

UPTEC W 04 002  
ISSN 1401-5765

Examensarbete  
M.Sc. Thesis Work

# Simulering av COD-reduktionen i en aktivslamanläggning vid en sulfatmassafabrik

Simulation of COD-reduction in an activated sludge process at a  
chemical pulp kraft mill

Peter Moraeus  
Februari 2004



## Referat

### Simulering av COD-fraktioner i en aktivslamanläggning vid en sulfatmassafabrik

*Peter Moraeus*

Det här examensarbetet gjordes för Södra Cell på Mörrums Bruk i Blekinge. Arbetet bestod i att göra en modell i simuleringsprogrammet Extend över nedbrytningen och massbalansen av organiska syreförbrukande ämnen, mätt som COD (Chemical Oxygen Demand), i den nybyggda biologiska reningsanläggningen på bruket. Mörrums bruk är en sulfatmassafabrik som producerar både TCF- (Totally Chlorine Free) och ECF- (Elementary Chlorine Free) massa för avsalu. De olika blekningsmetoderna påverkar sammansättningen på avloppsvattnet och därmed också den biologiska reningsanläggningens reduktion av COD.

I modellen som utvecklades delades inkommande COD i obehandlat vatten upp i fem olika COD-fraktioner: löst lättnedbrytbart ( $S_S$ ), löst svårnedbrytbart ( $S_R$ ), löst inert ( $S_I$ ), partikulärt inert ( $X_I$ ) och partikulärt nedbrytbart COD i form av biomassa ( $X_B$ ). För att bygga modellen användes FlowMac™ som utgångspunkt. FlowMac™ är en biblioteksmodul i Extend avpassad för pappersbruk. En del block behövde bara modifieras medan andra block, t.ex. sedimenteringen och bioblocken, fick byggas till. Modellen kalibrerades med medelvärden från en elvaveckorsperiod och en validering gjordes med data från några veckor med mer extrema värden på inkommande vatten. Med modellen gjordes en simulering för att undersöka vad en produktionsökning till 480 000 årston skulle innebära med avseende på utsläppen av organiska syreförbrukande ämnen.

Resultat från modellen tyder på att det vid en ökning av produktionen till 480 000 årston blir svårt att nå de uppställda totala utsläppsmålen för COD. Vid produktion av TCF-massa bildas mer COD men utsläppsmängderna är lägre än vid ECF-produktion. Anledningen är att den COD som bildas ut vid TCF-blekning innehåller en större mängd lättnedbrytbart COD. En bidragande orsak till att det blir svårt att hålla utsläppsmålen för COD är att de flöden som leds förbi reningsanläggningen innehåller mycket COD vilket gör att verkningsgraden över reningsanläggningen måste vara hög för att klara målen för totala COD-utsläppet.

Nyckelord: modellering, COD-fraktioner, sulfatmassa, Extend, aktivslamprocess, Multibio, Mörrums bruk.

## **Abstract**

### **Simulation of COD-reduction in an activated sludge process at a chemical pulp kraft mill**

*Peter Moraeus*

This thesis work was made for Södra Cell Mörrums bruk in Blekinge. The purpose of the work was to develop a computer model in the simulation program Extend for the removal and balance of organic oxygen consuming substances, measured as COD (Chemical Oxygen Demand), in the new biological treatment plant in the mill. The plant produces two different pulp products, TCF- (Totally Chlorine Free) pulp and ECF- (Elementary Chlorine Free) pulp, for sale. The different bleaching procedures affect the characteristic of the wastewater and thus the effectiveness of the biological treatment plant.

In the model that was developed the COD in the wastewater was divided into five different COD-fractions: soluble easily degradable ( $S_S$ ), soluble hardly degradable ( $S_R$ ), soluble inert ( $S_I$ ), particulate inert ( $X_I$ ) and particulate biomass ( $X_B$ ). To create the model FlowMac™ was used as a base. FlowMac™ is a library module in Extend adapted for pulp and paper mills. Some of the blocks only needed a slight modification while others, for example the sedimentation basin and the bioblocks, had to be done from scratch. The calibration of the model was made from data from a period of eleven weeks and a validation was made from data that differed as much as possible from the calibration data. Then the model was used to find out in what way an increase in production to 480 000 annual tons should affect the discharge of organic oxygen consumption substances.

Results from the model indicates that the goals for the total COD-discharge will be hard to achieve with an increase in production to 480 000 annual tons. Despite the fact that production of TCF-pulp generates more COD than ECF-production the total discharge of COD is lower at TCF-production. The reason is that easier degradable COD is generated in TCF-bleaching. One of the major problems is that the torrent of water that is bypassed the biological treatment plant contains a large amount of COD and the efficiency of the treatment plant must be very high if the goals for the total COD-discharge shouldn't be exceeded.

Keyword: modeling, COD-fractions, chemical pulp, Extend, activated sludge process, Multibio, Mörrums Bruk.

ISSN 1401-5765

**Handledare**

Jan Jonasson  
Ann Öhlin

Södra Cell Mörrum.  
Södra Cell Mörrum

**Ämnesgranskare**

Bengt Carlsson

Uppsala universitet, Institutionen för informationsteknologi,  
Systemteknik

**Examinator**

Conny Larsson

Uppsala universitet, Institutionen för geovetenskaper, Luft- och  
vattenlära

**Förord**

Examensarbetet har dragit ut på tiden och jag vill därför passa på att tacka alla de som har haft tålamod med mitt arbete – framförallt mina handledare på Mörrums Bruk, Ann Öhlin och Jan Jonasson, samt min ämnesgranskare Bengt Carlsson på institutionen för informationsteknologi. Ett stort tack också till laboratoriepersonalen på Mörrums Bruk som hjälpte mig mycket med analyser. Sist men inte minst ett tack till Torgny Kindh för idéer och uppslag.

## Innehållsförteckning

Referat .....	1
Abstract .....	2
Förord .....	3
1. Inledning.....	5
1.1. Syfte och metod.....	5
1.2. Södra Cell Mörrum.....	5
2. Reningsanläggningen vid Södra Cell Mörrum.....	7
2.1. Beskrivning av reningsanläggningen .....	7
2.2. Ämnen i avloppsvattnet.....	10
2.3. Provtagning .....	12
2.4. Prestanda och utsläppsvillkor.....	13
3. Modelluppbyggnad.....	15
3.1. COD-fraktioner .....	15
3.2. Modell 1 .....	15
3.3. Modell 2 .....	21
4. Implementering .....	22
4.1. Extend.....	22
5. Karakterisering av avloppsvattnet.....	23
5.1. Massakvalitet & sammansättning på avloppsvattnet .....	23
5.2. Slamets sammansättning .....	25
5.3. Uppdelning av COD-fraktioner i inkommande vatten.....	28
6. Kalibrering av modellen.....	31
6.1. Modellparametrar .....	31
7. Validering av modellen .....	35
7.1. Resultat av valideringen .....	35
8. Simulerad produktionsökning .....	37
8.1. Produktion TCF-massa.....	37
8.2. Produktion ECF-massa.....	38
9. Diskussion .....	39
9.1. Modellens begränsningar .....	39
9.2. Förbättringar av modellen .....	39
9.3. Produktionsökning .....	40
Referenser.....	41
Bilaga 1. Beteckningar och förkortningar .....	43
Bilaga 2. Exempel på programspråket ModL .....	45

# 1. INLEDNING

För att möta de skärpta utsläppskraven och göra det möjligt att öka produktionen har Södra Cell Mörrum investerat i en ny extern reningsanläggning. Reningsanläggningen, som kallas Multibio, bygger på ett grundkoncept utvecklat av miljökonsult Torgny Kindh och Mörrums Bruk. VA-ingenjörerna AB var totalentreprenör för reningsanläggningen. Multibio är en kompakt aktivslamanläggning utan kemisk fällning och den första i sitt slag som byggs i Sverige. Med i investeringen finns också en ny barkpanna där det producerade bioslammet blandas med bark och bränns. Den sammanlagda investeringen för Multibio och barkpannan blev ca 300 miljoner kronor.

## 1.1. SYFTE OCH METOD

Arbetets syfte var att skapa en datamodell över reningsanläggningen Multibio i simuleringsprogrammet Extend. Modellen begränsas till att gälla reduktionen av syreförbrukande ämnen.

Organiska syreförbrukande ämnen kan mätas med tre olika metoder: COD (Chemical Oxygen Demand), BOD (Biological Oxygen Demand) och TOC (Total Organic Carbon). I detta arbete används COD<sub>Cr</sub> som mått eftersom det är den metod som används på Södra Cell Mörrum. I detta arbete förekommer många beteckningar och förkortningar. I Bilaga 1 ges en förteckning över de olika beteckningar och förkortningar som används i rapporten.

Modellen som utvecklades bygger delvis på samma ekvationer som återfinns i ASM1 (Henze et al, 1986) men är väsentligt förenklad.

För att bestämma indata till modellen undersöktes hur produktionen av pappersmassa påverkar mängd och sammansättning på COD i inkommande vatten till reningsanläggningen. Prover analyserades för att undersöka sammansättningen på inkommande vatten och slammet i anläggningen. Modellen kalibrerades på medelvärden från en analysperiod av elva veckor. En validering gjordes från en period med mer avvikande data som inte ingick i kalibreringsperioden.

Södra Cell Mörrum var intresserade av att använda modellen för att simulera hur en produktionsökning påverkar utsläppen av organiska syreförbrukande ämnen. Resultatet av simulationen finns med i rapporten.

Tanken var att denna modell över Multibio skulle kunna kopplas ihop med en redan befintlig modell över hela sulfatmassafabrikens COD-balans för att se var i processen som de stora COD-källorna finns. Detta har ännu inte gjorts.

## 1.2. SÖDRA CELL MÖRRUM

Södra Cell Mörrum är ett av Södra Cells fem massabruk och ligger vid kusten i Blekinge i närheten av Mörrum. Bruket anlades 1962 och firade nyligen 40-årsjubileum.

Det är en massafabrik för blekt sulfatmassa för avsalu som producerar både ECF-massa (Elemental Chlorine Free) och TCF-massa (Totally Chlorine Free). Vid blekning med ECF används klordioxid, syrgas och väteperoxid och vid blekning av TCF används syrgas och väteperoxid. Fabriken har två produktionslinjer, Linje 1 och Linje 2. Linje 1 producerar enbart ECF-massa medan Linje 2 växlar mellan TCF- och ECF-massa. Vid produktion av ECF-massa används barrved och vid produktion av TCF-massa med full ljushet används lövved.

Bruket producerar för närvarande runt 400 000 ton avsalumassa om året och har tillstånd att producera 460 000 ton per år (Andersson, 2002).

### 1.2.1. Produktion

Vid fabriken produceras fyra olika massakvaliteter, se Tabell 1. Vid produktion av S90RD och S90TD sker blekningen med hjälp av klordioxid och barrved används som råvara. Enda skillnaden mellan S90RD och S90TD är att vid S90RD används enbart rundved som flisas på bruket medan rundvedsflisen blandas upp med inköpt sågverksflis, ca 75 %, vid produktion av S90TD. Inblandningen av sågflis gör att massan blir mer rivstark men förlorar en del av dragstyrkan.

Vid de övriga två produktionssätten, SBZ och S70TZ, sker blekningen helt utan hjälp av klordioxid. För SBZ är ljusheten på massan 90%ISO, samma som för S90RD och S90TD, medan den för S70TZ bleks till 70%ISO. Som träråvara används lövved för SBZ och barrved för S70TZ.

De båda produktionslinjerna 1 och 2, skiftar produktionssätt och massakvalitet beroende på tillgång på massaved och efterfrågan på de olika massakvaliteterna. Linje 1 producerar enbart ECF-massa, S90RD. Linje 2 däremot kan skifta mellan ECF-massa och TCF-massa och skiftar mellan S90TD, SBZ och S70TZ. Eftersom de bägge linjerna alltid körs parallellt innebär det att fabriken skiftar produktionssätt mellan ECF/ECF och ECF/TCF beroende på vilken blekningsprocess som används vid Linje 2.

Linje 1 består av fyra kokare á 325 m<sup>3</sup> och producerar ca 150 000 ton massa per år. Linje 2 har sex kokare á 325 m<sup>3</sup> och producerar ca 250 000 ton massa per år.

Tabell 1.1. Översikt av de olika massakvalitéerna.

Benämning	Blekning	Trädslag	Linje	Ljushet, %ISO
S90RD	ECF	Barr	1	90
S90TD	ECF	Barr	2	90
SBZ	TCF	Löv	2	90
S70TZ	TCF	Barr	2	70

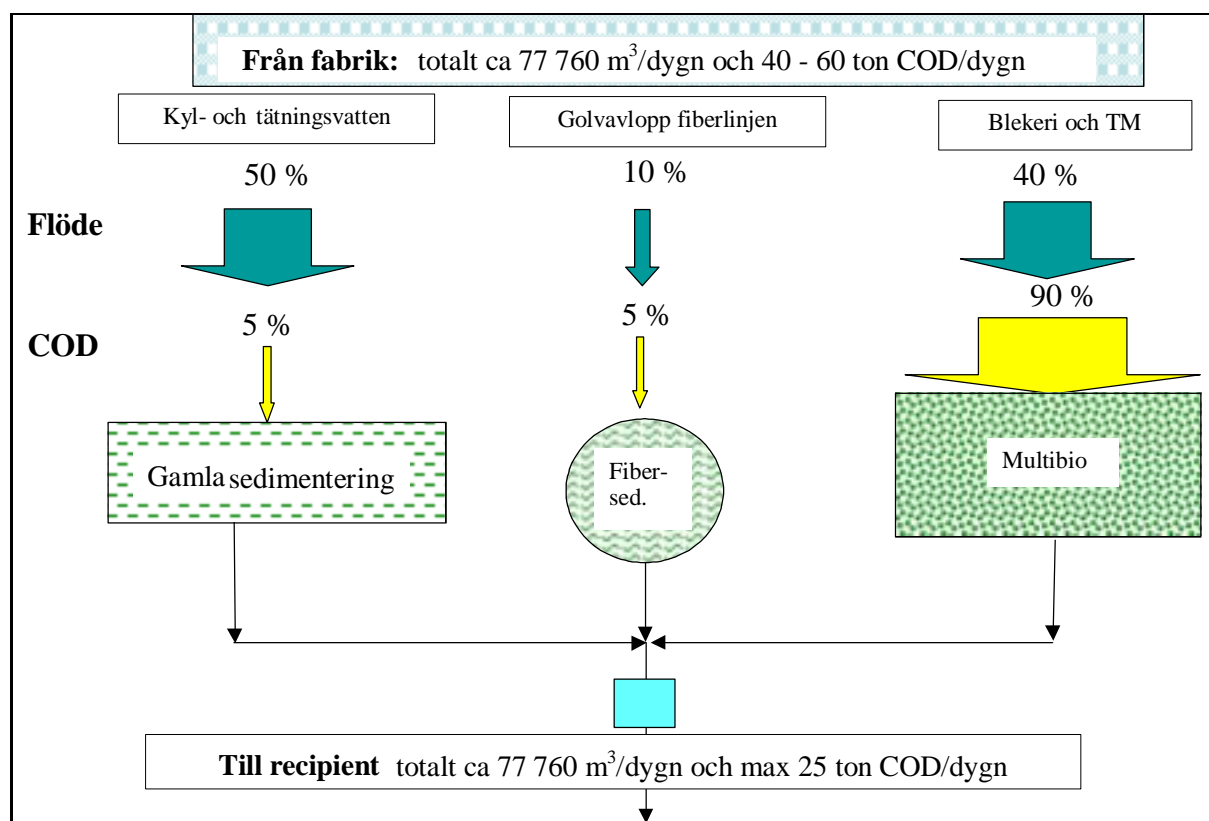


## 2. RENINGSANLÄGGNINGEN VID SÖDRA CELL MÖRRUM

Reningsanläggningen togs i drift den 14 april 2002. VA-ingenjörerna har varit huvudentreprenör.

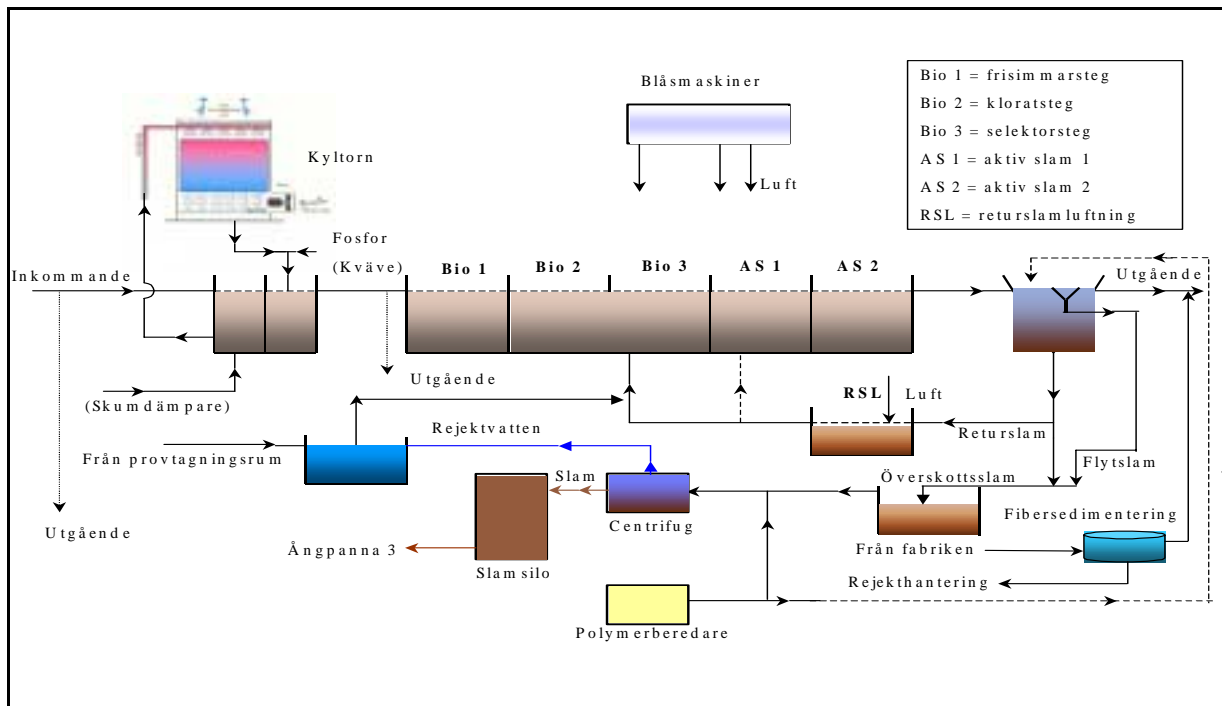
### 2.1. BESKRIVNING AV RENINGSANLÄGGNINGEN

För att få en effektiv rening med en liten bassängvolym har man delat upp avloppsvattnet från fabriken i tre delar. En COD-rik del som består av vattnet från blekerierna och torkmaskinerna, en fiberrik del som kommer från golvvavloppet samt en del som huvudsakligen består av kyl- och tätningvatten. Det fiberrika avloppsvattnet innehåller förhållandevis låga koncentrationer av löst COD och behandlas därför inte i den biologiska reningsanläggningen utan förs till en separat fibersedimentering. Det COD-rika avloppet utgör runt 85 – 90 % av det totala COD-mängden men bara 40 – 50 % av det totala flödet, se Figur 2.1 för pricipskiss.



Figur 2.1. Flöden av COD och vatten från fabriken.

Den biologiska reningsdelen består av sex olika biologiska steg samt en biosedimentering. Utöver det finns det en inlopps bassäng, kyltorn samt slamavvattning (Carlsson et al, 2002). De olika stegen beskrivs utförligare nedan, se även Figur 2.2.



Figur 2.2. Översigtsbild av reningsanläggningen.

Tanken med Multibioanläggningen är att det ska finnas olika organismer eller olika sammansättning av organismerna i de olika stegen. De första stegen domineras av bakterier medan de sista stegen domineras av högre djur som rotatorier och ciliater (Asplind, 2002).

Meningen är att bakterierna i första stegen ska förbruka huvuddelen av de lättnedbrytbara ämnena och bilda flockar. De högre djuren kommer sedan att äta upp de frisimmande bakterierna och ”ansa” flockarna. Detta skall slutligen resultera i lättsedimenterbara flockar.

De första stegen kommer även att fungera som en buffert för de högre organismerna. Vid en plötslig förändring i t.ex. temperatur eller pH så kommer chocken att hinna jämnas ut innan den når de känsligare högre organismerna i de senare stegen. Bakteriestegen kanske slås ut men repar sig relativt snabbt medan de högre organismerna som har en längre återhämtningsperiod klarar sig (Kindh et al, 2001).

Här följer en redogörelse för de olika delarna i den biologiska reningsanläggningen. Volymer, uppehållstider och syrehalter finns återgivna i Tabell 2.1 som återfinns sist i kapitel 2.1.

### 2.1.1. Inlopp och kylning

Från fabriken leds vattnet in i en inlopps bassäng. Vattnet pumpas från inlopps bassängen till kyltornen och rinner sedan över till utlopps bassängen och in till den biologiska reningen. Allt vatten behöver inte gå genom kyltornen utan kan brädda från inlopps bassängen direkt över till utlopps bassängen. I utlopps bassängen tillsätts kväve- och fosforlösning.

### 2.1.2. Frisimmarsteget – Bio 1

Den första biologiska bassängen, Bio 1, kallas också frisimmarsteget. Bassängen är relativt liten,  $1500 \text{ m}^3$ , och luftas. Storleken på bassängen är avpassad så att det motsvarar en uppehållstid på ca 1 timme. I och med att inget returslam återförs till bassängen kommer inga högre organismer att växa till i bassängen och all nedbrytning som sker i Bio 1 kommer att utgöras av bakteriernas aktivitet.

### **2.1.3. Kloratsteget – Bio 2**

Efter frimsimmarsteget leds avloppsvattnet till Bio 2 – kloratsteget. Även denna bassäng är relativt liten och luftas. Bassängen innehåller en stor mängd bärrmaterial. Bärarna består av ihåliga och genombrutna plastcylindrar som är 5 cm höga och har en diameter på 4 cm. Densiteten på bärarna är något lägre än vattnets vilket gör att bärarna inte sjunker till botten utan håller sig svävande när bassängen luftas. Bärarna har en effektiv tillväxtyta på ca 250 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup> bärrmaterial. På dessa bärartytor kommer mikroorganismer att växa till och bilda en biofilm. Inne i biofilmen, där syrenivån är mycket låg, kommer nedbrytningen av klorat i huvudsak att ske, eftersom den sker under anoxiska förhållanden.

### **2.1.4. Selektorsteget – Bio 3**

Nästa steg i processen är Bio 3, selektorsteget. Här sker inblandningen av det luftade returslammet. Även denna bassäng är relativt liten och eftersom flödet nästan fördubblas, genom tillförsel av returslam, är den reella uppehållstiden mycket mindre än i Bio 1 och Bio 2. Tanken med selektorsteget är att gynna flockbildande bakterier. Genom att styra nedbrytningen av de mest lättnedbrytbara organiska ämnena till de två första stegen, Bio 1 och Bio 2, finns det inte mycket lättillgängligt substrat kvar när returslammet tillförs.

### **2.1.5. Första aktivslamsteget – AS 1**

Det första rena aktivslamsteget. Bassängen är större än de föregående bassängerna, 3750 m<sup>3</sup>. Syresättningen är högre än i Bio 3 och här sker en ökad tillväxt av högre mikroorganismer samtidigt som det också sker en nedbrytning av slammet.

### **2.1.6. Andra aktivslamsteget – AS 2**

Det andra rena aktivslamsteget är också den största bassängen, 5250 m<sup>3</sup>. Ytterligare ökad syrehalt ger en fortsatt ökning av mängden högre mikroorganismer och en fortsatt reduktion av slammet.

### **2.1.7. Returslamluftningen – LRSL**

Från sedimenteringsbassängen pumpas slam över till returslamtanken. Från tanken pumpas en del av slammet till avvattning och återstoden till returslamluftningen. Genom att lufta slammet innan det återförs till processen blir det mer aktivt. En del av slammet kommer också att brytas ned i detta steg. Nedbrytningen av slammet gör att en del kväve och fosfor frigörs och kan återanvändas i processen.

### **2.1.8. Biosedimentering**

Från AS 2 rinner vattnet med självfall ner till sedimenteringsbassängen. Sedimenteringsbassängen har en volym på ca 10 000 m<sup>3</sup> och en area av 2200 m<sup>2</sup>. Slammet får sedimentera och pumpas sedan över till returslamluftningen och en delström, överskottslammet leds till en centrifug för avvattning.

### **2.1.9. Avvattning**

Innan slammet avvattnas tillsätts polymer och järnsulfat. Tillsatsen av polymer gör att laddningen på slammet ändras och det klumpas ihop bättre. Mycket polymer gör också att slammet binder mycket vatten och därför tillsätts järnsulfatet som minskar slammets förmåga att hålla vatten. Avvattningen sker med hjälp av en centrifug.

Vid avvattningen ökar slammets torrhalt från ca 1 % till ca 15 %. Det avvattnade slammet förbränns sedan tillsammans bark i en fastbränslepanna för tillverkning av processånga.

### 2.1.10. Fibersedimentering

Det är bara de COD-rika avloppsströmmarna som leds in till bioanläggningen. De fiberförande avloppen, som har en relativt liten mängd löst COD men däremot en del lättседimenterade fibrer, förs in till en mindre sedimentationsbassäng, den s.k. fibersedimenteringen.

### 2.1.11. Utloppet

Vattnet från biosedimentering och fibersedimenteringen, tillsammans med övriga COD-fattiga avloppsvatten, går ut i ett gemensamt avlopp. Avloppet pumpas via en 5,6 km lång tub ut i Östersjön. Tubens sista 1,5 km är försedd med dysor och avloppsvattnet fördelas därigenom över ett stort område.

Tabell 2.1 Volymer, syrehalter och uppehållstider för de olika stegen. Upphållstiden är beräknad på ett flöde av ca 400 l/s.

	Bio 1	Bio 2	Bio 3	AS 1	AS 2	LRSL
Volym (m <sup>3</sup> )	1500	1500	1500	3750	5250	1500
Syre (mg/L)	0,5	0,8 - 1,0	1,0 – 1,5	1,8 – 2,5	2,0 – 3,0	3,0 – 5,0
Upphållstid (h)	1	1	0,5	1,25	1,75	1

## 2.2. ÄMNEN I AVLOPPSVATTNET

Här följer en kort beskrivning av de ämnen som finns i avloppsvattnet från en sulfatmassafabrik och hur de påverkar recipienten.

### 2.2.1. Suspenderade ämnen (SS)

De suspenderade ämnena är ofta inte giftiga i sig men bidrar till ett grumligt vatten och sediment på botten. Det grumliga vattnet gör att solljuset inte når så djupt vilket i sin tur leder till att primärproduktionen av exempelvis alger och plankton minskar. Ett dåligt siktdjup gör också att en del högre djur, t.ex. fiskar, har svårare att hitta föda (Hultman, 1997).

Tidigare var utsläppen av suspenderade ämnen mycket höga vid pappers- och massafabriker och stora fiberbankar kunde byggas upp utanför bruken med syrebrist i sedimenten som följd. Idag är utsläppen av suspenderade ämnen mycket mindre eftersom man återför det mesta av fibrerna till processen eller använder dem som bränsle. Mörrums bruk har aldrig kunnat observera några avlagringar på botten vid alopptubens utlopp.

### 2.2.2. Tungmetaller

De tungmetaller som finns i avloppsvattnet härrör till största delen från vedens spårämnen. Även om det rör sig om låga halter så gör den stora mängden ved som processas i massatillverkningen att det ändå kan bli betydande mängder tungmetaller som släpps ut med avloppsvattnet. Den största delen av tungmetallerna från veden hamnar dock aldrig i avloppsvattnet utan lämnar fabriken med askan eller grönlutsslammet (Mörck et al, 1993).

De tungmetaller som finns i avloppsvattnet är bland annat bly, kadmium, koppar och zink (Dahlman et al, 1994).

### 2.2.3. EDTA

EDTA, etylendiamintetraättiksyra, är en komplexbildare som används för att binda metalljoner i pappersmassan så att de inte ska orsaka sönderfall av väteperoxid i blekningsprocessen (Kassberg, 1995).

EDTA innehåller mycket kväve, 10 %, vilket gör den till en kvävekälla vid nedbrytning. En annan möjlig miljöpåverkan med EDTA är att de metalljoner som finns bundna bottensedimenten på recipienten kan fångas upp av EDTA och göras tillgängliga för djur när komplexbildaren sedan bryts ned. En helt motsatt verkan kan också uppstå, genom att EDTA binder essentiella spårämnen och försvårar för djur och växter att ta upp dem (Hultman, 1997).

### 2.2.4. Klorat

Vid tillverkning av klordioxid för klordioxidblekning (ECF) bildas klorat,  $\text{ClO}_3^-$ . Klorat är giftigt för en del växter, exempelvis har toxiska effekter visats på blåstång och brunalger (Dahlman & Mörck, 1993). Vid tillverkning av TCF-massa bildas inget klorat eftersom klordioxid inte används i den blekningsprocessen.

### 2.2.5. Klorerade organiska föreningar

AOX (Adsorbable Organic Halogens), adsorberbara organiska halogener, visar hur mycket organiskt bundet klor det finns, t.ex. i form av klorerade ättiksyror och klorerade fenolära föreningar. De klorerade organiska ämnena kan bindas i fettvävnader hos djur och bryts ned mycket långsamt. Det gör att det sker en ackumulation av ämnena i näringskedjan och att de efter ett tag kan nå toxiska koncentrationer (Mörck et al, 1993).

Mängden klorerade organiska ämnen i avloppsvattnet minskade drastiskt när massafabrikerna började använda klordioxid,  $\text{ClO}_2$ , i stället för klorgas,  $\text{Cl}_2$ , som blekningskemikalie samt installerade syrgassteg som förblekning (Dahlman et al, 1994).

### 2.2.6. Syreförbrukande organiska ämnen

När de organiska ämnena släpps ut i recipienten förbrukar de syre vid nedbrytning. Syrebrist i sjöar och hav ger upphov till en sämre produktion av biomassa och leder till syrefria zoner med döda bottnar. I de syrefria zoner som uppstår kan giftigt svavelväte bildas.

För att uppskatta mängden syreförbrukande ämnen mäter man olika summaparametrar.

**COD** (Chemical Oxygen Demand), kemisk syreförbrukning, är ett mått på hur mycket syre som behövs för att bryta ned allt det organiska materialet. COD kan mätas med olika metoder, olika oxidationsmedel tillsätts. Den metod som används på Södra Cell Mörrum är  $\text{COD}_{\text{Cr}}$ , man använder då dikromat som oxidationsmedel. Alla COD-värden som används i rapporten är analyserade med  $\text{COD}_{\text{Cr}}$ -metoden.

**BOD** (Biological Oxygen Demand), biologisk syreförbrukning, mäts normalt under fem eller sju dagar,  $\text{BOD}_5$  och  $\text{BOD}_7$ .  $\text{BOD}_7$  är standard i Sverige medan  $\text{BOD}_5$  är mer vanligt utomlands. BOD-prover ger ofta en mycket bra uppskattning av hur stor del av det organiska materialet som är lättnedbrytbart. BOD är alltid lägre än COD och en grov tumregel för kommunalt avloppsvatten är att kvoten COD/BOD brukar vara 2 – 3 (Eriksson & Rutberg, 1996).

Vid analyseringen ympar man provet med lite aktivt slam. Ofta använder man slam från ett kommunalt reningsverk i närheten av laboratoriet. Det gör att analysresultatet kan skifta beroende på vilket laboratorium som utför analysen samt att BOD-provet inte riktigt avspeglar förhållandena i reningsanläggningen eftersom slammet som används vid analysen inte är detsamma som finns i reningsanläggningen.

Den långa analystiden för BOD-prover gör att metoden inte går att använda för styrning av reningsprocessen.

Ett tredje mått på andelen organiska ämnen i avloppsvattnet är **TOC** (Total Organic Carbon), totalt organiskt kol. TOC kan användas för styrning av reningsanläggningar eftersom metoden är snabb och att det finns "on-line" instrument som kontinuerligt kan ta prover och analysera halten TOC.

### **2.2.7. Kväve och fosfor**

Veden innehåller en viss mängd kväve och fosfor och när denna processas i massafabriken frigörs näringsämnen. Vid jämförelse med kommunalt avloppsvatten är mängden näringsämnen låg i förhållande till mängden COD och ofta behöver kväve och fosfor tillföras innan det behandlas i en biologisk reningsanläggningen.

För mycket näringsämnen i vattenrecipienten kan leda till ökad produktion av biomassa i vattnen (exempelvis ökade algbloomingar) med syrebrist som följd.

### **2.2.8. Fett- och hartssyror**

Både fettsyror och hartssyror finns i barrveden medan björkveden saknar en stor del av hartssyror. Men för att tvätta ut svårösliga extraktämnen tillsätts ofta tallolja vilket gör att även hartssyror finns vid tillverkning av lövvedsmassa. Syror har visat sig toxiska mot fiskar (Mörck et al, 1993).

### **2.2.9. Steroler och triterpenalkoholer**

De steroler och triterpenalkoholer som finns i veden liknar naturliga könshormoner hos fiskar och har visat sig påverka sammansättningen av hanar och honor i fiskpopulationer (Mörck et al, 1993).

## **2.3. PROVTAGNING**

På Mörrums Bruk gör man kontinuerliga analyser varvat med stickprov för att kontrollera att reningsanläggningen fungerar som den ska. De ämnen och summaparametrar som analyseras på stickprov respektive dygnssamlingsprov i laboratoriet är följande: COD, kväve, fosfor, klorat, AOX, EDTA och suspenderade ämnen.

### **2.3.1. Provtagningspunkter**

Från två ställen på den biologiska reningsanläggningen Multibio tar man ut dygnssamlingsprover. Det sker på inkommande vatten innan kyltornen och på utgående vatten från biosedimenteringen. Proverna tas ut flödesproportionellt under dygnet och samlas i ett kylskåp i väntan på analys. Dygnssamlingsprovernas analyser görs på ofiltrerade prover.

Stickprover tas ut från alla de sex biologiska stegen i reningsanläggningen. Det sker ungefär varannan vardag. Stickprovets analyser görs oftast på filtrerade prover.

### 2.3.2. Påverkan av lagring

COD-halterna på dygnssamlingsproverna som tas innan kyltornet är konstant lägre än de stickprov som tas efter kyltornet. En del av minskningen beror antagligen på att mer vatten än COD drivs av som kondens i kyltornen. Men med tanke på att dygnssamlingsproverna analyseras ofiltrerat och stickproverna analyseras på filtrerat avloppsvatten är skillnaden mera anmärkningsvärd, eftersom ofiltrerade prover bör ha en högre COD-halt än filtrerade prover. För att undersöka hur mycket proven påverkas av lagringen i kylskåp gjordes ett försök där stickprov togs ut från fyra ställen på reningsanläggningen och analyserades före och efter ett dygn i kylskåp. Förutom COD analyserades också kväve och fosfor. I Tabell 2.2 finns resultaten från analyserna. Observera att halten av kväve och fosfor är mycket högre i proverna in till biologin än de som är tagna innan kyltornet. Skillnaden beror på att tillsatsen av kväve- och fosforlösningarna sker efter kyltornet.

Tabell 2.2 Analysresultat av ofiltrerade prover uttagna 021203

Provplats	Analysdatum	COD (mg/L)	Tot-N (mg/L)	Tot-P (mg/L)
In Kyltorn	021203	1566	7,49	1,05
In Bio	021203	1570	17,8	2,66
Ut Fibersed.	021203	288	2,04	0,17
Ut Biosed.	021203	489	3,85	0,79
In Kyltorn	021204	1520	7,75	0,97
In Bio	021204	1483	17,6	2,80
Ut Fibersed.	021204	279	1,80	0,16
Ut Biosed.	021204	493	3,66	0,73

Resultaten från försöket visar att det bara är COD-halten på proverna ”In Kyltorn” och ”In Bio” som påverkas av lagringen. För utgående avloppsvatten från sedimenteringsbassängerna har de mest lättnedbrytbara syreförbrukande ämnena redan brutits ned och proverna påverkas därför inte av att lagringen. För kväve och fosfor syntes däremot ingen skillnad mellan de prover som lagrats ett dygn och de som analyserades direkt.

Eftersom COD-halten på stickproven och dygnssamlingsproverna på inkommande avloppsvatten till reningsanläggningen skilde sig relativt mycket, ca 6 %, användes bara stickproven för att bestämma COD-halten på avloppsvattnet in till reningsanläggningen.

## 2.4. PRESTANDA OCH UTSLÄPPSVILLKOR

Kraven på massaindustrin att rena sina utsläpp har ökat. Från 021001 gäller nya villkor på utsläppen till vatten för Södra Cell Mörrum. Tabell 2.3 visar de gamla villkoren och de nya samt medelvärden på utsläppen från perioden 02-06-20 – 02-09-20. Data över villkoren är hämtade från miljöredovisningen för Mörrums bruk 2001.

Tabell 2.3. Utsläppsvillkor och verkliga utsläpp till vatten från Södra Cell Mörrum under perioden 02-06-20 – 02-09-20.

	Villkor 2001	Nya villkor 02-10-01	Medel 02-06-20 – 02-09-20
COD [ton/dygn]	45 RV	25 RV	18,9
Kväve [kgptm]	0,4 RV	0,3 RV	0,31
Fosfor [kgptm]	0,04 RV	0,03 RV	0,051

Klorat [ton/dygn]	1,5 RV	0,2 RV	0,35
AOX [kgptm ECF]	0,5 GV	Ej fastställt	0,13
EDTA [kgptm]	2,0 GV	Ej fastställt	0,41
Susp. Ämnen [ton/dygn]	1,2 GV	Ej fastställt	0,63

RV betyder riktvärde och GV står för gränsvärde. Om riktvärdet överskrids måste bruket vidtaga sådana åtgärder att riktvärdet kan hållas. Gränsvärdet får inte överskridas.

Tabell 2.4 visar föroreningsmängder in och ut från den biologiska reningsanläggningen samt verkningsgrader för perioden 02-06-20 – 02-09-20. I Tabell 2.4 är mängderna av kväve och fosfor beräknade innan tillsatsen av näringslösningarna.

Tabell 2.4. Mängder av föroreningar in och ut från den biologiska reningsanläggningen samt reningsgrad. Medelvärden för perioden 020620 – 020920.

	In Bio	Ut Bio	Reningsgrad (%)
COD [ton/dygn]	37,1	11,3	70
Kväve [kgptm]	0,15	0,15	0
Fosfor [kgptm]	0,029	0,041	-40
Klorat [ton/dygn]	1,25	0,086	93
AOX [kgptm ECF]	0,18	0,079	56
EDTA [kgptm]	0,78	0,097	88
Susp. ämnen [ton/dygn]	2,19	0,50	77



### 3. MODELLUPPBYGGNAD

I detta avsnitt beskrivs de olika ekvationer som modellen är uppbyggd av. De flesta sambanden är hämtade från ASM1 (Henze et al, 1986) och boken "Wastewater Treatment Systems Modelling, Diagnosis and Control" (Olsson & Newell, 1999).

Modellen är uppbyggd så att man kan välja två olika beräkningssätt för reduktionen av de syreförbrukande ämnena i de olika biologiska stegen. Den ena modellen, Modell 1, bygger på grunderna i ASM1 (Activated Sludge Model no 1) medan den andra modellen, Modell 2, beräknar nedbrytningen med en proportionell konstant.

#### 3.1. COD-FRAKTIONER

De syreförbrukande ämnena i avloppsvattnet delades upp i tre lösta och två partikulära fraktioner: inert löst COD ( $S_I$ ), nedbrytbart löst COD ( $S_S$ ), svårnedbrytbart löst COD ( $S_R$ ), partikulärt inert COD ( $X_I$ ) och biomassa i partikulär form ( $X_B$ ).

Anledningen till att de lösta organiska syreförbrukande ämnena delades upp i tre fraktioner var att vatten från massaindustrin innehåller en hel del svårnedbrytbara ämnen (Blomstedt, 2000).

#### 3.2. MODELL 1

Följande ekvationer kommer att användas för att beskriva reduktionen av COD, åtgången av kväve och fosfor samt tillväxten av mikroorganismer/slam. Tabell 3.1 visar vad beteckningarna betyder och vad de har för enheter.

Tabell 3.1 Beteckningar för modellparametrar med förklaringar och enheter.

Beteckning	Förklaring	Enhet
$X_B$	Koncentration mikroorganismer	[mg COD / L]
$X_I$	Koncentration inert partikulärt material	[mg COD / L]
$S_S$	Koncentration lättnedbrytbart löst substrat	[mg COD / L]
$S_R$	Koncentration svårnedbrytbart löst substrat	[mg COD / L]
N	Koncentration av löst kväve	[mg N / L]
P	Koncentration av löst fosfor	[mg P / L]
$\mu_{max}$	Maximala specifika tillväxthastigheten	[1 / dag]
Y	Utbyteskonstant	[g cell COD / g S]
$K_S$	Halvmättnadsgraden för $S_S$	[mg COD / L]
b	Slammets nedbrytningshastighet	[1 / dag]
$r_R$	Omvandlingshastighet från $S_R$ till $S_S$	[1 / dag]
$k_N$	Andel kväve i slammet	[g cell N / g X]
$k_P$	Andel fosfor i slammet	[g cell P / g X]

### 3.2.1. Mikroorganismer/bioslam, $X_B$

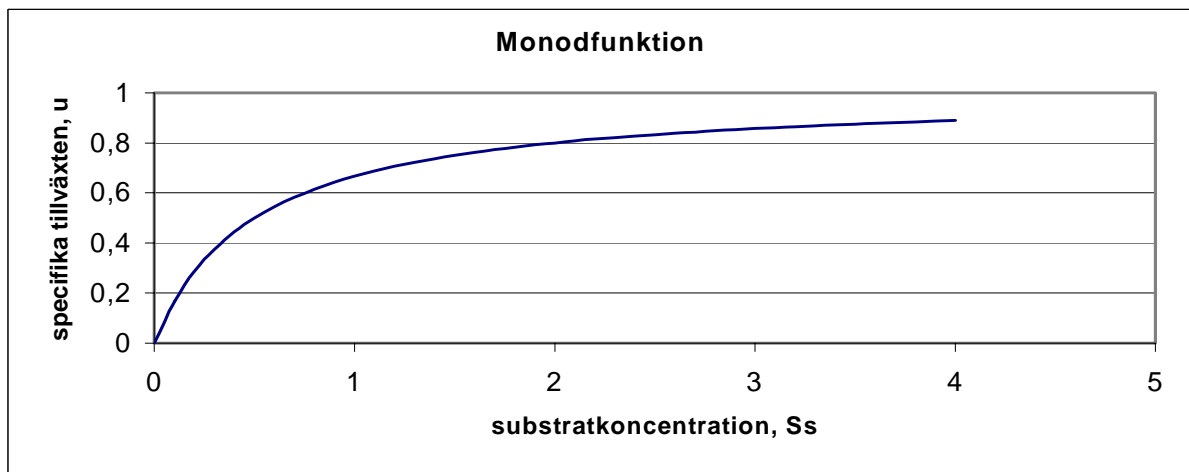
Tillväxten av mikroorganismer beskrivs med följande samband.

$$\frac{dX_B}{dt} = \mu X_B - bX_B \quad (3.1)$$

Det som styr tillväxten av bioslammet är framförallt tillgången på det lättnedbrytbara substratet,  $S_S$ . Tillväxtkoefficienten  $\mu$  antas kunna beskrivas med hjälp av en Monodfunktion som beror av substratkoncentrationen,  $S_S$  och halvmätnadskonstanten  $K_S$  enligt ekvation (3.2).

$$\mu = \mu_{\max} \left( \frac{S_S}{K_S + S_S} \right) \quad (3.2)$$

Figur 3.1 visar hur tillväxtkoefficienten växer med ökad substratkoncentration i Monodfunktionen.



Figur 3.1 Monodfunktionens utseende,  $K_S = 0,5$  och  $\mu_{\max} = 1$ .

Monodfunktionen kan utvidgas med hjälp av produkter och innefatta fler parametrar som pH, syre, temperatur och närsalter. Eftersom syrehalten och syreförbrukningen mäts i varje steg kan det vara en intressant parameter att ta med i Monodfunktionen i framtiden. Ekvation (3.3) ger exempel på utvidgning av Monodfunktionen.

$$\mu = \mu_{\max} \prod_{n=1}^N \frac{S_n}{K_{S,n} + S_n} \quad (3.3)$$

Nedbrytning av mikroorganismerna modelleras med en ren proportionell konstant enligt följande ekvation:

$$\frac{dX_B}{dt} = -bX_B \quad (3.4)$$

Nedbrytning innebär att slammet reduceras direkt till koldioxid och vatten vilket är en förenkling. Det som händer i slammet är att större djur, rotatorier och cillier, bryter ner slammet. Det kan antas att bara en del av det döda materialet omvandlas till nedbrytbar material medan resten övergår till inerta organiska föreningar. Sambanden kan modelleras med den så kallade bisubstratmodellen (Henze et al, 1986).

Tillförsel av mikroorganismer sker till alla tankar utom Bio 1. Den mängd bakterier som finns i inloppsvattnet anses så liten i förhållande till substratmängden att den kan försummas. Ekvationen för tillförsel är helt enkelt produkten av koncentrationen i tanken och flödet ut.

$$\text{tillförsel} = X_{B,in} Q_{in} \quad (3.5)$$

Returslammet ger också upphov till en tillförsel av mikroorganismer, men ekvation (3.6) kommer bara att gälla för Bio 3, selektorsteget.

$$\text{resturslamtillförsel} = X_{B,r} Q_r \quad (3.6)$$

Borttransport av mikroorganismer sker på samma sätt som tillförsel fast tvärt om. En borttransport sker från samtliga biosteg enligt ekvation (3.7).

$$\text{borttransport} = X_B Q_{ut} \quad (3.7)$$

Ekvation (3.1) – (3.6) sätts ihop för att beskriva förändringen av mikroorganismernas koncentration. Följande samband erhålls:

$$V \frac{dX_B}{dt} = \mu V X_B - Q_{ut} X_B + Q_{in} X_{B,in} + Q_r X_{B,r} - b V X_B \quad (3.8)$$

Observera att det för Bio3 gäller att  $Q_{ut} = Q_{in} + Q_r$ . Beteckningen utspädningskoefficient,  $D = Q_{in}/V$ , införs. Ekvation (3.8) kan då skrivas om till ekvation (3.9).

$$\frac{dX_B}{dt} = \left( \mu - b - \frac{Q_{in} + Q_r}{V} \right) X_B + D X_{B,in} + \frac{Q_r}{V} X_{B,r} \quad (3.9)$$

Ekvation (3.9) gäller för Bio3. För övriga bioreaktorer blir ekvationen något enklare, bl.a. försvinner den sista termen eftersom det inte finns något returslamflöde till de bassängerna.

### 3.2.2. Lättnedbrytbart löst substrat, $S_S$

Det lågmolekylära substratet förbrukas när mikroorganismerna tillväxer och respirerar. En del av det förbrukade substratet binds till biomassan och det övriga försvinner i form av koldioxid till luften. En viss tillförsel till det lågmolekylära substratet sker när det svårnedbrytbara substratet,  $S_R$ , och det partikulära nedbrytbara materialet (biomassan),  $X_B$ , bryts ned.

Åtgången av det lågmolekylära substratet p.g.a. oxidation och assimilation i slammet beskrivs med hjälp av ekvation (3.10).

$$\frac{dS_s}{dt} = -\frac{\mu}{Y} X_B \quad (3.10)$$

Åtgången styrs av tillväxten på mikroorganismerna och utbyteskonstanten  $Y$ . Utbyteskonstanten  $Y$  beskriver hur stor del av substratet som binds i slammet som biomassa. Den resterande delen oxideras och avgår som koldioxid till luften.

Tillförsel och borttransport av substrat sker till och från alla bioreaktorer enligt följande ekvationer.

$$tillförsel = S_{in} Q_{in} \quad (3.11)$$

$$borttransport = S_s Q_{ut} \quad (3.12)$$

$$returslamtillförsel = S_r Q_r \quad (3.13)$$

En del av det svårnedbrytbara substratet kommer att brytas ned till lättnedbrytbart substrat. Omvandlingen beskrivs av ekvation (3.14).

$$\frac{dS_s}{dt} = r_R S_R \quad (3.14)$$

Sammanställning av ekvation (3.10) – (3.15) ger följande beskrivning av förändringen för det lågmolekylära substratet:

$$\frac{dS_s}{dt} = D S_{s,in} - \frac{Q_{in} + Q_r}{V} S_s - \frac{\mu}{Y} X_B + r_R S_R + \frac{Q_r}{V} S_{s,r} \quad (3.15)$$

Ekvation (3.15) gäller för Bio 3, medan den sista termen försvinner för övriga bioreaktorer.

### 3.2.3. Svårnedbrytbart löst substrat, $S_R$

En del av det substrat som kommer in till reningsanläggningen utgörs av lösta högmolekylära organiska föreningar. Dessa kan inte mikroorganismerna använda direkt utan de måste först bryta ned dem till lågmolekylärt substrat. En stor del av dessa är också inerta, vilket betyder att de inte är tillgängliga för processen.

Under processens gång kommer en del av det svårnedbrytbara lösta substratet att brytas ned till lättnedbrytbart löst substrat. Omvandlingen beskrivs av ekvation (3.16).

$$\frac{dS_R}{dt} = -r_R S_R \quad (3.16)$$

Egentligen skulle man kunna använda en Monodfunktion även för nedbrytningen av det högmolekylära materialet men jag väljer att för enkelhets skull använda en första ordningens reaktion eftersom bara en liten del av det högmolekylära substratet kommer att brytas ned och det övriga kan betraktas som inert material.

Tillförsel och borttransport av högmolekylärt substrat sker på samma sätt som för det lågmolekylära, se ekvationerna (3.17) – (3.19) nedan.

$$\text{tillförsel} = S_{R,in} Q_{in} \quad (3.17)$$

$$\text{borttransport} = S_R Q_{ut} \quad (3.18)$$

$$\text{returslamtillförsel} = S_{R,r} Q_r \quad (3.19)$$

Sammansättning av ekvation (3.16) – (3.19) ger ekvation (3.20) som beskriver hur koncentrationen för det svärnedbrytbara lösta substratets förändras i Bio 3.

$$\frac{dS_R}{dt} = DS_{R,in} - \frac{Q_{in} + Q_r}{V} S_R - r_R S_R + \frac{Q_r}{V} S_{R,r} \quad (3.20)$$

För övriga bioreaktorer så gäller precis som tidigare att den sista termen, som beskriver returslamflödets inverkan försvinner.

### 3.2.4. Inert partikulärt material, $X_I$

De suspenderade ämnen som kommer in till bioanläggningen från reningsverket kan i stort sett betraktas som inert material. Även om de inerta suspenderade ämnena som kommer in till reningsverket inte bryts ned assimileras i stort sett allt till bioslammet och sedimenterar vilket medför att mycket lite hamnar i recipienten med utgående avloppsvatten. Förändringarna beskrivs av följande ekvation:

$$\frac{dX_I}{dt} = D(X_{I,in} - X_I) \quad (3.21)$$

### 3.2.5. Inert löst material, $S_I$

Det inerta lösta materialet påverkas inte i reningsanläggningen. Det är bara tillförsel och borttransport som påverkar koncentrationen, se ekvation (3.22) nedan.

$$\frac{dS_I}{dt} = D(S_{I,in} - S_I) \quad (3.22)$$

### 3.2.6. Kväve och fosfor

Både kväve och fosfor finns i underskott i avloppsvattnet och måste därför tillsättas före den biologiska reningsanläggningen. Den största delen av kväve- och fosforreduktionen sker troligen med assimilation i slammet. Det kan hända att det sker en smärre denitrifikation i de mindre syrasatta bassängerna, störst borde effekten vara i biofilmen på bärarna i Bio 2, men effekten är antagligen marginell. Reduktionen modelleras därför endast med hjälp av tillväxten på slammet, se ekvation (3.23) och (3.24) nedan..

$$\frac{dN}{dt} = -k_N \mu X_B \quad (3.23)$$

$$\frac{dP}{dt} = -k_P \mu X_B \quad (3.24)$$

När slammet bryts ned övergår den bundna mängden närsalter tillbaka till lösning enligt ekvationerna (3.25) och (3.26).

$$\frac{dN}{dt} = k_N b X_B \quad (3.25)$$

$$\frac{dP}{dt} = k_P b X_B \quad (3.26)$$

Tillförseln av närsalterna till inloppet av reningsverket är flödesstyrd. För bioreaktorerna beskrivs förändringen av kväve med ekvation (3.27) och fosfor med ekvation (3.28).

$$\frac{dN}{dt} = (b - \mu) k_N X_B + (N_{in} - N) D \quad (3.27)$$

$$\frac{dP}{dt} = (b - \mu) k_P X_B + (P_{in} - P) D \quad (3.28)$$

Ekvationerna (3.27) och (3.28) gäller för alla bioreaktorer utom för Bio 3 där returslamflödet också kommer in i ekvationerna.

### 3.2.7. Sedimentering

Sedimenteringen bestäms genom en enkel massbalans. Andelen suspenderade ämnen som följer med det renade vattnet ut från biosedimenteringen antas vara proportionell mot mängden suspenderade ämnen in till biosedimenteringen.. Sedimenteringens effektivitet, Eff, anger hur många procent av de suspenderade ämnena som tas bort i sedimenteringen. I rapporten beskrivs bara ekvationerna för bioslammet,  $X_B$ , eftersom samma ekvationer gäller för det inerta slammet,  $X_I$ .

För att få en enkel dynamik i sedimenteringen delas sedimentationsbassängens volym upp i två delar, en klarvolym ( $V_{Klar}$ ) och en sedimentvolym ( $V_{Sed}$ ). De två olika faserna beräknas med hjälp av slamvolymen för slammet i AS 2. Slamvolymen är ett mått som beskriver hur bra slammet sedimenterar och utförs genom att en liter av avloppsvattnet i AS 2 hålls upp i ett mätglas och slamfasen avläses efter 30 minuter.

Klarvolymen betraktas som totalomblandad och mängden suspenderade ämnen beräknas med hjälp av massbalans, se ekvation (3.29).

$$V_{Klar} \frac{dX_{B,Klar}}{dt} = (Q_{in} + Q_r) X_{B,In} \left( 1 - \frac{Eff}{100} \right) - Q_{ut,Klar} X_{B,Klar} \quad (3.29)$$

Ekvation (3.30) beskriver massbalansen över sedimenteringsvolymen.

$$V_{Sed} \frac{dX_{B,r}}{dt} = (Q_{in} + Q_r) X_{B,In} \left( \frac{Eff}{100} \right) - (Q_r + Q_e) X_{B,r} \quad (3.30)$$

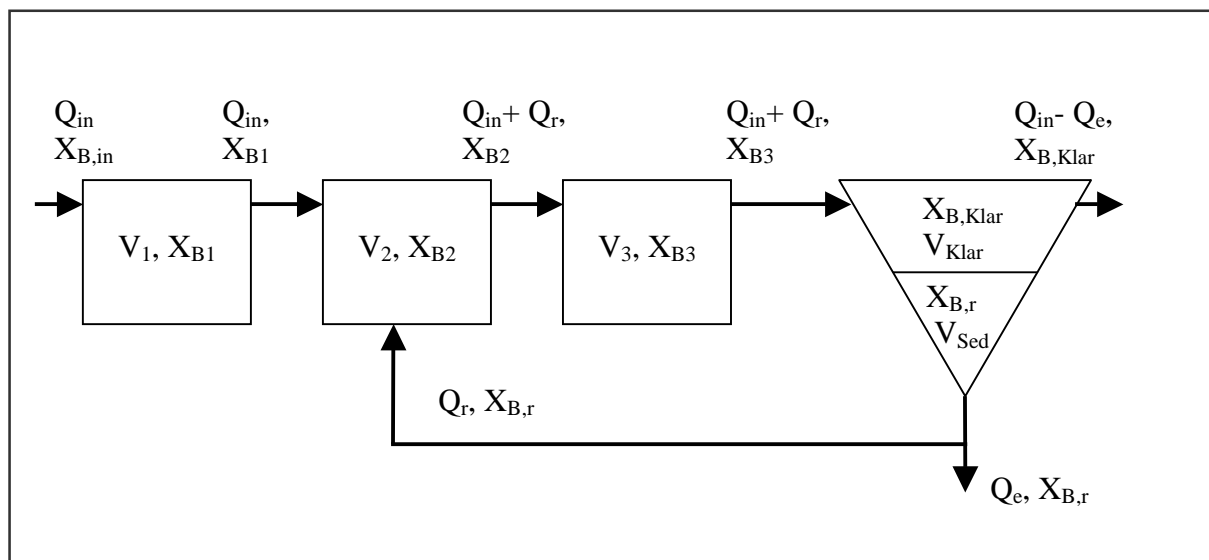
Eftersom returslamflödet ( $Q_r$ ) är ca 100 % av inkommande flöde ( $Q_{in}$ ) till reningsanläggningen och flödet av överskottslam ( $Q_e$ ) är mycket mindre följer av ekvation (3.30) att returslamkoncentrationen ( $X_{B,r}$ ) är ungefär dubbelt så hög som inkommande koncentration ( $X_{B,in}$ ) till sedimenteringen, se ekvation (3.31).

$$X_{B,r} \approx 2 \times X_{B,in} \quad (3.31)$$

Returslamflödet ( $Q_r$ ) och överskottslamflödet ( $Q_e$ ) anges i modellen, inkommande flöde ( $Q_{in}$ ) är givet och det renade flödet ( $Q_{ut,Klar}$ ) beräknas enligt ekvation (3.32).

$$Q_{ut,Klar} = (Q_{in} + Q_r) - (Q_r + Q_e) \quad (3.32)$$

Figur 3.2 visar en schematisk skiss över flöden, volymer och koncentrationer av biomassa.



Figur 3.2. Schematisk bild över flöden, volymer och koncentrationer av biomassa.

### 3.3. MODELL 2

Det som skiljer modell 2 från modell 1 är att nedbrytningen av det lättnedbrytbara lösta substratet ( $S_S$ ) sker med en konstant. Det innebär att parametrarna  $\mu_{max}$  och  $K_S$  ersätts av en konstant  $k$ , se ekvation (3.33).

$$\frac{dS_S}{dt} = -kS_S \quad (3.33)$$

Tillväxten av mikroorganismer ( $X_B$ ) styrs av mängden substrat som bryts ned och nedbrytningen av mikroorganismerna enligt ekvationen nedan.

$$\frac{dX_B}{dt} = \frac{k}{Y} S_S - bX_B \quad (3.34)$$

I övrigt är de bägge modellerna identiska.

## **4. IMPLEMENTERING**

Modellen bygger på ekvationerna som beskrivits i kapitel 3 och har sedan implementerats i simuleringsprogrammet Extend.

### **4.1. EXTEND**

Extend är ett dynamiskt simuleringsprogram utvecklat av Imagine That! (Diamond, 1996). Programmet används inom många olika områden – allt från logistik till kemi.

Modeller byggs ihop med hjälp av block som knyts ihop till större enheter. Programmeringsspråket kallas ModL och liknar C++ vilket underlättade programmeringen. Se Bilaga 2 för exempel på programkod.

Flera oberoende företag har utvecklat blocksystem i Extend som kan användas när man simulerar pappers- och massaprocesser. I examensarbetet användes blocksystemet FlowMac® som är utvecklat av Lars Nyborg. Södra Cell Mörrum använder inte FlowMac® utan har arbetat fram egna block som används med Extend.

En modell över reningsanläggningen som togs fram av Torgny Kindh och Lars Nyborg har använts som utgångspunkt. Huvuddelen av implementeringsarbetet har gått ut på att forma de block som motsvarar de biologiska stegen samt sedimenteringen. Flera andra block har behövt modifieras för att modellen skulle fungera enligt mina uppsatta förutsättningar.



## 5. KARAKTERISERING AV AVLOPPSVATTNET

### 5.1. MASSAKVALITET & SAMMANSÄTTNING PÅ AVLOPPSVATTNET

De olika produktionssätten i fabriken påverkar också sammansättningen av avloppsvattnet till reningsanläggningen. Eftersom produktionen på Linje 1 inte skiftar mellan ljuskvalitet eller blekningskemikalier så antas sammansättningen på avloppsvattnet från den linjen vara relativt konstant. Linje 2 däremot byter massaprodukter och är även något större vilket innebär att den producerar mer massa och därför också påverkar sammansättningen på det samlade avloppsvattnet mer än Linje 1.

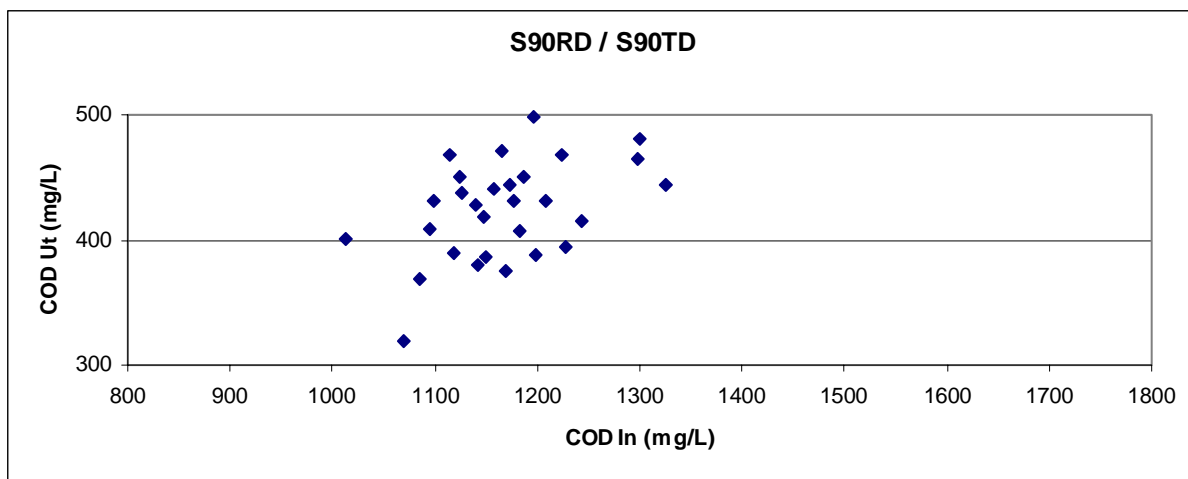
Vid produktion med SBZ på Linje 2 så ökar koncentrationen av COD in till externreningen med nästan 50 %. Däremot minskar koncentrationen av COD något när S70TZ-massa tillverkas på Linje 2 jämfört med COD-halten vid produktion med ECF på bägge linjerna, se Tabell 5.1. Att mängden COD minskar vid tillverkning av massa med en lägre ljushet är naturligt. "Blekningsarbetet", mängden lignin som måste lösas ut från cellulosa-fibrerna, minskar och då reduceras också andelen organiska ämnen i exempelvis tvättvätskan.

Tabell 5.1. Medelvärden för perioden 020620 – 020920.

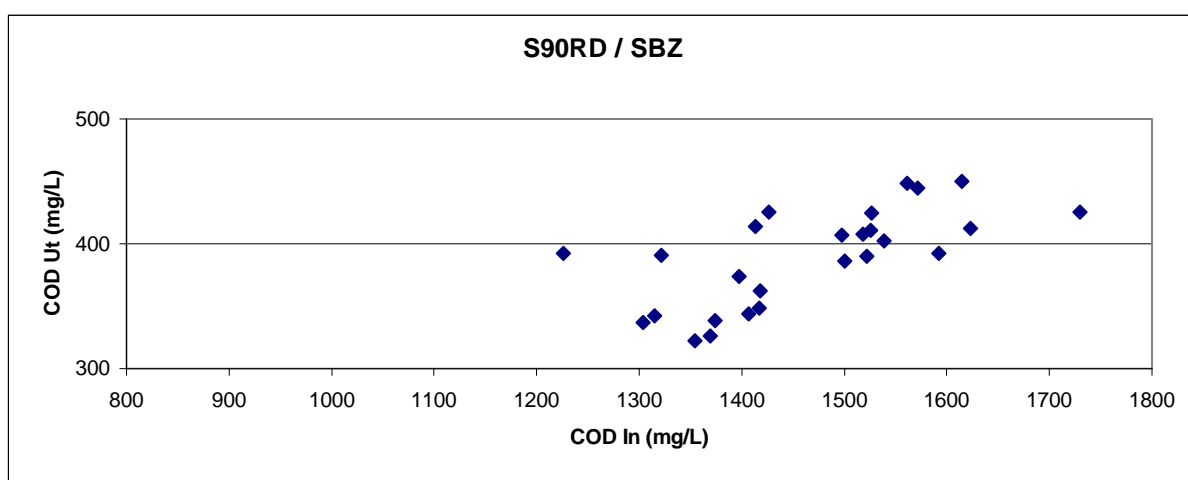
Produktion	In Bio (mg / L)	Ut Bio (mg/L)	Andel Inert material
S90RD/S90TD	1231	453	32 %
S90RD/S70TZ	1099	401	30 %
S90RD/SBZ	1615	423	22 %

Även sammansättningen på den COD som kommer till anläggningen verkar varieras med produktionssätt och massakvalitet. Trots ökningen av COD-halten in till reningsanläggningen under produktion av S90RD/SBZ ligger den utgående halten på ungefär samma nivå, se Tabell 5.1. Det gör också att reningsverkan procentuellt sett förbättras från ca 60 % reduktion vid ECF och S70TZ till upp emot en reduktionsgrad på 75 % vid SBZ.

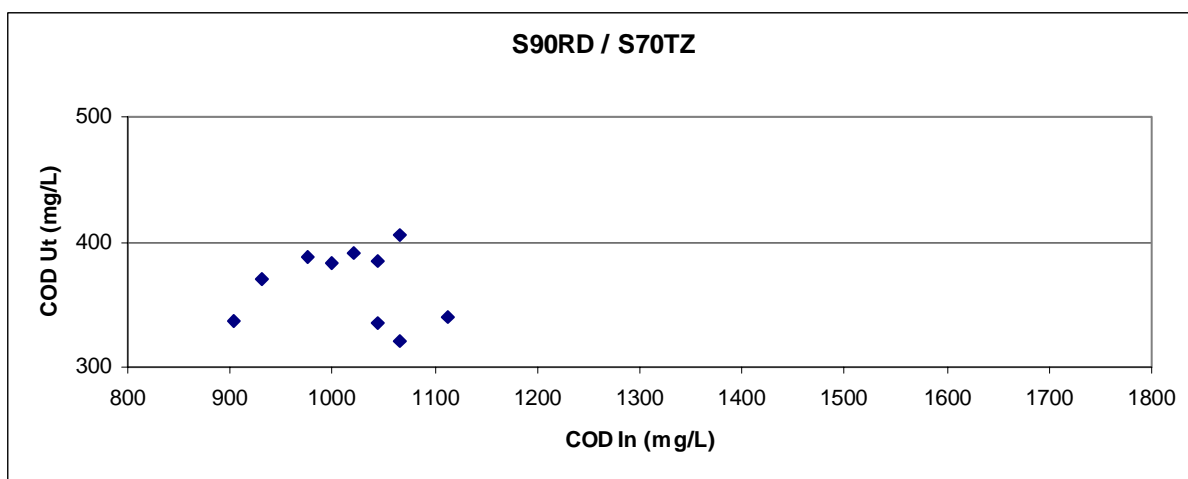
Figurerna 5.1 – 5.3 visar utgående COD-halt plottad mot inkommande COD-halt vid produktion av olika massakvaliteter för perioden 020620 – 020920. Inget direkt samband finns mellan inkommande och utgående COD-halt men det finns tydliga skillnader mellan de tre olika produktionerna. Vid S90RD/S90TD är COD-halten in till anläggningen relativt låg men utgående halt är hög, se Figur 5.1. För S90RD/SBZ är förhållandet motsatt, trots en högre COD-halt in till anläggningen så är utgående COD-halt tämligen låg, se Figur 5.3. För den tredje produktionssammansättningen S90RD/S70TD är både inkommande och utgående COD-halt relativt låg, se Figur 5.2.



Figur 5.1. Utgående COD-halt mot inkommande COD-halt vid produktion av ECF-massa.

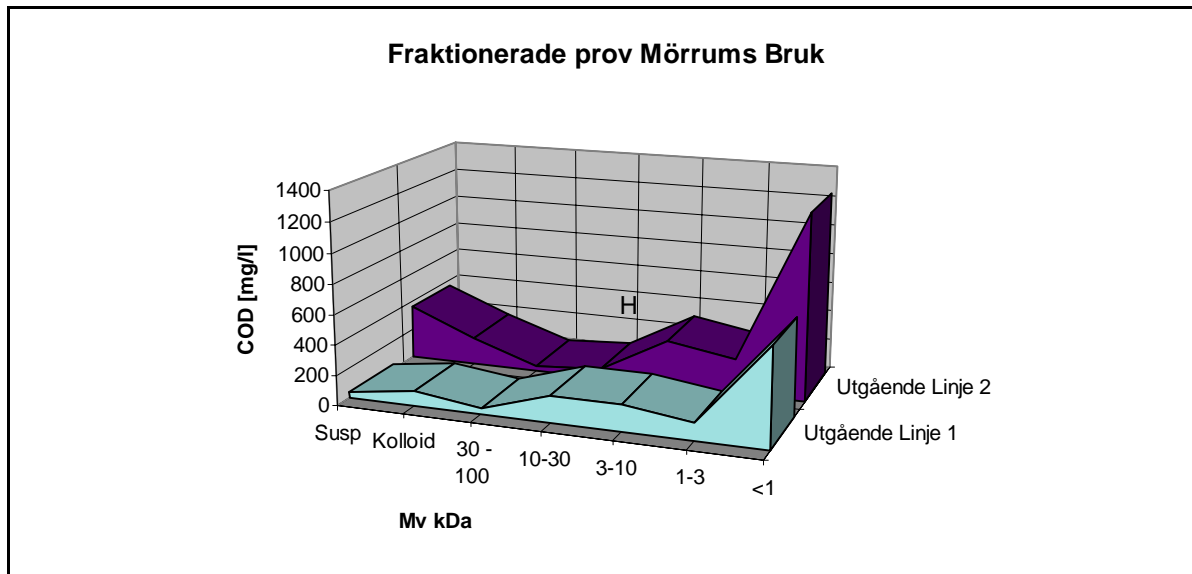


Figur 5.2. Utgående COD-halt mot inkommande COD-halt vid produktion av TCF90-massa.



Figur 5.3. Utgående COD-halt mot inkommande COD-halt vid produktion av TCF70-massa

Anledningen till att andelen mer lättnedbrytbart COD ökar vid tillverkning av TCF-massa med hög ljushet (SBZ) är att mer blekningskemikalier, främst väteperoxid och natriumhydroxid, måste tillsättas. Natriumhydroxiden bryter ner en del av cellulosa fibrerna till mer lågmolekylära och lättnedbrytbara kolhydrater och väteperoxiden löser ut kvarvarande ligninrester men bryter också ner fibrerna.



Figur 5.4. Resultat av fraktioneringsanalys på de bägge produktionslinjerna. Linje 1 = S90TD, Linje 2 = SBZ.

I figur 5.4 kan man se att mängden av högmolekylärt och lågmolekylärt COD varierar med produktionssätt. Nedbrytbarheten på COD är mycket beroende av molekylvikten. Mindre föreningar konsumeras lätt av mikroorganismerna medan de större molekylerna/föreningarna passerar genom reningsanläggningen. En lösning på det problemet skulle kunna vara att lägga till ett kemsteg efter bioreningen. Ett kemsteg faller lätt ut tyngre partiklar men har svårt att reducera de minsta lågmolekylära partiklarna (Gytel et al, 2000).

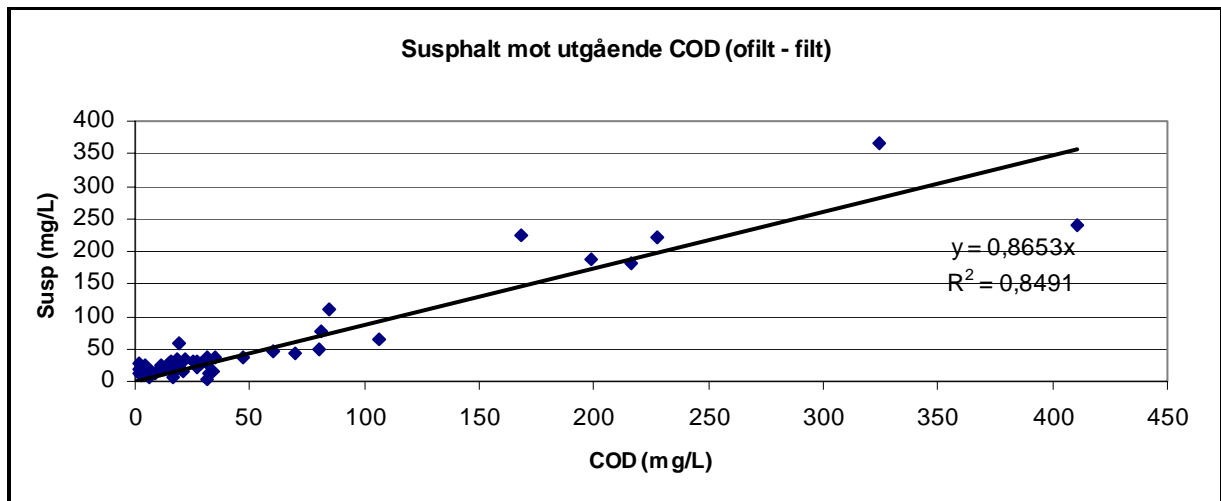
## 5.2. SLAMMETS SAMMANSÄTTNING

För att kunna uppskatta hur stor del COD som reduceras i anläggningen genom assimilering av bioslammet och avvattnings så måste sambandet mellan susphalt och COD undersökas. Susphalten kallas även TSS (Total Suspended Solids).

Eftersom TSS mäts regelbundet i alla steg i reningsanläggningen vid Mörrum så skulle ett sådant samband säga mycket om hur stor del av de organiska föreningarna som vid nedbrytning binds till biomassan och hur stor del som avgår som koldioxid till luften. Det ger därför bättre översikt över COD-balansen och underlättar uppskattningen av utbytet mellan förbrukat substrat och bundet COD i bioslammet,  $Y_H$ .

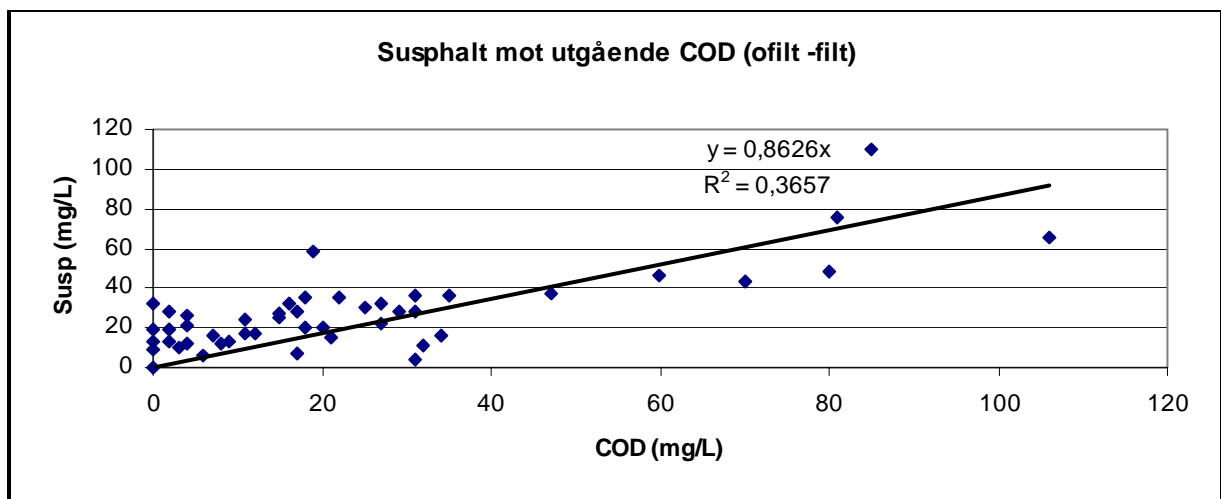
Tidigare analyser av filtrerade och ofiltrerade prover från utgående avloppsvatten har visat att faktorn mellan COD och susphalt är ungefär 1,16, se Figur 5.5. Ekvation (5.1) beskriver COD-halten i de suspenderade ämnena för inkommande vatten (ofiltrerade prover – filtrerade prover).

$$\text{COD} \approx 1,16 * \text{TSS} \quad (5.1)$$



Figur 5.5. Samband mellan susphalt och COD i utgående avloppsvatten, alla punkter.

Resultatet är dock mycket osäkert eftersom bara ett fåtal punkter (sex stycken) ligger över en susphalt på 150 mg/L. Tar man bort dessa sex punkter sjunker  $R^2$ -värdet från 0,85 till 0,37 vilket inte tyder på något starkt samband, se Figur 5.6.



Figur 5.6. Samband mellan susphalt och COD, susphalt < 150

För att undersöka förhållandet mellan TSS och COD i bioanläggningens aktivslamdel gjordes en analys av en filtrerad del och en ofiltrerad del av ett prov från AS2. Samtidigt gjordes också jämförelser av kväve och fosfor i de olika proverna och susphalten i det ofiltrerade proven mättes. Eftersom analysresultaten kan variera något så gjordes tre upprepningar av varje prov för att få en bättre noggrannhet. I Tabell 5.4 finns resultaten från analyserna.

Tabell 5.4. Analysresultat av prover från AS2.

	Filtrerat, GF/A (mg/L)			Ofiltrerat (mg/L)		
	1	2	3	1	2	3
COD	412	429	410	7960	7730	7420
Tot N	2,68	2,74	2,63	267	289	281
Tot P	0,06	0,06	0,06	35,0	34,9	35,6
Susp/TSS	-	-	-	5000	5300	5400

Eftersom proverna fick spädas mycket gjordes en mätning av susphalten för det ospädda provet för att kontrollera spädningarnas representativitet. För det ospädda provet var susphalten 5432 mg/L.

Medelvärden beräknades och återfinns i Tabell 5.5.

Tabell 5.5. Medelvärden av analysresultaten från slammet i AS2.

	Filtrerat, GF/A (mg/L)	Ofiltrerat (mg/L)
COD	417	7703
Tot N	2,68	279
Tot P	0,06	35,2
Susp/TSS	-	5283

Utifrån medelvärdena beräknades andelen COD, kväve och fosfor som slammet innehöll. Mängden i slammet beräknades som skillnaden mellan ofiltrerade och filtrerade analysvärden. Följande omvandlingsfaktorer erhöles:

$$\text{COD}_{\text{slam}} = 1,4 * \text{TSS} \quad (5.2)$$

$$\text{N}_{\text{slam}} = 0,052 * \text{TSS} \quad (5.3)$$

$$\text{P}_{\text{slam}} = 0,0065 * \text{TSS} \quad (5.4)$$

Om TSS motsvarar mängden bioslam så skulle det innebära att slammet innehåller ca: 5 % kväve och < 1 % fosfor. Under tillväxt med fri tillgång av kväve och fosfor så innehåller bakterier mellan 1 – 2 % fosfor (Lie, 1996) och 6 - 7 % kväve. Anledningen till att värdena är lägre i slammet från reningsanläggningen kan bero på två saker:

- 1) All TSS är inte bioslam utan en del av det utgörs av partikulära organiska föreningar som inte brutits ned och som innehåller en lägre halt kväve och fosfor.
- 2) Tillväxten av mikroorganismer i anläggningen sker inte under fri tillgång på kväve och fosfor. Kväve och fosfor får istället tillsättas eftersom koncentrationerna i avloppsvattnet är låga. Det är därför möjligt att mindre mängd kväve och fosfor binds i bioslammet.

En enkel massbalans på inkommande och utgående susphalter och flöden (medelvärden för perioden 02-06-20 – 02-08-28) ger en uppskattning av mängden icke bioslam som tillförs anläggningen, se Tabell 5.6.

Tabell 5.6. Koncentrationer och flöden av TSS in och ut från bioreningen under perioden 02-06-20 – 02-08-28.

	TSS (mg/l)	Flöde (l/s)	TSS (mg/s)
Ut Bio	78	306	23 868
In Bio	21	306	6 426
Överskottslam	9430	8,43	79 495

Andel av överskottslammet som utgörs av inkommande TSS blir minst 0,22.

Om man antar att allt suspenderat materiel som kommer in till biobassängen består av inert material och all susp som går ut via biosedimenteringen också består av inert material blir

andelen av överskottslammet som utgörs av inkommande TSS ungefär 22 % ((23 868 – 6 426) / 79 495).

För att undersöka hur mycket av de inkommande suspenderade ämnena som består av kväve och fosfor gjordes en analys av filtrerat och ofiltrerat vatten in till kyltornen. Resultatet återfinns i Tabell 5.7.

Tabell 5.7. Analysresultat av prover från inkommande vatten till kyltornen 020923.

	Filtrerat, GF/A (mg/L)	Ofiltrerat (mg/L)
COD	1422	1542
Tot N	6,61	7,05
Tot P	1,14	1,40
TSS	-	114

Andelen kväve och fosfor i inkommande suspenderade ämnen blir därför:

$$\begin{aligned}\text{Kväve:} & (7,05 - 6,61) / 114 = 0,0039 \text{ mg N/mg TSS} \\ \text{Fosfor:} & (1,40 - 1,14) / 114 = 0,0023 \text{ mg P/mg TSS}\end{aligned}$$

Sedan beräknades kväve och fosforhalter om med de ny antagandena:

$$\begin{aligned}\text{Bioslam} & 5283 * 0,78 = 4121 \text{ mg TSS/L} \\ \text{Övrig susp.} & 5283 * 0,22 = 1162 \text{ mg TSS/L}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{N i bioslam} & = N_{\text{slam}} - N_{\text{övrig susp}} = 276,3 - 1162 * 0,0039 = 271,8 \text{ mg N/L} \\ \text{P i bioslam} & = P_{\text{slam}} - P_{\text{övrig susp}} = 35,1 - 1162 * 0,0023 = 32,4 \text{ mg P/L}\end{aligned}$$

Förhållandet av kväve och fosfor i mikroorganismerna blir då:

$$\begin{aligned}\text{Kväve:} & 271,8 / 4121 = 0,066 \text{ mg N/mg TSS} \\ \text{Fosfor:} & 32,4 / 4121 = 0,0079 \text{ mg P/mg TSS}\end{aligned}$$

Ett innehåll av ca 6,5 % kväve och 0,8 % fosfor stämmer bättre överens på ett rent bioslam. Resultaten tyder alltså på att den största delen av de inkommande suspenderade ämnena inte bryts ned och omvandlas till bioslam utan bara fångas in och binds till det eller följer med vattnet och sedimenterar i sedimenteringen.

### 5.3. UPPDELNING AV COD-FRAKTIONER I INKOMMANDE VATTEN

Här följer en genomgång hur de olika COD-fraktionerna i bestämdes i inkommande vatten. Figur 5.7 i slutet av kapitlet sammanfattar de olika uppdelningarna.

#### 5.3.1. Inert löst material

Ett sätt att bestämma mängden inert löst COD i en reningsanläggning är att undersöka det utgående vattnet från en lågbelastad aktivslamanläggning. Vid en låg belastning (dvs. lång uppehållstid) kommer den allra största mängden av de nedbrytbara ämnena att brytas ned och 90 – 95 % av COD-halten i utgående avloppsvatten från biosedimenteringen kan betraktas som inert (Xu, 1996). Mängden inert material i inkommande vatten kan dock överskattas

eftersom det bildas en del inert material när bioslammet bryts ned. Följande uppskattning används:

$$S_I = \text{COD}_{\text{UT, filt}} * 0,95 \quad (5.5)$$

Under perioden 020920 – 020929 leddes ungefär två tredjedelar av inkommande avloppsvatten förbi reningsanläggningen, flödet in till reningsanläggningen var ca 90 l/s. Anledningen var att slamkvalitén hade försämrats och man vill ta bort så mycket gammalt slam som möjligt från systemet. Medelvärden på data för perioden finns i tabell 5.8. Ur tabellen kan man avläsa att trots den mycket låga belastningen på anläggningen så var utgående COD-halt ungefär som tidigare.

Tabell 5.8. Inkommande och utgående COD-halt för perioden 020920 – 020929.

	In Kyltorn	Ut Biosed
COD [mg/L]	1609	382

Utsläppsnivåerna under perioden med lågt flöde stöder teorin att ungefär fem procent av utgående löst COD kan betraktas som inert.

### 5.3.2. Inert löst COD, $S_I$

Med hjälp av ekvation (5.5) uppskattades andelen inert löst COD i inkommande vatten. Andelen av den lösta inkommande COD-mängden som kan betraktas som inert varierar mellan de olika masskvaliteterna som produceras på Linje 2. För S90TD och S70TZ var den uppskattade mängden löst inert material ungefär samma; 32 % respektive 30 % av inkommande löst COD. För SBZ var andelen mycket lägre; ungefär 22 % av inkommande.

Mängden inert löst COD som finns i inkommande beräknas med hjälp av ekvation (5.6), (5.7) eller (5.8) beroende på vilken masskvalitet som produceras på Linje 2.

$$S_{I, S90} = 0,32 * \text{COD}_{\text{filt}} \quad (5.6)$$

$$S_{I, S70} = 0,30 * \text{COD}_{\text{filt}} \quad (5.7)$$

$$S_{I, SBZ} = 0,22 * \text{COD}_{\text{filt}} \quad (5.8)$$

### 5.3.3. Lättnedbrytbart löst COD, $S_S$

Skillnaden mellan den inerta lösta COD-halten ( $S_I$ ) och den totala lösta COD-halten i avloppsvattnet utgör halten löst nedbrytbart COD, ( $S_S$ )

$$S_S = \text{COD}_{\text{filt}} - S_I \quad (5.9)$$

### 5.3.4. Inert partikulärt COD, $X_I$

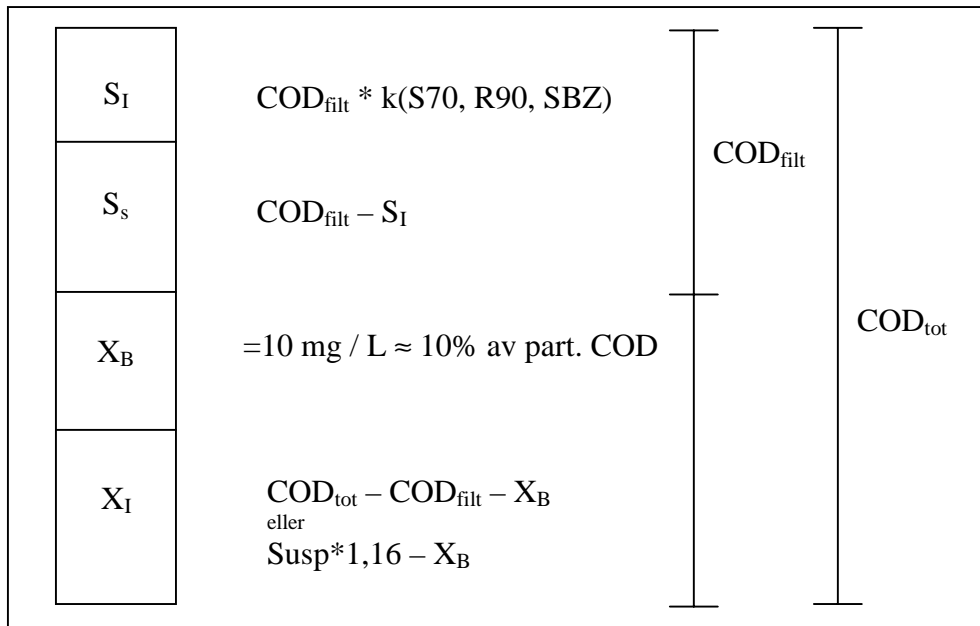
Som partikulärt material räknas det material som inte passerar genom ett filterpapper typ GF/A. Det mesta av de inkommande suspenderade ämnena kan betraktas som inert material. Mängden suspenderade ämnen (SS) multipliceras med en faktor, 1,16, för att få fram COD-halten i inkommande vatten, se ekvation (5.1). För utgående suspenderade ämnen är faktorn 1,4, se ekvation (5.2).

$$X_I = \text{SS} * 1,16 - X_B \quad (5.10)$$

### 5.3.5. Biomassa, $X_B$

Det inkommande avloppsvattnet till bioreningen innehåller mycket lite mikroorganismer. Avloppsvattnet som lämnar fabriken går direkt ner till reningsanläggningen och håller en temperatur på mellan 60 –70 °C innan det kyls. En liten mängd mikroorganismer måste ändå finnas i det inkommande avloppsvattnet för att nedbrytningen ska komma igång i modellen. Mängden mikroorganismer i avloppsvattnet sattes till 10 mg COD / L vilket motsvarar ungefär 10 % av inkommande partikulärt COD.

Figur 5.7 sammanfattar uppdelningen av COD.



Figur 5.7. Indelning av COD-fraktioner för inkommande avloppsvatten.



## 6. KALIBRERING AV MODELLEN

Data från perioden 020620 – 020920 användes vid kalibreringen. Tremånadersperioden innehåller produktion av de tre olika massakvaliteterna på Linje 2. Medelvärden för flöden, suspängder och COD-halter beräknades på hela perioden. Inkommande COD delades in i fyra olika fraktioner (se Figur 5.7) och modellparametrarna ställdes in för att få modellens data att stämma överens med medelvärdena så bra som möjligt.

### 6.1. MODELLPARAMETRAR

I varje biosteg finns det fem olika parametrar (en stökiometrisk och fyra kinetiska) som skall bestämmas. Förhållandena i de olika bassängerna varierar, exempelvis returslamtillförsel, bärarmaterial och olika syrehalt, vilket gör att biologin i varje bassäng är unik och parametrarnas värden kan förväntas att skilja sig åt i de olika bassängerna.

#### 6.1.1. Parametervärden för ASM 1

Grunderna för modellen är tagna ur ASM1 (Henze et al 1986) och det är intressant att se vad motsvarande parametrar har för värden vid olika temperaturer. Tabell 6.1 ger typiska paramtervärden för ASM 1.

Tabell 6.1. Typiska värden för ASM1 parametrar vid olika temperaturer.

	Temp 10° C	Temp 20° C
$Y_H$ [g COD cell / g COD SS red]	0,67	0,67
$K_S$ [g COD / m <sup>3</sup> ]	20	20
$\mu_H$	3	6
$b_H$	0,2	0,62

Parametrarna  $K_S$  och  $\mu_H$  beskriver tillsammans tillväxten på den heterotrofa biomassan. De är mycket beroende på sammansättningen av det inkommande avloppsvatten och kan variera kraftigt.  $K_S$  varierar enligt olika rapporter mellan 10 och 180 g/m<sup>3</sup> och  $\mu_H$  mellan 3 och 13,2 (Henze et al, 1986).

Temperaturen påverkar speciellt de kinetiska parametrarna  $b_H$  och  $\mu_H$ .

#### 6.1.2. Kalibreringsresultat

Parametervärdena för modellen bestämdes genom att utgå från de parametervärden som finns i ASM1 och sedan ändra dem lite i taget. Det visade sig dock att många parametrar skilde sig mycket från de defaultvärden som redovisas i Henze (1986) som riktvärden.

Utbyteskoefficient ( $Y$ ) sattes till samma värde som ASM1, 0,67. Det innebär att en tredjedel av den lösta COD som bryts ned av mikroorganismerna avgår till luften i form av koldioxid.

Värdet på halvmättnadsgraden ( $K_S$ ) skilde sig lite mellan de olika bassängerna. För de två aktivslamstegen och returslamluftningen sattes  $K_S$  till 5.

Värdet på maximala specifika tillväxtkoefficienten ( $\mu_{\max}$ ), kinetisk parameter, som styr hur snabbt mikroorganismerna tillväxer skilde sig mycket mellan de två första stegen och de fyra övriga.

Nedbrytning av svårnedbrytbart substrat, k, kalibrerades aldrig utan parametern sattes till noll. De lösta syreförbrukande ämnena delades alltså bara in i två fraktioner vid kalibreringen, nedbrytbart och inert material.

En av de faktorer som påverkar slamreduktionen är syrehalten i de olika stegen. Mer syre tillsatt ger en större slamreduktion. Det är därför troligt att en högre syrehalt avspeglar sig i en högre slamreduktion och därmed ett högre värde på nedbrytningskonstanten b. I de olika stegen ökades värdet på nedbrytningskonstanten med ökad syrehalt. Undantaget är det två första stegen där b sattes till 0,2. Konstanten skulle dock kunna vara mycket lägre men den påverkar inte resultaten nämnvärt eftersom slamkoncentrationen är förhållandevis låg i de två första stegen

Resultaten av kalibreringen återges i Tabell 6.2 och 6.3 samt i Figur 6.1, 6.2 och 6.3. I Figur 6.1 är värdena från modellen och medelvärdena i stort sett samma vilket gör att bara en linje syns.

Tabell 6.2. Modellparametrarnas värden i de olika biologiska stegen.

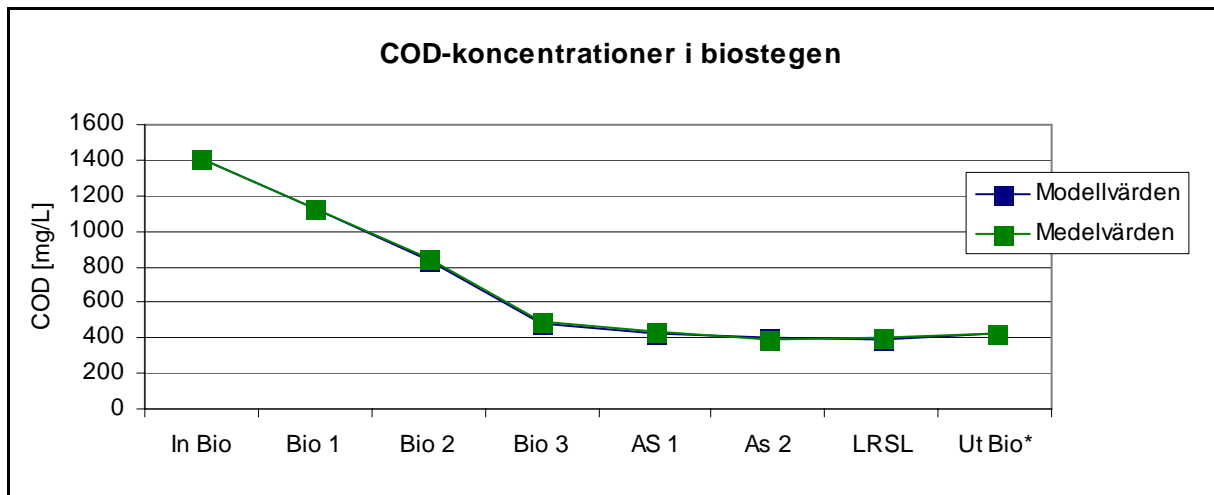
	Bio 1	Bio 2	Bio 3	AS 1	AS 2	LRSL
Y	0,67	0,67	0,67	0,67	0,67	0,67
$\mu_{\max}$	90	90	12	12	12	12
$K_S$	3,3	4,2	2	5	5	5
k	0	0	0	0	0	0
b	0,2	0,2	0,13	0,15	0,18	0,21

Tabell 6.3. Medelvärden och kalibrerade modellvärden flöden och COD-halter.

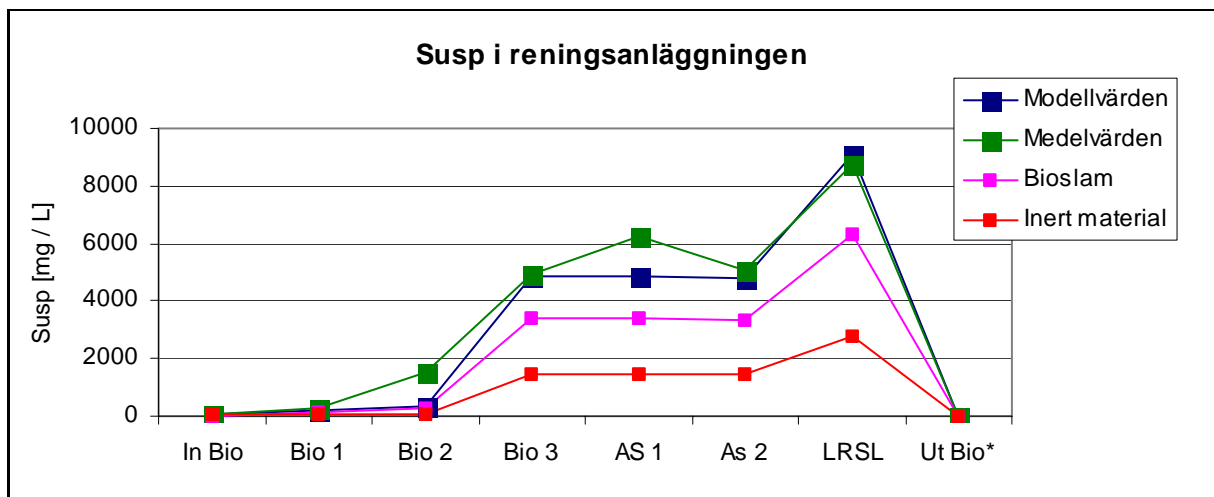
	Medelvärden	Modellvärden	Enhet
In Bio	1407	1407	COD [mg/L]
Bio 1	1133	1132	COD [mg/L]
Bio 2	849	849	COD [mg/L]
Bio 3	491	485	COD [mg/L]
AS 1	435	434	COD [mg/L]
As 2	393	402	COD [mg/L]
LRSL	400	401	COD [mg/L]
Ut Bio <sup>*)</sup>	428	430	COD [mg/L]
Flöde in till Bio	302	302	L/s
Returslamflöde	312	311	L/s
Avvattning	8,2	8,2	L/s

<sup>\*)</sup>Provet är inte filtrerat.

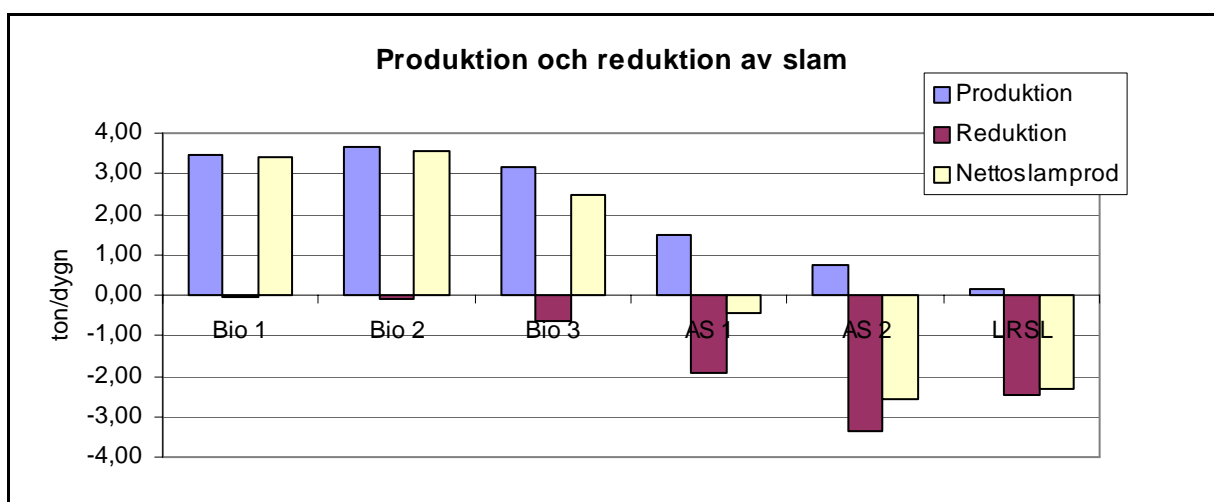
Modellens beräknade produktion och reduktion av slam redovisas i Figur 6.3 nedan.



Figur 6.1. COD-koncentrationer, simulerade från modellen och medelvärden i anläggningen för perioden 020620 – 020920. Alla prov är filtrerade utom Ut Bio.



Figur 6.2. Suspmängder, simulerade från modellen och medelvärden i anläggningen för perioden 020620 – 020920.



Figur 6.3. Modellens beräknade reduktion och produktion av slam i anläggningen.

Alternativt kan den enklare modellen, modell 2, användas. Nedbrytningen av det lösta substratet beror inte på mängden biologiskt slam utan sker som en funktion av

substratkoncentrationen. Mängden biologiskt slam som bildas under nedbrytningen bestäms av utbyteskoefficienten (Y). De olika värdena på nedbrytningskonstanten finns i Tabell 6.4.

Tabell 6.4. Värdet på nedbrytningskonstanten, k, för de olika biologiska stegen.

	Bio 1	Bio 2	Bio 3	AS 1	AS 2	LRSL
k	0,00437	0,0072	0,027	0,1	0,1	0,0004

Skillnaden mellan de bägge modellerna (Modell 1 och 2) märks mest vid mycket låga respektive mycket höga flöden. Modell 1 visar sig vara mycket känsligare än Modell 2.

En möjlighet är att kombinera modell 1 och modell 2. För att beräkna reduktion i de två första biostegen, Bio 1 och Bio 2, så används modell 2 medan man använder modell 1 för de fyra andra stegen. De fyra sista stegen är mer eller mindre aktivslamsteg och därför passar beräkningsmodell 1 bättre för den. Det innebär också att man inte behöver dela upp det inkommande suspenderade materialet i inert material och biomassa för att få igång reduktionen i det första biosteget utan allt partikulärt material kan betraktas som inert.

## 7. VALIDERING AV MODELLEN

För att validera modellen användes data från perioden 021127 – 021207. Under perioden producerades ECF-massa och flödet och koncentrationen var något högre än tidigare observerade data under ECF-produktion. Notera att valideringen endast görs för medelvärden vilket leder till att det inte går att uttala sig om modellens dynamiska egenskaper.

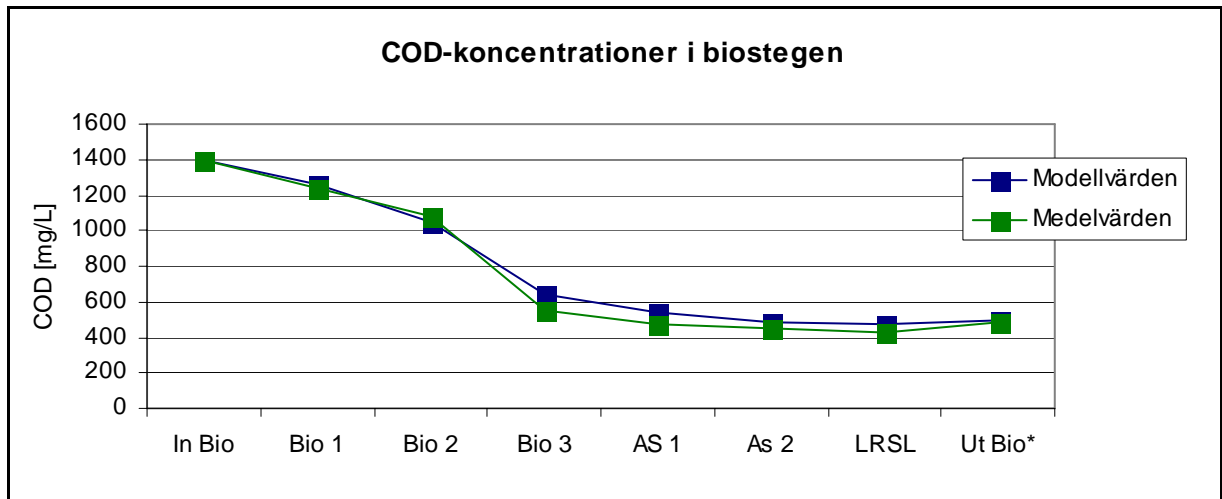
### 7.1. RESULTAT AV VALIDERINGEN

Vid valideringen var Modell 1 bäst på att beräkna COD-koncentrationerna. Resultaten för Modell 1 finns i Tabell 7.1 samt i Figur 7.1 och 7.2.

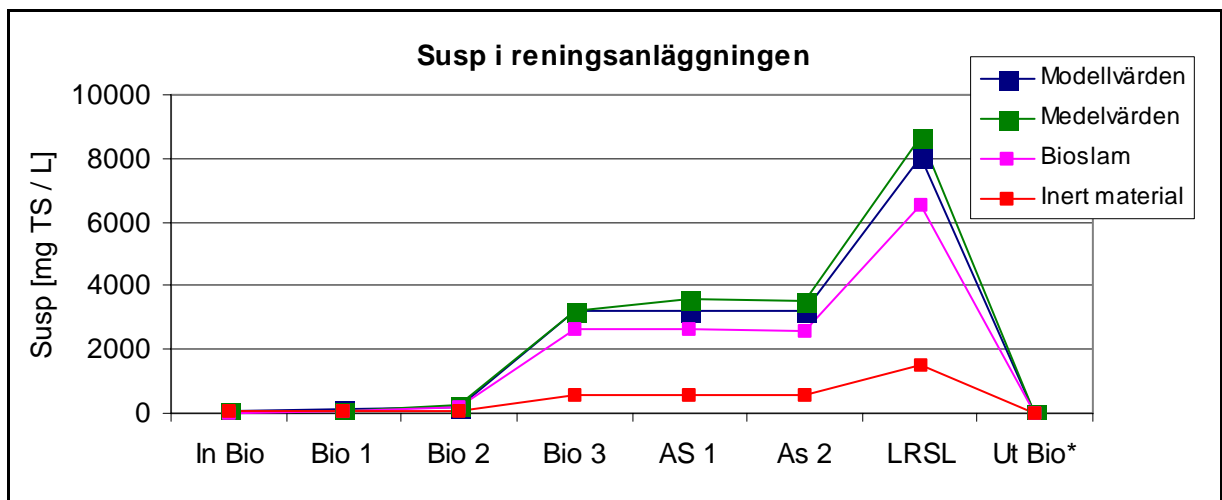
De beräknade susphalterna stämde mycket bra med de uppmätta även för de två första stegen. Anledningen till att susphalterna i Bio 1 och Bio 2 nu stämmer mycket bättre är antagligen att backflödet från Bio 3 in till Bio 2 har minskat. Det beror på att flödet in till anläggningen har ökat samtidigt som man har minskat returslamflödet.

Tabell 7.1. Resultat av valideringsförsök med modellen.

	Medelvärden	Modellvärden	Enhet
In Bio	1398	1398	COD [mg/L]
Bio 1	1234	1257	COD [mg/L]
Bio 2	1083	1050	COD [mg/L]
Bio 3	553	640	COD [mg/L]
AS 1	477	541	COD [mg/L]
As 2	456	485	COD [mg/L]
LRSL	428	472	COD [mg/L]
Ut Bio*	484	499	COD [mg/L]
Flöde in till Bio	338	338	L/s
Returslamflöde	191	193	L/s
Avvattning	8,6	8,7	L/s



Figur 7.1. COD-koncentrationer, simulerade från modellen och medelvärden i anläggningen för perioden 021127 – 021207. Alla prov är filtrerade utom Ut Bio.



Figur 7.2. Suspmängder, simulerade från modellen och medelvärden i anläggningen för perioden 021127 – 021207.

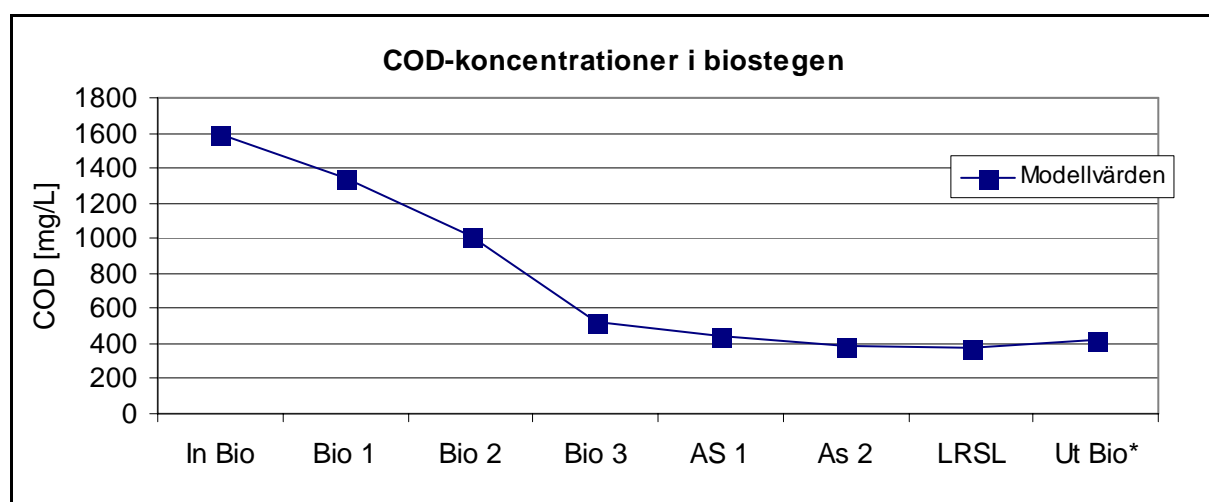
## 8. SIMULERAD PRODUKTIONSÖKNING

Två testkörningar av modellen gjordes, en med produktion av TCF90-massa och en med produktion av ECF90-massa. Scenariot är en produktionsökning på 20 %, vilket skulle motsvara en produktion på 480 000 ton massa per år.

De antagande som görs är att sammansättningen på avloppsvattnet inte förändras, dvs. COD-koncentrationen i avloppsvattnet är densamma, det är bara flödet från fabriken som ökar med 20 %. Med en 20-procentig ökning blir det inkommande flödet till reningsanläggningen ca 380 l/s.

### 8.1. PRODUKTION TCF-MASSA

Vid tillverkning av TCF-massa kommer slamproduktionen att öka eftersom avloppsvattnet innehåller både högre koncentrationer nedbrytbart COD och en stor mängd suspenderade ämnen. Den enda befintliga centrifugen kommer då inte att klara av att avvattna den ökade slamproduktionen. För att lösa avvattningen kan antingen ytterligare en centrifug installeras eller slammet förtjockas några procent innan det avvattnas. Figur 8.1 visar de modellerade halterna i de olika biologiska stegen under TCF-produktion.



Figur 8.1. COD-koncentrationer i de olika biostegen vid TCF-produktion, flöde 380 l/s.

Den simulerade slamproduktionen blev 13,7 ton/dygn, varav 10,4 ton var bioslam och 3,3 ton inert slam. Övriga resultat redovisas i Tabell 8.1.

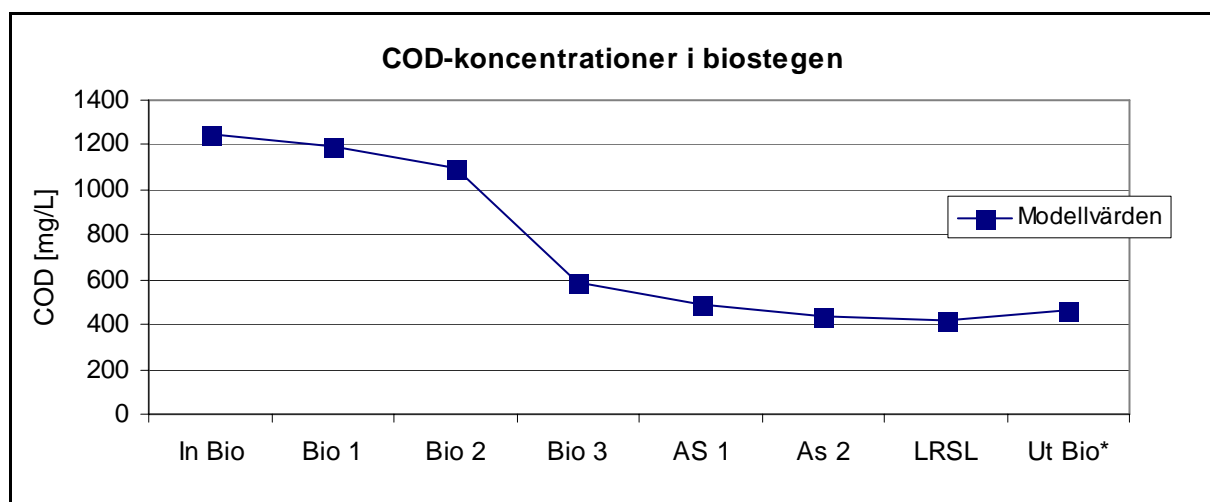
Tabell 8.1. Beräknade COD-utsläpp vid produktionsökning av TCF-massa.

Produktion Linje 2	In till Bio 1 (ton COD /dygn)	Utsläpp Biosed (ton COD /dygn)	Utsläpp Övrigt (ton COD /dygn)	Totalt (ton COD /dygn)
SBZ	58,0	13,6	8,4	22,0

## 8.2. PRODUKTION ECF-MASSA

När bruket producerar ECF90-massa kan utsläppen av COD till recipienten förväntas öka. Den stora andelen löst inert material som avloppsvattnet innehåller bryts inte ned och går opåverkade igenom anläggningen och det kan bli svårt att hålla de uppsatta målen för COD-reduktionen.

Det höga flödet i kombination med en mindre mängd lättillgängligt substrat gör att mängden biomassa i de två första stegen, de utan returslamåterföring, minskar och COD-reduktionen förskjuts till Bio 3, se Figur 8.2.



Figur 8.2. COD-koncentrationer i de olika biostegen vid ECF-produktion, flöde 380 l/s.

Slamproduktionen var enligt modellen 5,4 ton/dygn, varav 4,2 ton bioslam och 1,2 ton inert slam. Övriga resultat redovisas i Tabell 8.2.

Tabell 8.2. Beräknade COD-utsläpp vid produktionsökning av ECF-massa.

Produktion Linje 2	In till Bio 1 (ton COD /dygn)	Utsläpp Biosed (ton COD /dygn)	Utsläpp Övrigt (ton COD /dygn)	Totalt (ton COD /dygn)
S90TD	43,6	15,3	10,6	25,9



## 9. DISKUSSION

### 9.1. MODELLENS BEGRÄNSNINGAR

Det är svårt att göra en tillförlitlig validering av modellen eftersom inkommande flöden och COD halter inte varierar särskilt mycket. De valideringsdata som användes skiljde sig därför inte speciellt mycket från de data som modellen kalibrerades mot.

Reningsanläggningens effektivitet beror mycket på kvaliteten på slammet, dvs. vilka mikroorganismer som finns representerade i slammet. Speciellt känslig är den totala slamproduktionen och slammets sedimentationsegenskaper. Ett "bra" slam har kompakta bakterieflockar och en stor andel högre organismer som ciliater och rotatorier. De högre organismerna "ansar" flockarna genom att äta upp bakterier och flagellater och kompakterar på så sätt flockarna och mängden bioslam som produceras minskar.

Om slamkvaliteten skulle förändras mycket i anläggningen gäller inte längre modellens parametrar. Ökar andelen högre organismer i slammet ökar även slammets nedbrytning, dvs. den kinetiska parametern  $b_H$  ökar.

Om slamåldern ökar för mycket eller uppehållstiden i sedimentationsbassängen blir för lång kan det förväntas att kvaliteten på slammet försämras. Mikroorganismernas sammansättning förändras och mängden "dött" slam ökar. En följd av ovanstående kan bli att slammet sedimenterar dåligt och problem med flytslam kan uppstå.

Eftersom vattnet inte rinner med överfall mellan de olika bassängerna utan genom tre "slitsar" på olika djup i bassängerna sker det ett visst backflöde. Speciellt märkbart är det i Bio 2 där slamhalten inte kan härröra enbart från nedbrytningen av löst organiskt material i bassängen, se Figur 2.6.

Effekter av förändringar i temperatur, pH och syrehalt behandlas över huvud taget inte av modellen. De förutsätts ligga på en relativt konstanta nivå för att modellen ska vara giltig.

Modellen har inte validerats med varierande flöden varför den mest kan användas för att undersöka trender och inte snabba förändringar. Ett annat problem med snabba förändringar av flödet är att volymerna i modellen inte är dynamiska. Det innebär att en ökning av inflödet direkt ger en lika stor ökning av flödet ut.

Mängden slam som bildas är svårt att uppskatta eftersom avvattningen inte har gått kontinuerligt samt att rejektet från centrifugen inte har varit bra. Det finns heller inget sätt att mäta hur mycket slam som finns i sedimentationsbassängen.

### 9.2. FÖRBÄTTRINGAR AV MODELLEN

Ett visst backflöde förekommer mellan bassängerna, det är mest märkbart i Bio 2. Det skulle kunna simuleras genom att en del av vattnet återförs från Bio 3 tillbaka till Bio 2.

Ett spårämnesförsök skulle visa hur väl bassängerna är omblandade och om det eventuellt förekommer "plug flow". Det fanns dock inte möjlighet att genomföra ett spårämnesförsök.

De två första biostegen skulle antagligen fungera bättre om man delade upp det nedbrytbara lösta substratet i två delar, ett lättnedbrytbart och ett svårnedbrytbart, dvs. om man kalibrerade omvandlingskonstanten mellan  $S_R$  och  $S_S$ . Det skulle dock innebära att det inkommande avloppsvattnet måste delas upp i ytterligare en fraktion och det kan vara svårt att bestämma hur mycket av de nedbrytbara ämnena som är lättnedbrytbara respektive svårnedbrytbara samt att skilja det inerta lösta materialet från det svårnedbrytbara.

### 9.3. PRODUKTIONSÖKNING

Resultaten från modellkörningarna med ökat flöde visar på att reningsanläggningen inte blir överbelastad. COD-koncentrationerna på utgående avloppsvatten ligger på ungefär samma nivå som vid lägre flödesbelastning. Men även om koncentrationerna ut inte ökar speciellt mycket så ökar ändå mängden COD ut ur anläggningen. Riktvärdet på COD-utsläppen för Södra Cell Mörrum ligger idag på 25 ton/dygn och det skulle inte bruket klara vid en 20 % produktionsökning under nuvarande förhållanden, se Tabell 8.1. Notera dock att simuleringsresultaten inte kan garanteras vara giltiga för de testade fallen.

En stor del av COD-utsläppen från massafabriken, ca 40 %, utgörs av de mängder som inte går genom den biologiska reningsanläggningen. En viktig åtgärd för att minska utsläppen är därför att se över de strömmar av COD som inte går via reningsanläggningen och se vad man kan göra åt dem. Går det att minska COD-mängden i dem eller är det möjligt att leda dem med högst COD-koncentration in till den biologiska reningsanläggningen?

En annan lösning är att komplettera reningsanläggningen med en kemisk fällning. De organiska föreningar som är kvar efter den biologiska reningen består till största delen av större molekyler som är möjlig att fälla ut i ett kemsteg. Även utsläppen av fosfor skulle minska med tillsats av fällningskemikalier.

## REFERENSER

- Andersson, B.Å., 2002. Miljöredovisning Mörrums Bruk 2001 enligt EMAS. Södra Cell Mörrum.
- Asplind, B., 2002. Ny externrening på Södra Mörrum. Papper & Massa nr 4.
- Blomstedt, J., 2000. Dynamic modelling of an activated sludge process at a pulp and paper mill. Master Thesis, Lund.
- Carlsson, S., Petersson, J. och Jönsson L., 2002. Projektrapport angående ny externrening vid Södra Cell Mörrum. Intern rapport för Södra Cell Mörrum.
- Dahlman O.och Mörck R., 1993. Kemisk sammansättning hos totalavloppsvatten från framställning av ECF och TCF-blekt sulfatmassa. STFI-meddelande A 997.
- Dahlman, O., de Sousa F.och Mörck R., 1994. Sammanfattning av resultat från kemisk karakterisering av avloppsvatten från tre fabriker med tillverkning av ECF- och TCF-blekt sulfatmassa. Rapport nr 84 från skogsindustrins miljöforskningsprojekt Miljö 93. Stockholm.
- Diamond, B., 1996. Extend™ simulation software for the next millennium. Manual till Extend v4.
- Eriksson, Ö. och Rutberg, B., 1996. Introduktion till avloppstekniken. Svenska kommunförbundet, Stockholm.
- Gytel, U., Hansson, O. och Svensson, J., 2000. Kompakt Biologisk/Kemisk rening för Mörrums Bruk Juni 2000. Rapport för Mörrums bruk av KEMIRA Pulp & Paper Chemicals.
- Henze, M., Grady Jr, C. P. L., Gujer, W., Marais, G. v. R. och Matsuo, T., 1986. Activated sludge model no. 1. International Association on Water Pollution Research and Control. Scientific and Technical Reports No 1. ISSN: 1010-707X.
- Hultman, S., 1997. Yttre miljöskydd i massa- och pappersindustrin. Skogsindustrins Utbildning i Markaryd AB, Markaryd.
- Kassberg, M., 1995. Blekning. Skogsindustrins Utbildning i Markaryd AB, Markaryd.
- Kindh, T., Ullman, A., Fasth C., 2001. EDTA-reduktion i en multibioanläggning. Svensk Papperstidning nr 8 2001.
- Lie, E., 1996. Limiting factors in biological nutrient removal from wastewater. Doctors Thesis, Lund.
- Mörck, R., Dahlman, O. och Strömberg, L. M., 1993. Kemisk sammansättning hos sulfat- och sulfatmassaindustrins utsläpp till vattenrecipienter. SCAN forsk-rapport 623.
- Olsson, G. och Newell B., 2001. Wastewater Treatment Systems Modelling, Diagnosis and Control, Cornwall.

Xu, Shulan 1996. Wastewater Characterization for Activated Sludge Process Modelling. Licentiate Thesis, Stockholm.

## BILAGA 1. BETECKNINGAR OCH FÖRKORTNINGAR

AOX	(Absorbable Organic Halogen), adsorberbar organisk halogen
AS 1	Aktivslamsteg 1 (fjärde bassängen i reningsanläggningen)
AS 2	Aktivslamsteg 2 (femte bassängen i reningsanläggningen)
b	Slammets nedbrytningshastighet [1/dygn]
Bio 1	Biobassäng 1, frissimmarsteget (första bassängen i reningsanläggningen)
Bio 2	Biobassäng 2, kloratsteget (andra bassängen i reningsanläggningen)
Bio 3	Biobassäng 3, selektorn (tredje bassängen i reningsanläggningen)
BOD	(Biological Oxygen Demand), biologisk syreförbrukning
COD	(Chemical Oxygen Demand), kemisk syreförbrukning
ECF	(Elementary Chlorine Free), blekningsmetod utan klorgas
k	Nedbrytningskonstant för substratet [1/dygn]
$k_N$	Andel kväve i slammet [g N / g TSS]
$k_P$	Andel fosfor i slammet [g P / g TSS]
$K_S$	Halvmätnadskonstant [mg COD / L]
LRSL	Returslamlufts bassängen
N	Koncentration av kväve [mg N / L]
P	Koncentration av fosfor [mg P / L]
$r_R$	Omvandlingshastighet från $S_R$ till $S_S$ [1/dygn]
S90RD	ECF-massa med ljushet 90%ISO
S90TD	ECF-massa med ljushet 90%ISO
S70TZ	TCF-massa med ljushet 70%ISO
SBZ	TCF-massa med ljushet 90%ISO
$S_I$	Inerta lösta organiska föreningar [mg COD / L]
$S_R$	Svårnedbrytbara lösta organiska föreningar [mg COD / L]
$S_S$	Lättnedbrytbara lösta organiska föreningar, substrat [mg COD / L]
SS	Suspenderade ämnen, samma som TSS och SÄ
SÄ	Suspenderade ämnen, samma som TSS och SS
TCF	(Totally Chlorine Free), blekningsmetod helt utan klor
TOC	(Total Organic Carbon), totalt organiskt kol

TSS	(Total Suspended Solids), samma som SS och SÄ
V	Volym [L]
$X_B$	Biomassa [mg COD / L]
$X_I$	Inerta partikulära organiska föreningar [mg COD / L]
Y	Utbyteskonstant [g cell COD / g $S_8$ ]
$\mu$	Specifika tillväxtkoefficienten [1/dygn]
$\mu_{max}$	Maximala specifika tillväxtkoefficienten [1/dygn]

## BILAGA 2. EXEMPEL PÅ PROGRAMSPRÅKET MODL

**BIO Unit**

Inportant note\*: Tracer name for COD must be COD!

**Overview**

```

Real ArrayIn[],ArrayOut[],CODRed;
Real SConst,Moisture,ArrayGlob[],GConst,Sludge,tempin;
Real FiberIn, FiberOut, CODSludge;
String ArrayTracer[];
Integer i,max,number;

// PM 021011
Real XBIIn, XIIn, SSIn, SRIn, SIIn;      **Unit [kg/min]
Real XBOOut, XIOut, SSOut, SROut, SIOut; **Unit [kg/min]
Real TSSIn, TSSOut;                    **Unit [kg/min]
Real TSS, XB, XI, SS, SR, SI;          **Unit [kg] the total amount
Real WaterOut;                          **Unit [L/min]
Real XBred, SSred, SRred, SRed;
Real u, ConcXB, ConcSS, ConcSR;

Integer XBnumber, XInumber, SSnumber, SRnumber, SInumber;
//

Real umaxm, km, bm; ** PM 021021
Real InitXB, InitXI, InitSS, InitSR, InitSI;

// PM 021016
on Yield
{
  usererror("This is a value between 0 and 1. It sets how much of the
}
//

on carrierm3
{
  if(volume>0)
    carrierperc=Carrierm3/volume*100;
else
  usererror("To calculate carrier in % of volume endet data for v
}

```

**Dialog Names**

- OK
- Cancel
- SolidsIn
- Waterin
- CODIn
- SolidsOut
- CODOut
- SpecSludge
- PercCODRed
- TempIndia
- Name
- SDim
- FDim
- TDim
- Comments
- CODmglitIn
- CODmglitOut
- Time
- Volume
- CODRedDia
- Airdemand
- kW
- Tutorial
- Tracer
- Bio Film
- Actsludge
- CODRedPerc
- Outcons
- Set Outcons
- Inletcons
- Outletcons
- Carrierm3
- Carrierperc
- ASP
- RedSol
- RedSolPerc
- RedCalc
- Y

Line: 414