceras i reaktor 2, utan snarare tvärt om, och alltså inte få som följd att förhöjda närsaltskoncentrationer kommer ut i bakvattensystemet. Nackdelen är givetvis att COD-halten i pappersmaskinen varierar i högre utsträckning. Eftersom reaktorena ligger på en redan låg reduktionsgrad så kommer ett ökat intag av COD inte kunna reduceras lika lätt som i fallet med en hög reduktionsgrad.

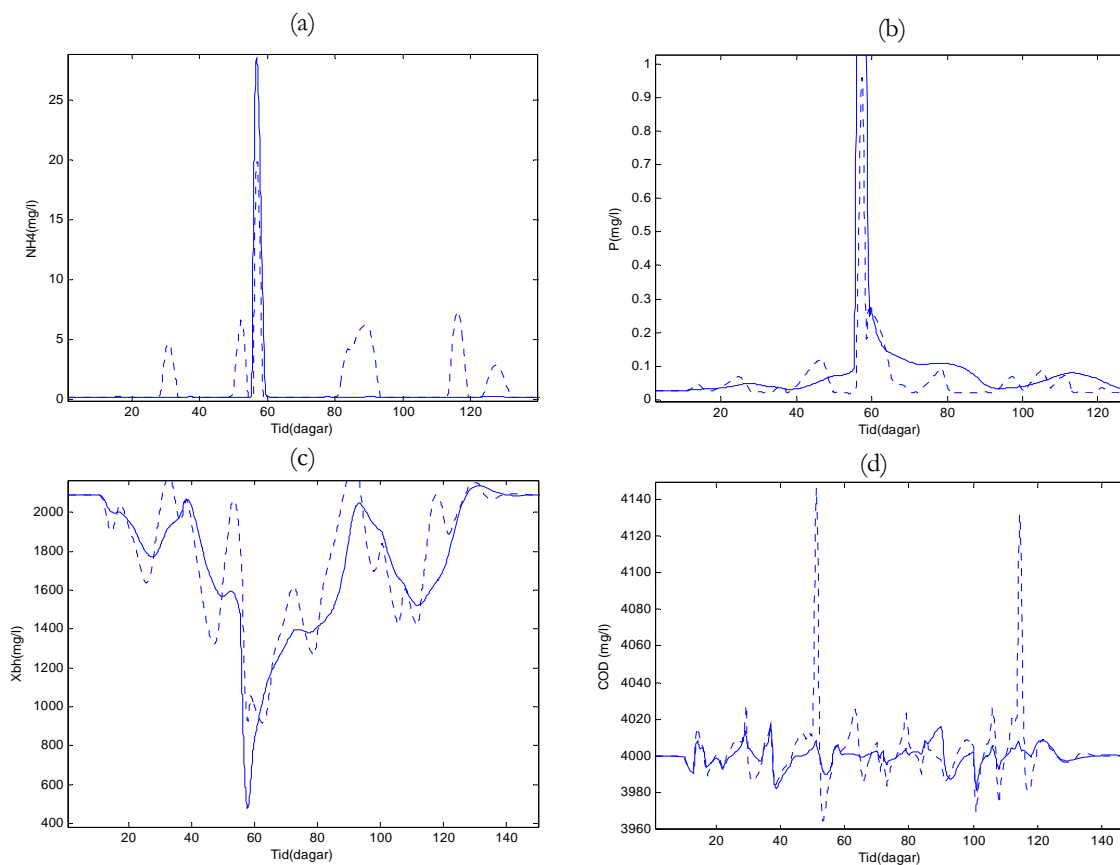
8.3.3 Feed-forward

Feed-forward-styrning var svårinställd under simuleringar med konstant belastning i det avseendet att ett något för högt satt värde kunde ge allt för stora koncentrationer av närsalter ut i bakvattensystemet. Reglerstrukturen illustreras i figur 8.7



Figur 8.7: Principiell skiss över styrstrategin för dosering av närsalter med feed-forward-reglering.

Under de dynamiska simuleringarna visade sig dock också feed-forward kunna ge bra resultat med rätt inställningar. I figur 8.8 så visas en jämförelse mellan feed-forward och feedback 1. Parametrarna för feed-forward är inställda för att ge ungefär samma värde i utflödet som för feedback 1 då $N_{ref} = 3$ och $P_{ref} = 0.25$, i statistiska förhållanden. De dragna linjerna representerar feedback då just dessa referensvärden används och de streckande feed-forward. Massflödet för feed-forward var i detta 0.22 kg N och 0.025 kg P per 100 kg inkommande COD.



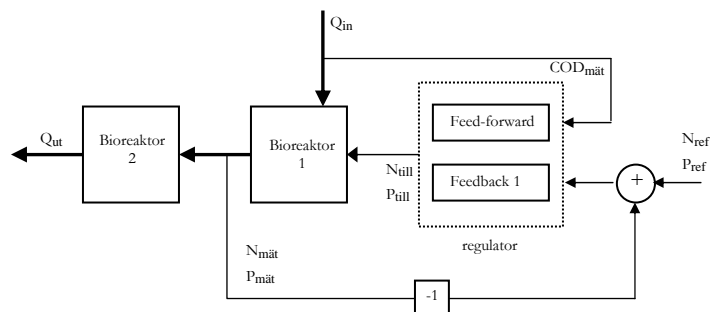
Figur 8.8: Jämförelse mellan feedback 1- (dragen linje) respektive feed-forward-reglering (streckad linje). (a) utgående ammonium, (b) utgående fosfor, (c) aktiv biomassa i reaktor 2, (d) halten löst COD i pappersmaskinen.

Del figurerna (a) och (b) representerar ammonium respektive fosfor i utgående flöde. I dessa syns det att båda styrningarna ger låga koncentrationer av närsalter. Det som också syns är att feed-forward-styrningen ger en större variation i utflöden av närsalter, framförallt för utgående ammonium.

Sammanfattningsvis fungerar både feedback 1 och feed-forward bra för att nå godkända nivåer närsalter och löst COD i pappersmaskinen. Strategin som gav bäst resultat med avseende på koncentrationen närsalter ut från reaktor 2 var feedback 1, då man använde sig av låga referensvärden. Nästa steg är att se om resultatet kan förbättras genom kombinationer av olika styrstrukturer.

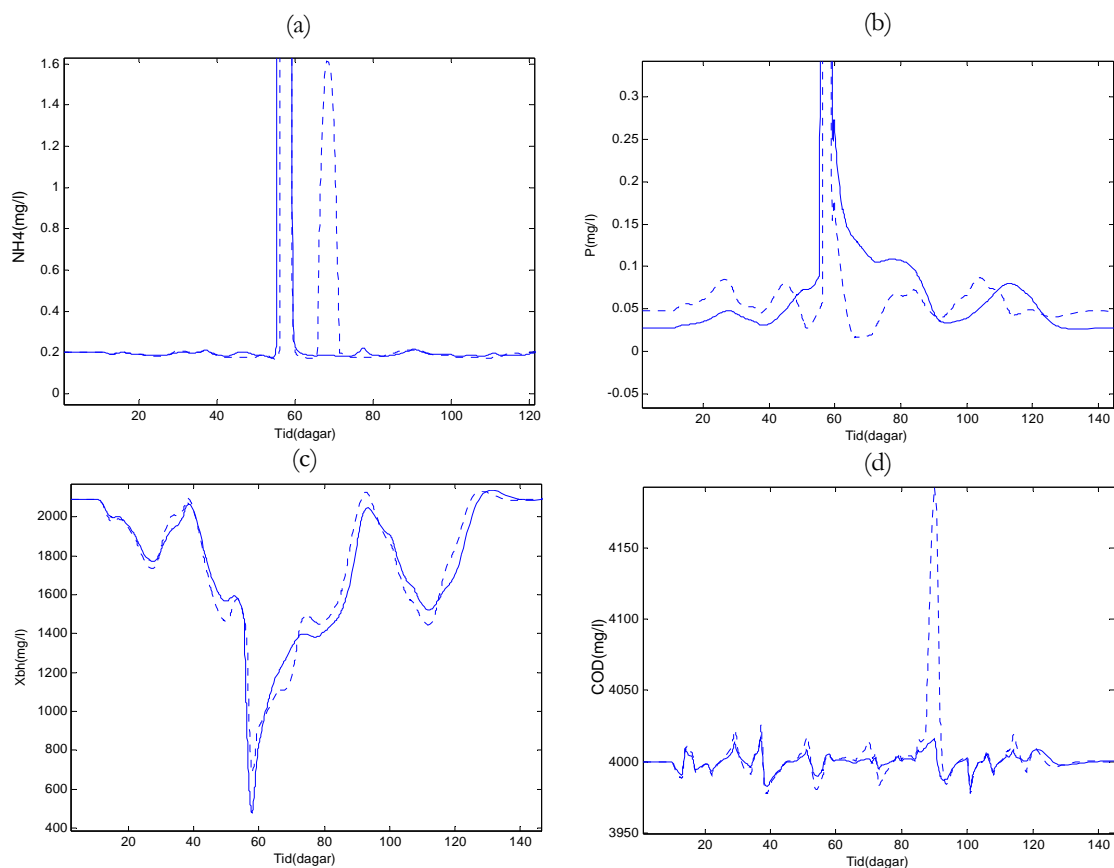
8.3.4 Feed-forward och Feedback 1

Både feed-forward och feedback 1 har visat sig ge bra resultat under de dynamiska simuleringarna. Genom en kombination av de två strategierna borde det vara fullt möjligt att förbättra resultaten ytterligare. Reglerstrukturen illustreras i figur 8.9.



Figur 8.9: Principiell skiss över styrstrategin för dosering av närsalter med kombinerad Feed-forward och Feedback 1-reglering.

Figur 8.10 visar återigen en jämförelse mellan den aktuella styrningen (streckad linje) och feedback 1 (heldragen linje, $N_{ref}=3$ och $P_{ref}=0.25$). För den kombinerade reglerstrukturen nedan användes värdena $N_{ref}=2.5$ och $P_{ref}=0.25$ för feedback 1-regulatorn, och 0.22 kg N, 0.025 kg P per 100 kg inkommande COD för feed-forward-regulatorn.



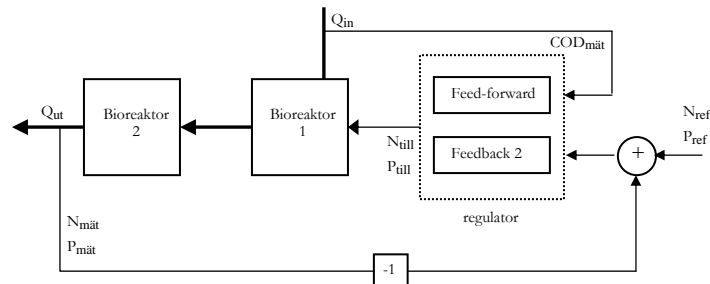
Figur 8.10: Jämförelse mellan feedback 1- (dragen linje) respektive kombinerad feedback 1- och feed-forward-reglering (streckad linje). (a) utgående ammonium, (b) utgående fosfor, (c) aktiv biomassa i reaktor 2, (d) halten löst COD i pappersmaskinen.

Resultaten visar att det framförallt är möjligt att förbättra koncentrationen av utgående fosfor (b). I delfiguren syns att utgående fosfor är mer konstant än i feedback 1-fallet. En annan förbättring är att koncentrationstopp i både ammonium (figur a) och fosfor som orsakas av den kraftiga variationen i inkommande mängd COD (mellan tiden 50-60 dagar, se figur 8.10) har minskat i amplitud. I fallet med endast feedback 1 så är det högsta värdet för

ammoniumtoppen ca 28 mg N/l, och fosfor 3 mg P/l, vilket kan jämföras med ca 20 mg N/l, respektive 1.5 mg P/l.

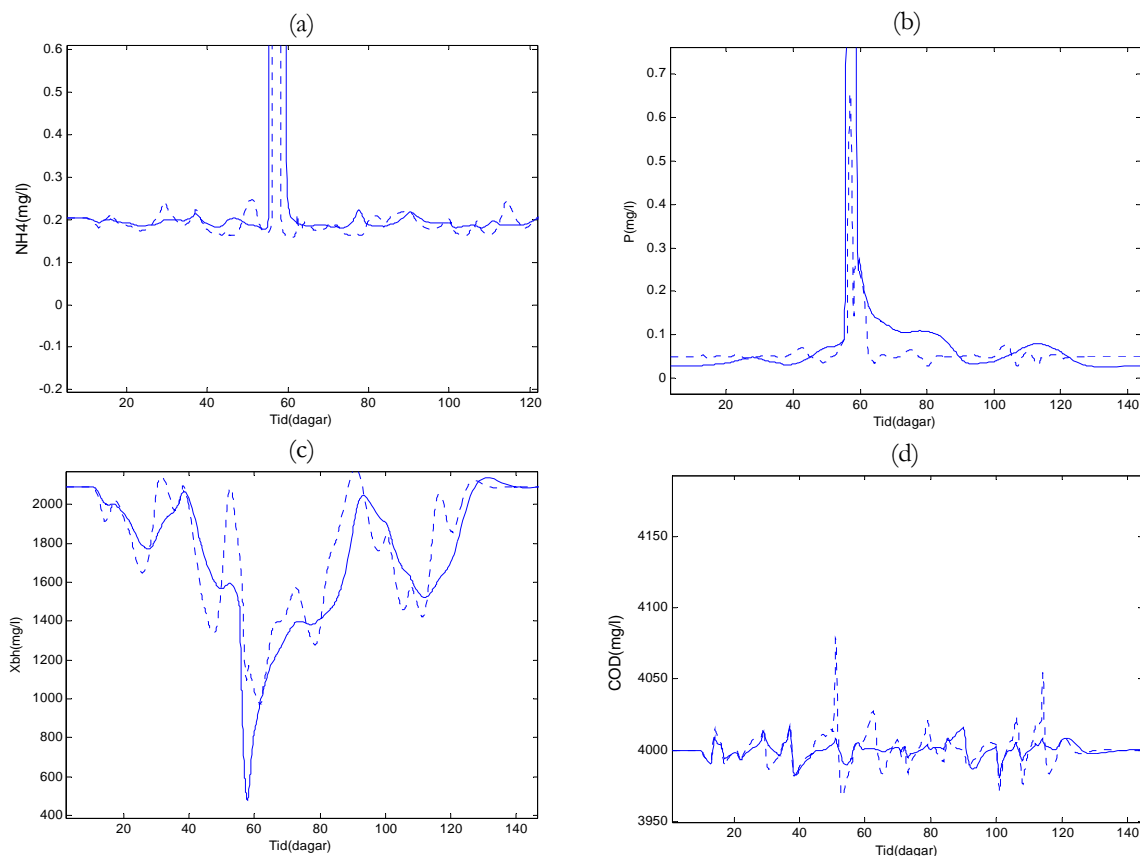
8.3.5 Feed-forward och Feedback 2

Enbart feedback 2-styrning visade sig inte särskilt användbart då den var instabil under såväl simuleringar med konstant som dynamisk belastning. Därmed är inte sagt att styrstrategin ska förkastas helt. Genom att kombinera feed-forward och feedback 2 så är det fullt möjligt att nå bra resultat. Reglerstrukturen illustreras i figur 8.11.



Figur 8.11: Principiell skiss över styrstrategin för dosering av närsalter med kombinerad feed-forward- och feedback 2-reglering.

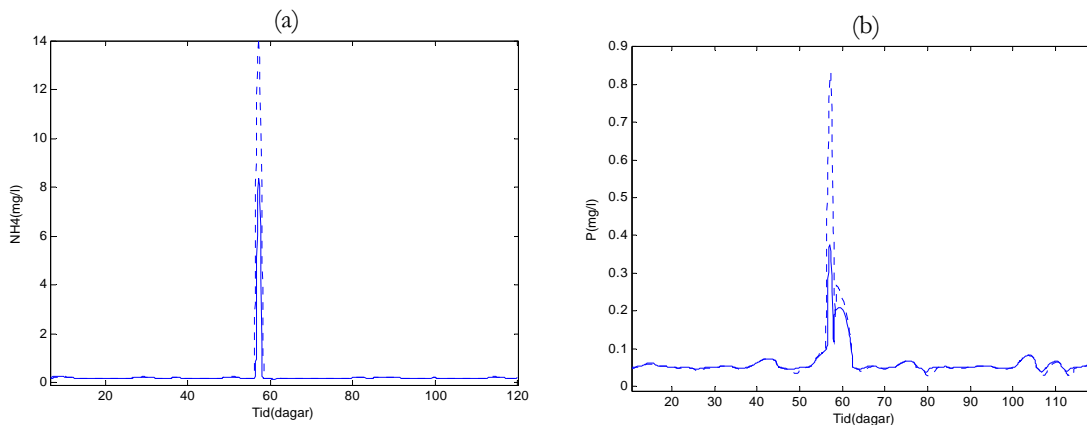
Figur 8.12 visar resultatet (streckad linje) från en simulering där dessa reglerstrukturer kombinerades. Den dragna linjen visar resultaten från feedback 1-simuleringen där $N_{ref}=3$ och $P_{ref}=0.25$. För den kombinerade reglerstrukturen nedan är $N_{ref}=2$ och $P_{ref}=0.05$ för feedback 2-regulatorn och 0.22 kg N, 0.025 kg P per 100 kg inkommande COD för feed-forward-regulatorn.



Figur 8.12: Jämförelse mellan feedback 1- (dragen linje) respektive kombinerad feedback 2- och feed-forward-reglering (streckad linje). (a) utgående ammonium, (b) utgående fosfor, (c) aktiv biomassa i reaktor 2, (d) halten löst COD i pappersmaskinen.

Resultaten visar att koncentrationerna kan minskas avsevärt med en sådan kombination. Störst skillnad är koncentrationen av fosfor (b), koncentrationen är betydligt jämnare och i de flesta fall under den heldragna linjen. Att notera är att den koncentrationstopp i både ammonium (a) och fosfor som orsakats av den kraftiga variationen mellan tiden 50 och 60 dagar (figur 8.2) har minskat i både amplitud och längd. Koncentrationen når ett maximum på ca 8 mg NH_4 /l och 0.4 mg P/l vilket kan jämföras med ca 28 mg NH_4 /l och 3 mg P/l med enbart feedback 1-reglering. Kompromissen för de låga koncentrationerna är den något mer varierande COD-koncentration i pappersmaskinen. Halten COD finns återgiven i figur (d) där det syns att halten ändå ligger på rimliga nivåer.

En annan möjlighet som kombinerad feed-forward och feedback 2-styrning erbjuder är att bara använda sig av en sensor. Genom att via feedback 2 endast styra utgående fosfor så är det också här fullt möjligt att nå bättre resultat än att bara förlita sig på feedback 1. Figur 8.13 visar en jämförelse mellan kombinerad feed-forward- och feedback 2-styrning då endast en sensor används (streckad linje), respektive två sensorer (dragen linje). Figur (a) anger utgående koncentrationer av ammonium och (b) utgående koncentrationer av fosfor. $P_{ref} = 0.05$ för båda fallen och $N_{ref} = 0.2$ då också ammonium sensorn används.

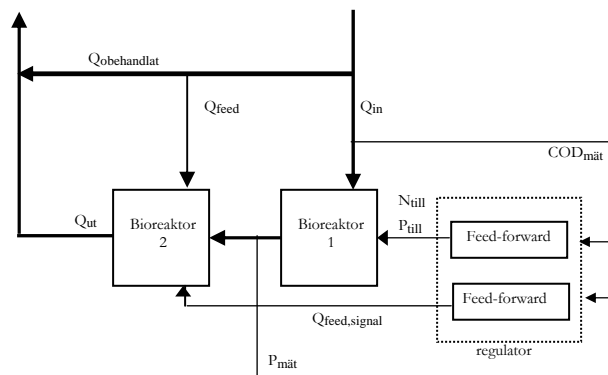


Figur 8.13: Jämförelse av utgående koncentrationen ammonium och fosfor då både ammonium- och fosforsensorer används (hel dragen) respektive då endast en fosforsensor används (streckad).

Skillnaderna då en sensor används istället för två är relativt liten. Kurvorna följer varandra tätt fram till den större störningen (mellan 50 och 60 dagar), då styrningen med två sensorer klarar sin uppgift bättre och amplituden på näringskoncentrationerna blir mindre. Valet att använda sig av bara en sensor kan motiveras med de stora investeringskostnaderna, båda ammonium och fosfor sensorer är mycket dyrbara instrument.

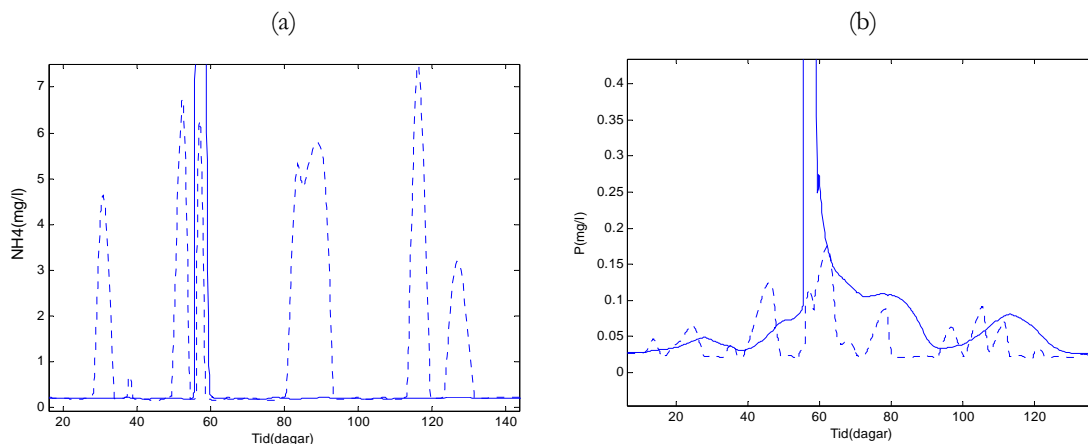
8.3.6 Feed-forward och step-feed

En variant för att försöka minska näringshalten är att använda sig av så kallad step-feed tillsammans med feed-forward. Reglerstrukturen illustreras i figur 8.14



Figur 8.14: Principiell skiss över styrstrategin för dosering närsalter med feed-forward-reglering, samt flödesreglering med feed-forward.

I figuren nedan illustreras en simulering med den aktuella styrstrategin (streckad linje) tillsammans med resultaten från feedback 1-reglering (dragen linje, $N_{ref}=3$ $P_{ref}=0.25$). Feed-forward regulatorn ger massflödet 0.22 kg N och 0.025 kg P per 100 kg inkommande COD. Flödet från step-feed-regulatorn är växande med halter av fosfor >0.05 mg/l (dvs. det är i praktiken alltid ett visst feed-flöde till reaktor 2 under hela simuleringen).



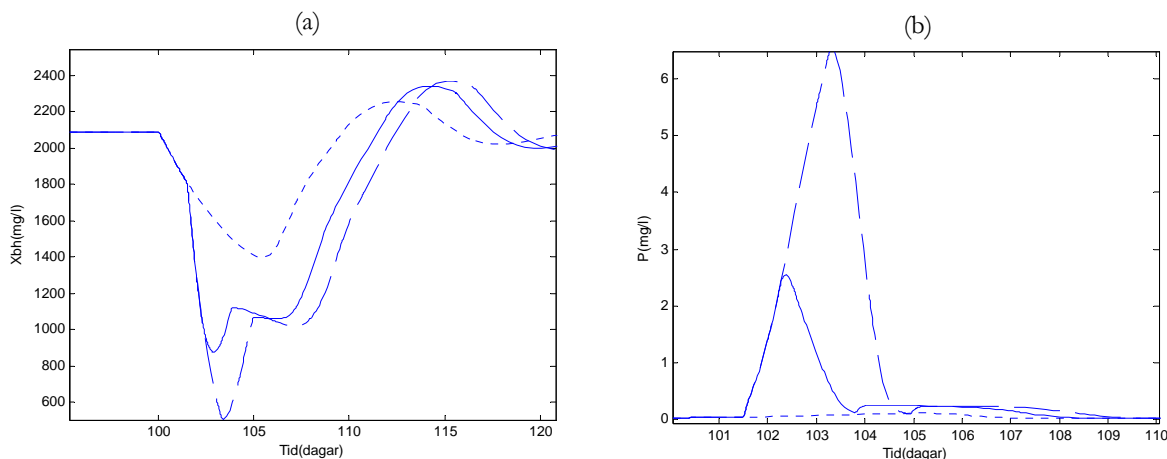
Figur 8.15: Jämförelse mellan feedback 1- (dragen linje) respektive feed-forward-reglering och step-feed (streckad linje). (a) utgående ammonium, (b) utgående fosfor.

Resultaten jämfört med då endast feed-forward användes är snarlika. Det som skiljer är att då man använder sig av step-feed så lyckas styrningen att reducera de båda koncentrationstopparna som finns i övriga resultat. Koncentrationstopparna mellan dagarna 50-60 har i de andra simuleringarna berott på otillräckliga mängder COD i reaktor 2. Detta har lett till att mindre närsalter reducerats och förhöjda koncentrationer närsalter ut som konsekvens. Då regleringen med step-feed används kommer reaktor 2 inte vara lika beroende av COD-koncentrationen från reaktor 1. Om nivåerna av fosfor är tillräckligt höga kommer reaktor 2 berikas med ett flöde bakvatten som inte passerar reaktor 1 och därför innehåller större mängder COD.

8.4 Simulering av driftstopp

Förutom att simulera hur systemet uppför sig under vanlig drift finns det också behov att se vad mer udda händelser kan innebära. Som ett sådant exempel kan nämnas driftstopp, antingen planerat eller ett på grund av något tekniskt fel etc. Vid ett driftstopp under en längre period påverkas den biologiska processen negativt. Avsaknaden av inkommande substrat påverkar systemet både biologiskt och reglermässigt. Det kan därför vara nödvändigt att frångå den driftstrategi som används under normal drift och eventuellt gå in i ett särskilt driftläge; före, efter och/eller under själva stoppet.

För simulera stoppet ströps COD-flödet till pappersmaskinen momentant till 0, i övrig påverkades inga andra funktioner för systemet. Figur 8.16 visar hur biomassan (a) i reaktor 2 påverkas av olika längd på driftstoppet samt fosforkoncentrationen i utflödet (b). Simuleringarna utfördes under konstant COD-belastning för att lättare se förväntade effekter. Stoppet startade vid dagen 100 och varade 1, 2 respektive 3 dagar.



Figur 8.16: Påverkan av koncentrationerna av aktivbiomassa i reaktor 2 (a), respektive utgående fosfor (b) beroende på driftstopp under 1 (prickad), 2 (heldragen) eller 3 (streckad) dagar.

Systemet klarade utan några problem en kortare stopp (≤ 1 dag), mängden biomassa minskade men detta resulterande inte i några förhöjda koncentrationer av närsalter ut till systemet. Det är först efter ett något längre driftstopp (≥ 2 dagar) som man börjar se konsekvenserna. I dessa simuleringar kommer fallet med driftstopp under 3 dagar användas (streckad linje).

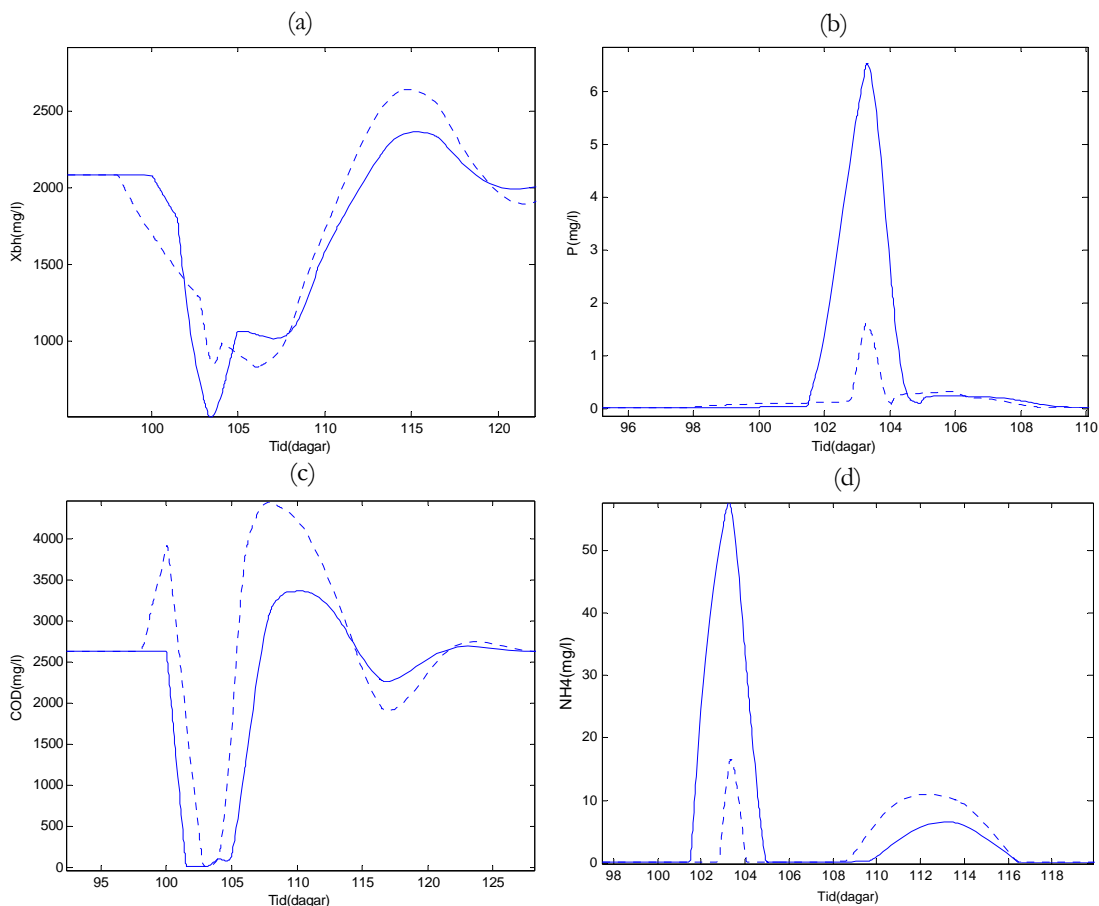
Det plösliga bortfallet av substrat kommer i första hand att få en negativ effekt på tillväxten av biomassan. Mindre biomassan orsakar i sin tur mindre konsumtion av näringsämnen, den döda biomassan släpper också ifrån sig en del av de närsalter som den en gång upptagit. Koncentrationstoppen kommer att uppstå då mininivån av biomassa infaller, för att sedan avta med tillväxten. För att få ner koncentrationerna på rimliga nivåer kommer det att krävas en normal drift under ett antal dagar, hur längre beror helt på hur mycket biomassa som finns kvar i systemet, alltså längden på produktionsstoppet.

I praktiken finns det två saker som kan påverkas för att få ner näringshalterna. Systemet kan försöka styra mot att bibehålla så pass mycket av den ursprungliga biomassan som möjligt. Ju mindre biomassa som dör desto mindre näringsämnen kommer att släppas ut, dessutom kommer tillväxthastigheten att vara direkt beroende på hur mycket som finns kvar i systemet. Det andra som kan påverkas är doseringen av näringsämnen. Vid uppstarten kommer det att finnas höga koncentrationer, det är därför inte nödvändigt med någon dosering i det initiala förloppet.

8.4.1 Strategi 1

Ett sätt att försöka få ner koncentrationerna är att förbereda systemet innan själva stoppet sker. Detta skulle kunna utföras genom att COD-koncentrationen höjs något tiden innan, detta förutsätter givetvis att stoppet inte är oväntat. Genom att minska doseringen av närsalter någon dag innan stoppet kommer COD-halten i systemet att öka eftersom reduktionsgraden minskar. Fördelen med en högre COD-koncentration är att biomassan har mer substrat att tillgå då stoppet väl inträffar. I figur 8.17 jämförs en simulering där näringsdoseringsen har stängts av 2 dagar före det förväntade stoppet (dag 98), doseringen

kommer att vara avstängd till dag 106, då den återigen kommer att styras som vanligt. Figurerna jämför biomassa i reaktor 2 (a), fosfor koncentrationen i utflödet (b) och COD-halten i reaktor två. Heldragna grafer är med vanlig dosering och streckade med avstängd (stoppet vara 3 dagar i båda fallen).



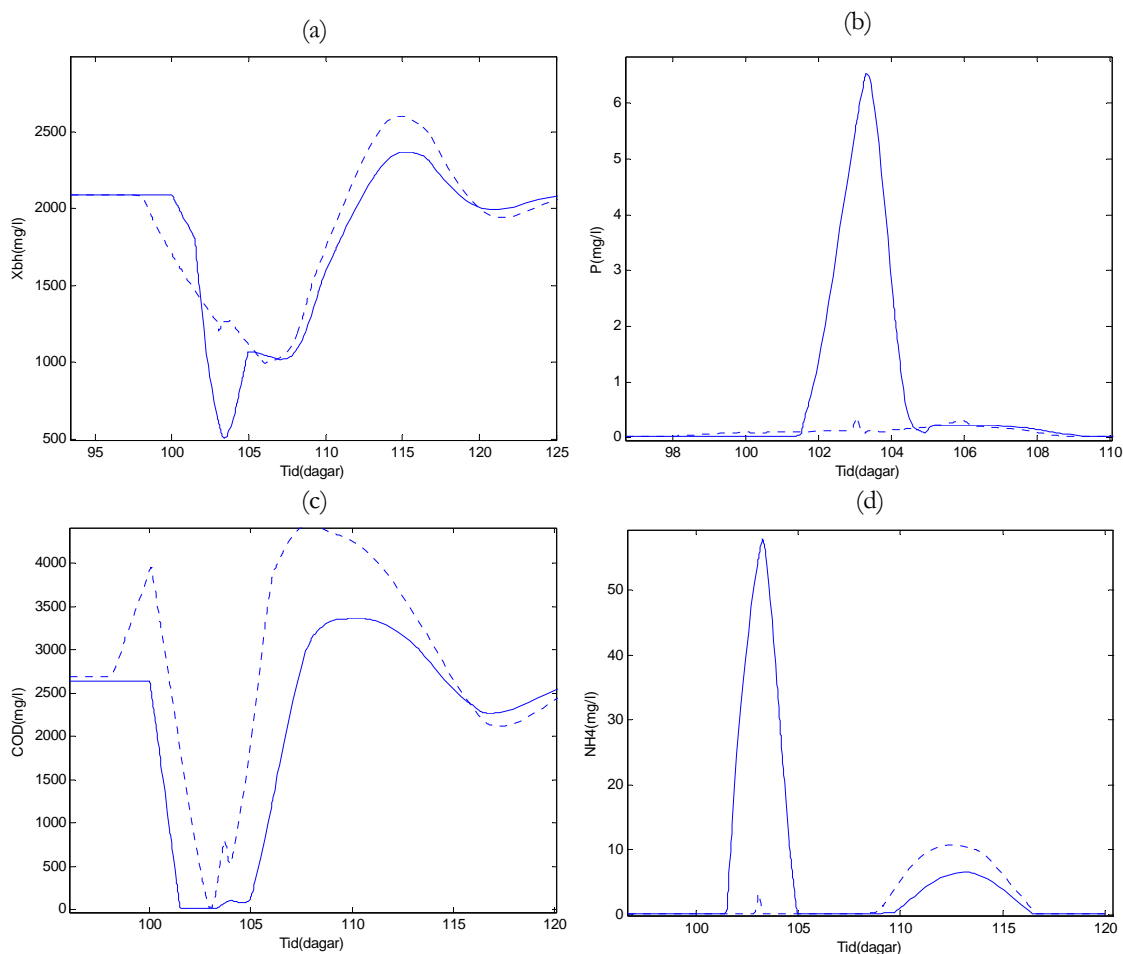
Figur 8.17: Driftstopp 3 dagar. Heldragna linje utan några åtgärder, streckad en simulering där halten löst COD höjs i systemet innan själva stoppet

Som kan uttydas ur figurerna så blev resultaten avsevärt bättre då man enbart ser till näringskoncentrationerna (b och d). Utflödestopparna har reducerats kraftigt med avseende på både amplitud och längd. Biomassan (a) har klarat sig bättre pga. att den under en kortare tid utsatts för de mycket låga koncentrationerna av substrat. Kompromissen är att man får tillåta en högre COD-koncentration i systemet både en tid före och efter själva stoppet.

8.4.2 Strategi 2

Biomassan i reaktor två är den som är mest känslig under stoppet. Anledningen till detta är att det nästan alltid finns mindre aktiv biomassa, COD och näringsämnen än i första reaktor. Detta spelar en stor roll för biomassan återväxt efter stoppet. För att öka återtillväxten kan ett step-feed-flöde användas till reaktor 2. Vilket innebär att sista reaktorn berikas av ett bakvattenflöde som inte passerat den första. Detta vatten innehåller betydligt mer COD och

kommer förhoppningsvis att bidra till en snabbare återhämtning av biomassan. Step-feed-flödet styrs av en feed-forward-regulator, koncentrationen som mäts är utgående fosfor från första reaktorn. Figur 8.18 visar hur mängden biomassa (a), koncentrationen av fosfor (b) och kväve (d), och halten COD i pappersmaskinen (c), påverkas av en sådan styrning i jämförelse med normal drift (stoppet vara 3 dagar i båda fallen). Kurvor med normal drift är heldragna. Under simuleringen som illustreras kombineras även strategi 1, där substratnivån tvingas upp genom en mindre dosering av närsalter.



Figur 8.18: Driftstopp 3 dagar. Heldragen linje utan några åtgärder, streckad visar en simulering där halten löst COD höjs i systemet innan själva stoppet samt reaktor 2 berikas med ett flöde av obehandlat bakvatten.

Kombinationen av de båda metoderna visade sig framgångsrik. I resultaten syns att knappt några förhöjda koncentrationer av närsalter (b, d) kunde noteras pga. produktionsstoppet.

8.5 Icke ideala sensorer

I kapitel 5.4.1 diskuterades en del om sensorer och deras begränsningar. I samtliga simuleringar har emellertid endast ideala sensorer använt. Anledningen är främst att simuleringstiden kortats ner avsevärt och i detta arbete har otaliga simuleringar genomförts.

Tidsåtgången som skulle kräva att använda sig av icke ideala sensorer är tyvärr alltför stor. Det är dock nu i efterhand klokt att se hur olika styrstrategier påverkas då sensorerna inte är ideala. Skillnaden mellan ideala och icke ideala kan listas som följer:

- Icke ideala sensorer har en lägsta och högsta detekteringsgräns.
- Icke ideala sensorer har en svarstid mellan tiden för mätningen och resultatet.
- Icke ideala sensorer har en felmarginal på ca 10 % pga. brus och andra störningar.
- Mätningarna sker inte kontinuerligt, resultat från sensorer erhålls vanligtvis max några gånger i timmen.

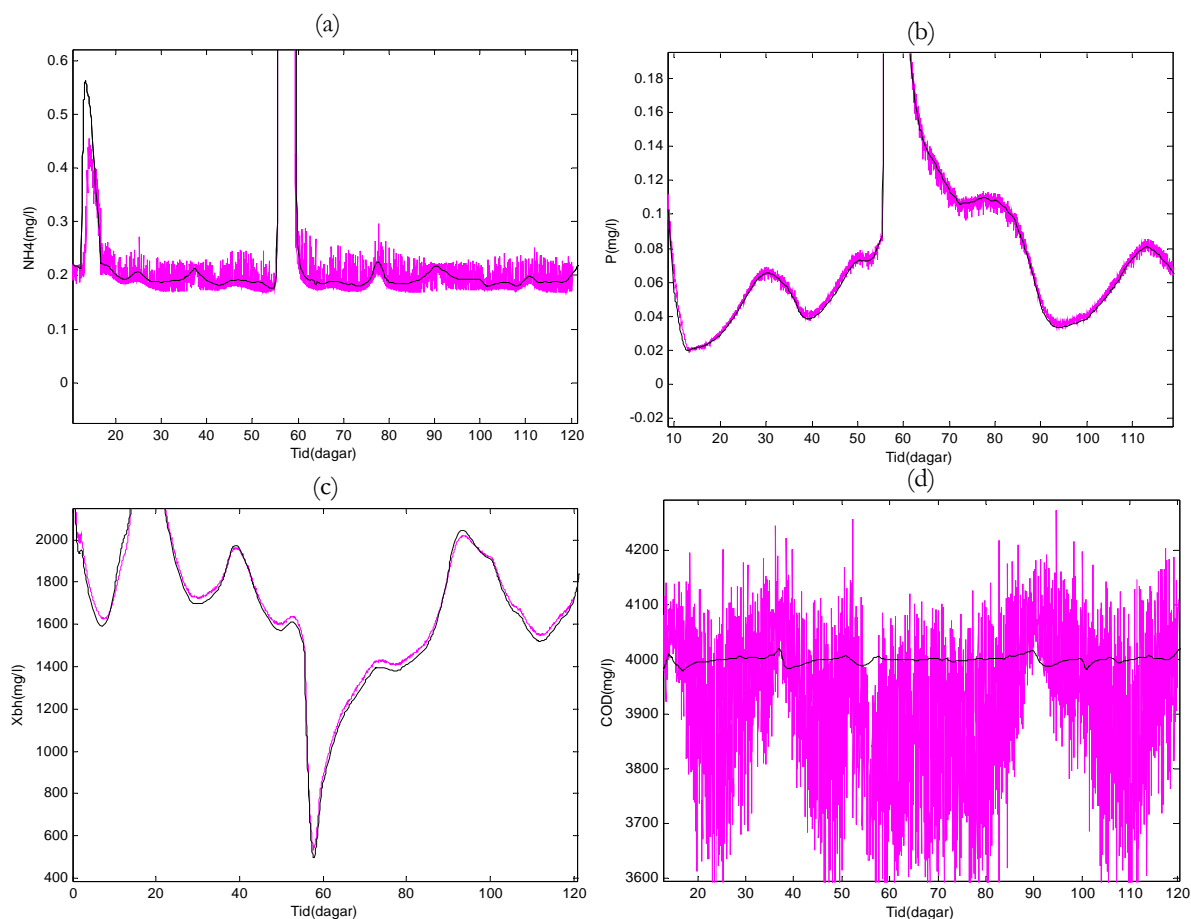
De icke ideala sensorerna implementerades och prövades för ett par olika styrstrategier som visat sig varit lämpliga för att styra doseringen under dynamiska förhållanden. Tabell 8.2 visar de olika värden som användes för de tre olika sensorerna.

<i>Sensor</i>	Lägsta mätvärde (<i>mg/l</i>)	Högsta mätvärde (<i>mg/l</i>)	Brus (%)	Mät- intervall (<i>min</i>)
NH ₄ -N	0.05	20	ca 10	30
PO ₄ -P	0.01	10	ca 10	30
COD	0	20000	ca 10	30

Tabell 8.2: Valda värden för de tre olika icke ideala sensorer som används.

8.5.1 Feedback 1 styrning med icke ideala sensorer

I figur 8.19 visas en jämförelse mellan två simuleringar då ideala respektive icke ideala sensorer användes. $N_{ref}=3$, $P_{ref}=0.25$ för båda simuleringarna.

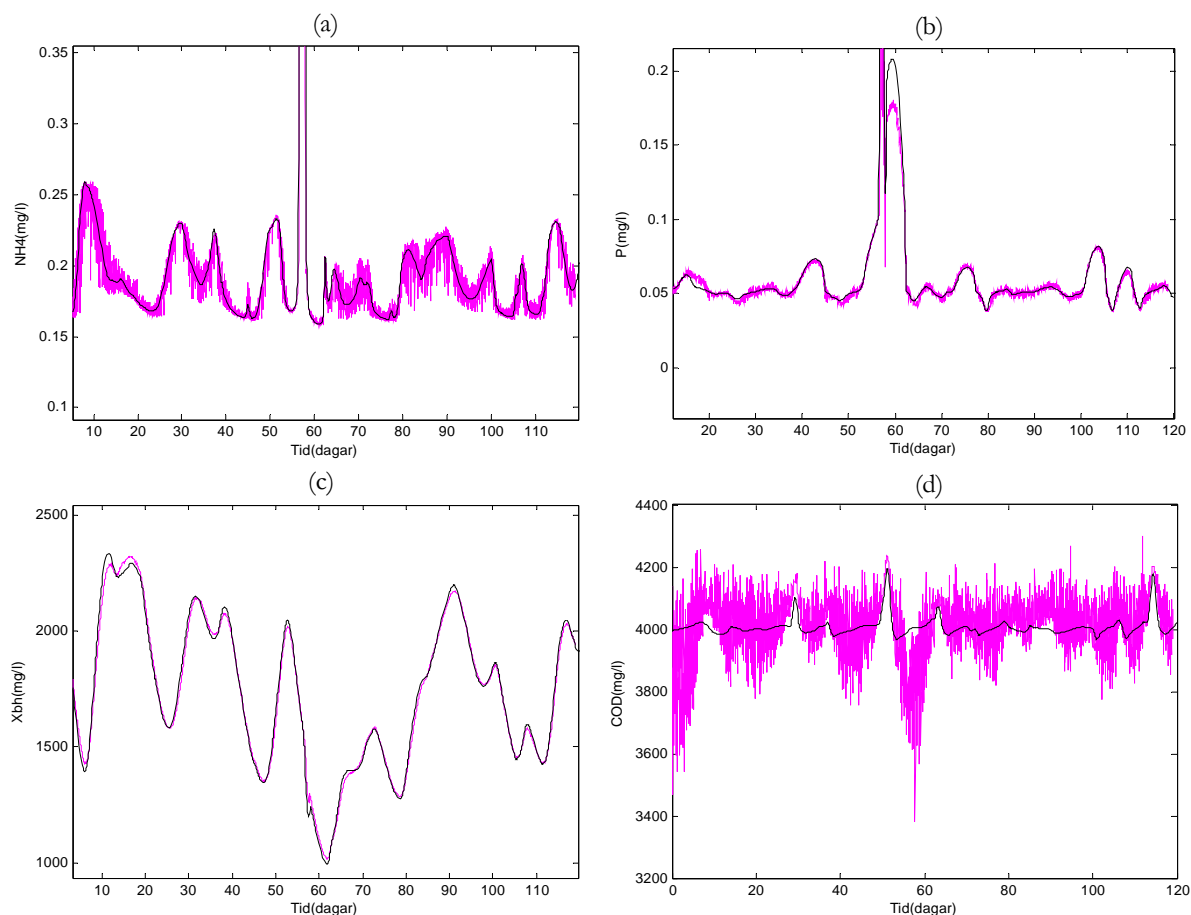


Figur 8.19: Jämförelse mellan ideal- (svart kurva) och icke ideala sensorer vid feedback 1-styrning.

Resultaten visar att den givna styrstrategin fungerar bra även då icke ideala sensorer används. Påverkan är inte särskilt stor, bruset påverkar inte resultaten nämnvärt, om man detaljstuderar graferna kan man se en viss förskjutning förorsakad av respons tiden.

8.5.2 Feed-forward och Feedback 2 styrning med icke ideala sensorer

Detta är den styrstrategi som visade sig bäst under de dynamiska simuleringarna. Det är därför av stort intresse att se om hur styrningen fungerar då icke ideala sensorer används. I figur 8.20 visas en jämförelse då ideala respektive icke ideala sensorer används.



Figur 8.20: Jämförelse mellan ideala (svart kurva) och icke ideala sensorer vid feed-forward- och feedback 2-styrning.

Resultaten visar också i detta fall att de ideala sensorerna inte påverkar resultaten i alltför stor utsträckning. Värdena på närsaltskoncentrationer ligger fortfarande på bra nivåer under nästan hela simuleringsperioden.

8.6 Lämpliga styrstrategier

Under simuleringarna har det visat sig att både feedback 1 och feed-forward enskilt klarar sin uppgift att dosera närsalter relativt bra. De bästa resultaten för båda dessa strategier gavs då man hade ett relativt högt flöde genom reaktorerna och därmed också en lägre reduktionsgrad. Detta kan förklaras med att reaktor 2 inte blir lika känslig för ett minskat COD-intag. Vid en resultatmässig jämförelse är ren feedback 1 att rekommendera före en ren feed-forward. Detta eftersom styrning ger både lägre och stabilare halter av ammonium och fosfor. Fördelen med att använda sig av en ren feed-forward regulator är främst det inte behövs dyra fosfor- och ammoniumsensorer, det räcker med den betydligt billigare och mer välberövande COD-sensorn.

Att kombinera feed-forward och feedback visade sig kunna förbättra styrningen avsevärt. De bästa resultaten gav feed-forward- tillsammans med feedback 2-styrning.

Närsaltskoncentrationerna påverkades i detta fall betydligt mindre av den varierade COD-belastningen. Feed-forward-regulatorn sköter doseringen av närsalter i ett kort tidsperspektiv, och tar hand om plötsliga variationer. Feedback 2 sköter doseringen under ett längre tidsperspektiv och tar hand om eventuella fel i feed-forward-strukturen.

Simuleringarna i kapitel 8.5 visar också att resultaten av styrstrategierna inte påverkas nämnvärt då icke ideala sensorer används.

8 Slutsatser

Simuleringsresultaten från den dynamiska COD-belastningen visar att det är fullt möjligt att använda sig av biologisk rening med de krav på tillfredställande effektivitet och de låga koncentrationer närsalter som krävs för att inte gynna bakteriell tillväxt i bakvattensystemet. Flera av styrstrategierna visade sig mycket dugliga och egentligen var det endast dosering med feedback 2-reglering som inte kunde säkerställa de krav som ställdes. En jämförelse mellan olika styrstrategier visar att feedback 1 med lågt satta referensvärden är den mest lämpliga strategin då man endast använder sig av en enskild reglerloop. Dock finns det ingen anledning att inte komplimentera med av feed-forward-reglering då denna kan använda sig av samma COD-sensor som reglerar flödet till de biologiska reaktorerna. Bästa dosering med avseende på närsalter ut från reaktorerna presterade den kombinerade styrstrategin där feed-forward- och feedback 1-reglering användes. Detta gällde i första hand dess förmåga att hålla koncentrationerna närsalter låga under kraftiga COD-variationer. Under mindre variationer visade såväl feedback 1- och feed-forward-reglering (med lågt satta referensvärden) att de kunde mäta sig med den kombinerade strategin.

Simuleringarna med produktionsstopp visar att det biologiska behandlingssteget inte påverkas nämnvärt av det strypta COD-flödet om längden är mindre än en dag. Om stoppet vara längre (<2 dagar) finns det dock stor risk för höga koncentrationer ut ur systemet. Anledningen är att biomassan kommer att börja dö av pga. avsaknaden av substrat. En del av den mängd näringsämnen som tagits upp under tillväxten kommer under denna fas att släppas ut som löst kväve och fosfor. Denna mängd kan dock minska betydligt om åtgärder vidtas såväl före som efter stoppet. Om stoppet är väntat kan doseringen av närsalter minskas någon dag innan, detta gör att halten COD ökar i hela bakvattensystemet och att det byggs upp en buffert. Mängden biomassa minskar också något, vilket också bidrar till att bibehålla mängden substrat en längre tid eftersom en lägre halt biomassa ger en lägre reduktion. Under stoppet är det framförallt reaktor 2 som kommer att bli lidande av de låga substratnivåerna det är därför en god ide att låta ett ström orenat processvatten få passera reaktor 2 under stoppet och i början av uppstarten. Detta flöde innehåller betydligt mer COD än det som först passera reaktor 1. Ett sådant flöde kommer därför dels bidra till att mindre biomassa dör under stoppet men också se till att ny biomassa växer till snabbare då processen väl är i gång igen.

Under arbetets gång har en del frågor retts ut men nästan ännu fler har dykt upp. Att endast utvärdera de olika styrstrategierna kan låta som en tämligen enkel uppgift. Dock visade sig systemet vara mer komplext än vid en första anblick. Till stor del har det att göra med den interna recirkulationen och dess styrning vars uppgift är att avgöra hur mycket vatten som ska behandlas respektive direkt returneras tillbaka till bakvattensystemet. Detta gör systemet relativt oberäkneligt.

Tanken var i början att detta examensarbete i första hand skulle bygga på data från pilotanläggningen i Nymölla. Mätdata skulle användas för att kalibrera och verifiera modellen över det biologiska behandlingssteget samt jämföra de olika strategierna med verkligheten. Dock har detta uteslutits under arbetets gång pga. förseningar i Nymölla samt omfattning

och tidsbrist. En fortsättning på detta arbete skulle därför vara att följa upp mätdata och övriga resultat från Nymölla. Andra detaljer att arbeta vidare med är att i större utsträckning förbättra regleringen med avseende på dosering. Exempelvis kan det tänkas att systemet ska kunna skifta mellan olika reglerstrategier beroende på hur inkommande COD-belastning ser ut eller har sett ut etc. Vidare bör de olika reglerstrategierna studeras i detalj då endast mindre störningar förekommer.

Appendix A Nomenklatur

AS	Aktivslam
ASM1	Activated Sludge Model No. 1
BOD	Biologisk syreförbrukning
B	Generell avdödningshastighet
b_H	Avdödningshastighet för heterotrofer
b_M	Avdödningshastighet för protozoer
COD	Kemisk syreförbrukning
d	Dag
f_{IP}	Andelen partikulärt material producerat från avdödning av heterotrofisk biomassa
f_{PM}	Andelen partikulärt material producerat från avdödning av protozoisk biomassa
IWA	International Water Association
i_{XB}	Massa N/massa COD i aktiv biomassa
i_{XIP}	Massa P/massa COD i inert partikulärt material
i_{XP}	Massa N/massa COD i fraktioner från avdödning av biomassa
i_{XPP}	Massa P/massa COD i fraktioner från avdödning av biomassa
$i_{XBP,1}$	Minimal massa P/massan COD i aktiv biomassa
$\hat{i}_{XBP,2}$	Maximal massa P/massan COD i aktiv biomassa
i_{XI}	Massa N/massa COD i inert partikulärt material
K_{XBH}	Halvmättnadskonstant för konsumtion av heterotrofer av protozoer
$K_{O,H}$	Halvmättnadskonstant för syre (heterotrofer)
$K_{O,M}$	Halvmättnadskonstant för syre (protozoer)
K_S	Halvmättnadskonstant för substrat (heterotrofer)
K_X	Halvmättnadskonstant för hydrolys av X_S
k_a	Ammonifikationshastighet
k_h	Maximal hydrolyshastighet
N	Kväve
P	Fosfor
S	Koncentration av löst material
SVI	SlamVolymIndex
S_I	Koncentration av löst inert organiskt material
S_{ND}	Koncentration av löst biologiskt nedbrytbart kväve
S_{NI}	Koncentration av löst inert kväve
S_{NH}	Koncentration av $NH_4^+ + NH_3$ kväve
S_O	Koncentration av syre
S_P	Koncentration av löst fosfor tillgängligt för assimilation
S_{PO4}	Koncentration av ortho-fosfor
S_{PTOT}	Koncentration av löst fosfor
S_S	Koncentration av biologiskt lätt nedbrytbart substrat
T	Temperatur
TOC	Totalt organiskt kol
X	Koncentration av partikulärt material
X_{BM}	Koncentration av protozoer i aktivbiomassa
X_I	Koncentration av partikulärt inert organiskt material

X_H	Koncentration av heterotrofer i aktivbiomassa.
X_{NB}	Koncentration av aktivmassa kväve
X_{ND}	Koncentration av biologiskt lättnedbrytbart kväve
X_{NI}	Koncentration av partikulärt inert kväve
X_{NP}	Koncentration av kväve i fraktioner härstammande från avdödning av biomassa
X_P	Koncentration av partikulärt material härstammande från avdödning av biomassa
$X_{PB,1}$	Koncentration av fosfor i den aktiva biomassan (maximalt)
$X_{PB,2}$	Koncentration av fosfor i den aktiva biomassan (minimalt)
X_{PD}	Koncentration av partikulärt biologiskt nedbrytbart fosfor
X_{PP}	Koncentration av fosfor i fraktioner härstammande från avdödning av biomassa
X_S	Koncentration av biologiskt svårtnedbrytbart substrat
Y_H	Utbyteskoefficient för heterotrofer
Y_M	Utbyteskoefficient för protozoer

Appendix B Utökade ASM1-modellen i matrisform

i	Component $\xi \rightarrow$	1.	2.	3.	4.	5.	6.	7.	8.	9.	10.	11.	12.	13.	14.
j	Process \downarrow	S_I	S_S	X_I	X_S	X_{BH}	X_P	S_O	S_{NH}	S_{ND}	X_{ND}	S_{NI}	X_{NB}	X_{NI}	X_{NP}
1.	Aerobic growth of heterotrophs		$-\frac{1}{Y_H}$			1		$-\frac{1-Y_H}{Y_H}$		$-i_{XB}$			i_{XB}		
2.	'Decay' of heterotrophs				$1-f_P$	-1	f_P				$i_{XB} - f_P \cdot i_{XP}$		$-i_{XB}$		$f_P \cdot i_{XP}$
3.	Ammonification of soluble organic nitrogen								1	-1					
4.	'Hydrolysis' of entrapped organics		1		-1										
5.	'Hydrolysis' of entrapped organic nitrogen									1	-1				
6.	'Hydrolysis' of entrapped organic phosphorus														
7.	Aerobic growth of higher-order organisms					$-\frac{1}{Y_M}$		$-\frac{1-Y_M}{Y_M}$		$i_{XB} \frac{1-Y_M}{Y_M}$			$-i_{XB} \frac{1-Y_M}{Y_M}$		
8.	'Decay' of higher order organisms				$1-f_{PM}$		f_{PM}				$i_{XB} - f_{PM} \cdot i_{XP}$		$-i_{XB}$		$f_{PM} \cdot i_{XP}$
		Soluble inert organic matter [M(COD)L ⁻³]	Readily biodegradable substrate [M(COD)L ⁻³]	Particulate inert organic matter [M(COD)L ⁻³]	Slowly biodegradable substrate [M(COD)L ⁻³]	Active heterotrophic biomass [M(COD)L ⁻³]	Particulate products arising from biomass decay [M(COD)L ⁻³]	Oxygen (negative COD) [M(COD)L ⁻³]	NH ₄ ⁺ + NH ₃ nitrogen [M(N)L ⁻³]	Soluble biodegradable nitrogen [M(N)L ⁻³]	Particulate biodegradable nitrogen [M(N)L ⁻³]	Soluble inert nitrogen [M(N)L ⁻³]	Active mass nitrogen [M(N)L ⁻³]	Particulate inert nitrogen [M(N)L ⁻³]	Nitrogen in products arising from biomass decay [M(N)L ⁻³]

	15.	16.	17.	18.	19.	20.	Process Rate $\rho(\xi)$ ↓
	S_P	X_{PD}	X_{PP}	X_{BM}	$X_{PB,1}$	$X_{PB,2}$	
	$-(i_{X_{PB,1}} + \frac{S_P}{K_{IP} + S_P})$				$i_{X_{BP,1}}$	$i_{X_{BP,2}} \frac{S_P}{K_{IP} + S_P}$	$\dot{\mu}_H \left(\frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} \right) \left(\frac{S_P}{K_{P,1} + S_P} \alpha + \frac{S_P}{K_{P,2} + S_P} (1 - \alpha) \right) \cdot \left(\frac{S_S}{K_S + S_S} \right) \left(\frac{S_O}{K_{O,H} + S_O} \right) X_{BH}$
		$\frac{X_{PB,1} + X_{PB,2}}{X_{BH} + X_{BM}} - f_P \cdot i_{XPP}$	$f_P \cdot i_{XPP}$		$-\frac{X_{PB,1}}{X_{BH} + X_{BM}}$	$-\frac{X_{PB,2}}{X_{BH} + X_{BM}}$	$b_H \cdot X_{BH}$
							$k_a \cdot S_{ND} \cdot X_{BH}$
							$k_h \frac{X_S/X_{BH}}{K_X + (X_S/X_{BH})} \left(\frac{S_O}{K_{O,H} + S_O} \right) X_{BH}$
							$k_h \frac{X_S/X_{BH}}{K_X + (X_S/X_{BH})} \left(\frac{S_O}{K_{O,H} + S_O} \right) \left(\frac{X_{ND}}{X_S} \right) X_{BH}$
	1	-1					$k_h \frac{X_S/X_{BH}}{K_X + (X_S/X_{BH})} \left(\frac{S_O}{K_{O,H} + S_O} \right) \left(\frac{X_{PD}}{X_S} \right) X_{BH}$
	$\frac{X_{PB,1} + X_{PB,2}}{X_{BH} + X_{BM}} \frac{1 - Y_M}{Y_M}$			1	$-\frac{X_{PB,1}}{X_{BH} + X_{BM}} \frac{1 - Y_M}{Y_M}$	$-\frac{X_{PB,2}}{X_{BH} + X_{BM}} \frac{1 - Y_M}{Y_M}$	$\dot{\mu}_M \left(\frac{X_{BH}}{K_{X_{BH}} + X_{BH}} \right) \left(\frac{S_O}{K_{O,M} + S_O} \right) X_{BM}$
		$\frac{X_{PB,1} + X_{PB,2}}{X_{BH} + X_{BM}} - f_{PM} \cdot i_{XPP}$	$f_{PM} \cdot i_{XPP}$	-1	$-\frac{X_{PB,1}}{X_{BH} + X_{BM}}$	$-\frac{X_{PB,2}}{X_{BH} + X_{BM}}$	$b_M \cdot X_{BM}$
Soluble biodegradable phosphorus [M(P)L ⁻³]		Particulate biodegradable phosphorus [M(P)L ⁻³]	Phosphorus in products arising from biomass decay [M(P)L ⁻³]	Active protozoa biomass [M(COD)L ⁻³]		Phosphorus in active biomass [M(P)L ⁻³]	

Appendix C Använda modellparametrar

Modellparametrar	Symbol	Enhet	Värde
<i>Stökiometriska koefficienter</i>			
Utbyte för protozoer	Y_M	g cell bildat (g COD oxiderat) ⁻¹	-
Utbyte för heterotrofer	Y_H	g cell bildat (g COD oxiderat) ⁻¹	0.67
Andelen partikulärt material producerat från avdödning av protozoisk biomassa	f_{PM}	dimensions lös	-
Andelen partikulärt material producerat från avdödning av heterotrofisk biomassa	f_{HP}	dimensions lös	0.08
Kväve:			
Massa N/massa COD i aktiv biomassa	i_{XB}	g N(g COD) ⁻¹	0.05
Massa N/massa COD fraktioner från avdödning av biomassa	i_{XP}	g N(g COD) ⁻¹	0.035
Massa N/massa COD i inert partikulärt material	i_{XI}	g N(g COD) ⁻¹	0.04
Fosfor:			
Minsta massa P/massa COD i aktiv biomassa	i_{XBP}	g P(g COD) ⁻¹	0.005
Massa P/massa COD i fraktioner från avdödning av biomassa	i_{XPP}	g P(g COD) ⁻¹	0.004
Massa P/massa COD i inert partikulärt material	i_{XIP}	g P(g COD) ⁻¹	0.035
<i>Kinetiska parametrar</i>			
Protozoer:			
Maximal tillväxthastighet för protozoer	$\hat{\mu}_M$	dag ⁻¹	-
Avdöningshastighets för protozoer	b_M	dag ⁻¹	-
Halvmättnadskonstant för heterotrofer	K_{XBH}	mg COD/l	-

Modellparametrar	Symbol	Enhet	Värde
Heterotrofer:			
Maximal tillväxthastighet för heterotrofer	$\hat{\mu}_H$	dag-1	3
Avdödningshastighet för heterotrofer	b_H	dag-1	1.86
Halvmätnadskonstant för syre	K_{O_2M}	mg O ₂ /l	0.2
Halvmätnadskonstant för löst substrat	K_S	mg COD/l	20
	\hat{i}_{XBP}	g P(g COD)-1	0.005
Halvmätnadskonstant för extra fosfor upptag	K_{iP}	mg P/l	0.2
Halvmätnadskonstant för löst fosfor	K_P	mg P/l	0.01
Halvmätnadskonstant för ammoniumkväve	K_{NH}	mg N/l	0.1
Ammonifikationshastighet	k_a	m ³ /(g COD dag)-1	0.16
Maximal hydrolyshastighet	k_h	mg biologiskt svårnedbryt. COD(mg cell COD dag)-1	9
Halvmätnadskonstant för hydrolys av X_S	K_X	mg biologiskt svårnedbryt. COD(g cell COD)-1	0.09

Appendix D Simuleringar med konstant belastning

	$N_{ref}(mg N/l)$	$P_{ref}(mg P/l)$	$N_{inflöde}$	$P_{inflöde}$	$SS_{inflöde}$	$N_{reaktor 1}$	$P_{reaktor 1}$	$SS_{reaktor 1}$	$X_{bh,reaktor1}$	$N_{reaktor 2}$	$P_{reaktor 2}$	$SS_{reaktor 2}$	$X_{bh,reaktor 2}$	Q behandling(m^3/d)	COD reducerat(%)
Feedback 1	3	0.25	9.32	1.064	3999	3.00	0.250	3165	2893	0.204	0.028	2583	2086	7616	0.354
	5	1.00	15.94	2.519	3998	5.00	1.000	2540	2903	0.206	0.506	1533	2076	4374	0.616
	5	2.00	15.94	3.549	3998	5.00	2.000	2540	2903	0.206	1.475	1533	2076	4374	0.617
	6	1.00	19.20	2.830	3998	6.00	1.000	2230	2905	0.210	0.420	1013	2074	3612	0.747
	7	1.00	22.41	3.134	3997	7.00	1.000	1924	2907	0.224	0.344	497	2073	3080	0.876
	8	1.00	25.16	3.374	3997	8.00	1.000	1680	2908	0.441	0.290	88	2072	2758	0.978
	6	0.50	19.16	2.268	3998	6.00	0.500	2235	2904	0.210	0.060	1019	2076	3620	0.745
Feedback 2	0.2	0.03	6.42	0.739	4266	2.04	0.186	3690	2886	0.200	0.030	3298	2039	11000	0.227
	0.4	0.08	25.06	2.983	3997	7.95	0.658	1687	2907	0.400	0.080	98	2073	2765	0.975
	0.3	0.08	6.42	0.812	4254	2.04	0.247	3677	2888	0.200	0.080	3285	2039	11000	0.228
FeedForward	$N_{tillsatt}$	$P_{tillsatt}$	$N_{inflöde}$	$P_{inflöde}$	$SS_{inflöde}$	$N_{reaktor 1}$	$P_{reaktor 1}$	$SS_{reaktor 1}$	$X_{bh,reaktor1}$	$N_{reaktor 2}$	$P_{reaktor 2}$	$SS_{reaktor 2}$	$X_{bh,reaktor 2}$	Q behandling(m^3/d)	COD reducerat(%)
	0.4	0.05	16.18	2.205	3998	5.07	0.687	2517	2903	0.207	0.230	1495	2076	4307.7	0.626
	0.42	0.05	16.98	2.083	3998	5.32	0.514	2442	2904	0.207	0.094	1368	2076	4099.3	0.658
	0.43	0.05	17.38	2.047	3998	5.45	0.453	2405	2903	0.208	0.054	1304	2077	4002.77	0.674
	0.44	0.05	17.77	2.021	3998	5.59	0.403	2368	2902	0.208	0.025	1241	2078	3910.71	0.690
	0.45	0.05	20.81	2.017	3998	8.59	0.396	2362	2901	3.189	0.021	1232	2078	3897.42	0.692
	0.44	0.06	17.77	3.233	3998	5.56	1.516	2365	2904	0.208	0.941	1240	2075	3909.23	0.690
	0.5	0.06	20.17	2.363	3997	6.32	0.502	2139	2904	0.213	0.051	857	2075	3432.44	0.786
0.22	0.03	8.99	1.024	3999	2.90	0.241	3195	2892	0.204	0.026	2634	2087	7902.06	0.341	

*Koncentrationen ammonium, fosfor, och löst COD (S_S) i utgående flöde från reaktorerna är samma som i dem

Litteratur

Alexandersson, T. (2003), *Water Reuse in Paper Mills*, Measurements and Control Problems in Biological Treatment. Licentiate thesis, ISBN 91-88934-28-4, Department of Industrial Electrical Engineering and Automation, Lund University, Lund, Sweden.

Alexandersson, T., Rosen, C., Jeppsson, U. (2003a), *Framework for a control strategy of in-mill biological treatment using on-line sensors and dynamic modelling*. *Wat. Sci. Tech.* Accepted for publication

Alexandersson, T., Jeppsson, U., Rosen, C. (2003b), *Biological treatment of whitewater in a laboratory process in order to determine kinetic parameters for model development*. *Wat. Sci. Tech.* Accepted for publication.

Bolmstedt, J. (2000), *Dynamic modeling of an activated sludge process at a pulp and paper mill*. MSc Thesis, Department of Industrial Electrical Engineering and Automation, Lund University, Lund, Sweden.

Eckenfelder, W.W., Grau, P. (1992), *Activated sludge process design and control*. Technomic Publishing Company, Inc. Lancaster, Pennsylvania, USA.

Habets, H., Knelissen, J. *In line biological water regeneration in a zero discharge recycle paper mill*. *Wat. Sci. Tech.*, 35(2-3).

Hedberg, T. (2001), *Kompendium i processteknik – Dricksvatten och Avloppsvatten*. Institutionen för Vatten Miljö Transport, Chalmers Tekniska Högskola, Göteborg, Sverige.

Henze, M., Gujer, W., Mino, T., van Loosdrecht, M. (2000), Activated sludge models ASM1, ASM2, ASM2d, and ASM3. *Scientific and Technical Report No. 9*. IWA Publishing, London, England.

Horan, N.J., Chen, W. (1997), *The treatment of a high strength pulp and paper mill effluent for waste water re-use*. *Environmental Tech.*, 19(153-161).

Jeppsson, U. (1996), *Modelling aspects of wastewater treatment processes*. PhD thesis, ISBN 91-88934-00-4, Department of Industrial Electrical Engineering and Automation, Lund University, Lund, Sweden.

Kassberg, M., Erlandsson, M. Gavelin, G. (1998), *Massa och papper – en grundbok*. Skogsindustrins Utbildning i Markaryd AB. ISBN 91-7322-233-X

Kemira Kemi AB (1989), *Handbok i vattenvård*.
Kemira Kemi AB, division Vattenvård, Sverige

Lindblom, E. (2003), *Dynamic modelling of nutrient deficient wastewater treatment processes*. MSc Thesis, TEIE 5175, Department of Industrial Electrical Engineering and Automation, Lund University, Lund, Sweden.

Ljung, L., Glad, T. (2004), *Modellbygge och simulering*. Studentlitteratur, Lund, Sverige. ISBN 91-44-02443-6

Malmqvist, Å., Ternström, A., Welander, T. (1999), *In-mill biological treatment for paper mill closure*. *Wat. Sci. Tech.*, 40(11-12).

Olsson, G., Newell, B. (1999), *Wastewater treatment systems: modelling, diagnosis and control*. IWA Publishing, London, England.

Thompson, G., Swain, J., Kay, M., Forster, C.F. (2001), The treatment of pulp and paper mill effluent: a review. *Bioresource Technology*, 77, 275-286.

Wittenmark, B., Åström, K., Jorgensen, S. (2000), *Process Control*. Department of Automatic Control, Lund University, Lund, Sweden.