

BIOGASPRODUKTION INOM SVENSK PAPPERS- OCH MASSAPRODUKTION

SYNTES AV MÖJLIGHETER OCH BEGRÄNSNINGAR SAMT TEKNISK UTVÄRDERING

Annika Björn
Ylva Borgström
Jörgen Ejlertsson
Anna Karlsson
Fredrik Nilsson
Bo Svensson



Linköpings universitet

SAMMANFATTNING

Linköpings Universitet har tillsammans med Pöyry och Scandinavian Biogas Fuels drivit projektet ”Etablering/effektivisering av biogasproduktion inom svensk pappers- och massaproduktion”. Potentialen hos det organiska materialet i avloppsvatten från svensk pappers- och massaindustri (PMI) till biogasproduktion skattades vid projektstart till 100 milj. Nm³ metan per år (1 TWh). Denna rapport är en syntes av resultaten från projektet med syfte att ge visa hur de genererade resultaten kan omsättas i teknisk praktik med tillhörande ekonomiska insatser. Syftet är att ge underlag och stöd till PMI-branschen och externa intressenter, som överväger att implementera biogasproduktion inom PMI.

Substraten för biogasproduktion som återfinns i pappers- och massaindustrins avloppsvatten och slam kännetecknas av stora volymer med låga COD-halter. Detta kräver rötningstekniker, som tillåter mycket korta uppehållstider jämfört med mer traditionellt utformade biogasanläggningar för att inte tankstorleken ska bli för stor. Två tekniker, som utvecklats inom projektet, klarar detta: EGSB (expanded granular sludge bed) och CSTR (completely stirred tank reactor) med slamåterföring. Dessa tekniker har därför utvärderats för tre olika typbruk, ett CTMP-bruk, ett TMP-bruk och ett sulfatmassabruk. Resultaten från dessa experimentella studier är utgångspunkten för i utvärderingen i föreliggande rapport. För varje processkoncept har en grov kostnadsuppskattning ($\pm 20\%$) gjorts för den investering som krävs för biogasproduktion.

En EGSB på ett TMP-bruk med ett totalavlopp på 1500 m³/h, där hela blekeriavloppet från peroxidblekningen och en del av det övriga avloppet behandlas i en 4000 m³ reaktor förväntas ge 2,5 milj Nm³ metan/år. Investeringskostnaden för anläggningen uppskattas till 75 milj. SEK ($\pm 20\%$).

En EGSB på ett CTMP-bruk med ett totalavlopp på 170 m³/h där hela avloppet behandlas i en 3000 m³ reaktor förväntas ge 1,8 milj Nm³ metan/år. Investeringskostnaden för anläggningen uppskattas till 64 milj. SEK ($\pm 20\%$).

En CSTR med slamåterföring som körs på bioslam från ett sulfatmassabruk där ett bioslamflöde på 46 m³/h behandlas i en 4000 m³ reaktor förväntas ge 1,0 milj Nm³ metan/år. I denna design är strategin för den aeroba bioreningen ändrad för att producera ett bioslam optimerat för att ge högsta möjliga biogaspotential. Detta innebär produktion av större mängd slam, som i största mån kan rötas till metan, dvs mängd metan per mängd rötat organiskt material samtidigt som COD-reduktionen i vattenreningen bibehålls. Investeringskostnaden för anläggningen uppskattas till 32 milj. SEK ($\pm 20\%$).

Baserat på de COD-kvantiteter som når de luftade dammarna inom PMIs vattenreningssystem förbrukas årligen ca 0,8 TWh el. Införande av biogasproduktion i massaindustrins spillvattenrening skulle reducera mängden COD med mellan 30-50%, vilket får till följd att den årliga elförbrukningen i samband med den aeroba reningen går ner med ca 0,2-0,4 TWh. Detta innebär alltså ett energitillskott av 0,9 – 1,1 TWh givet att hela den tillgängliga biogaspotentialen skulle byggas ut. Till detta kommer eventuella vinster relaterade till slamhanteringen.

Innehåll

SAMMANFATTNING	3
1 INLEDNING	5
PMI OCH BIOGASPRODUKTION	5
RESUMÉ AV DET GENOMFÖRDA PROJEKTET	7
2 BESKRIVNING AV MASSAPROCESSER I SVERIGE	9
2.1 Sulfatmassa	9
2.2 Sulfitmassa	10
2.3 Mekanisk massa	10
2.4 Returpappersmassa (DIP)	11
3 TILLGÄNGLIGA SUBSTRAT VID SULFAT- OCH MEKMASSABRUK	11
3.1 Kemisk massa	11
3.1.1 Processvatten från sulfatmassaproduktion	11
3.1.2 Bioslam	13
3.1.3 Fiberslam	13
3.1.4 Indunstningskondensat	13
3.2 Mekanisk massa	12
3.2.1 Processvatten vid mekanisk massaproduktion	12
3.2.2 Bioslam	13
4 ANAEROBA TEKNIKER	13
4.1 EGSB	15
4.2 CSTR med slamåterföring	16
5 TEKNISK UTVÄRDERING	15
5.1 EGSB på TMP-bruk	17
5.1.1 Dimensionerande data	18
5.1.2 Processbeskrivning för investeringskalkyl	19
5.1.3 Investeringskalkyl	20
5.2 EGSB på CTMP-bruk	21
5.2.1 Dimensionerande data	21
5.2.2 Processbeskrivning för investeringskalkyl	22
5.2.3 Investeringskalkyl för EGSB vid CTMP-bruk	23
5.3 CSTR med slamåterföring för sulfatmassabruk	23
5.3.1 Dimensionerande data	24
5.3.2 Processbeskrivning för investeringskalkyl	24
5.3.3 Investeringskalkyl	25
KONKLUDERANDE KOMMENTARER	26
PUBLIKATIONER	27
FÖRKORTNINGAR OCH AKRONYMER	28

1 INLEDNING

Linköpings Universitet har tillsammans med Pöyry och Scandinavian Biogas Fuels AB (SBF) genomfört projektet ”Etablering/effektivisering av biogasproduktion inom svensk pappers- och massaproduktion”. Projektet finansieras av Energimyndigheten (projektnummer 32802-2) och av Pöyry, SBF och i studien ingående pappers- och massaproducenter. Bakgrunden för projektet var att potentialen för biogasproduktion från det organiska innehållet i avloppsvatten från pappers- och massaindusti (PMI) är avsevärd. Den beräknas till 100 milj. Nm³ metan per år (1 TWh), vilket motsvarar drygt 50% av den biogasproduktion som redovisats av Energimyndigheten 2015. Ett ytterligare starkt skäl för att etablera biogasproduktion från PMIs avlopp är att det skulle innebära möjligheter att få en distribution av metan i form av fordonsgas inom områden, där substratunderlaget för biogasproduktion i övrigt är begränsat eller saknas.

Det övergripande målet var att tillhandahålla en vetenskaplig grund för att i största mån kunna exploatera biogaspotentialen inom PMI. Ett av delmålen för projektet var att utifrån resultat i försök i laboratorieskala och vidare genom uppskalningsförsök utarbeta ett tekniskt underlag för tre processkoncept i fullskala. De praktiska studierna av detta finns redovisade i slutrapporten till Energimyndigheten, medan denna rapport sätter in resultaten i ett större sammanhang genom att ta dem som utgångspunkt för en vidare redovisning som stöd för PMI och andra intressenter, som överväger att implementera biogasproduktion i branschen.

Rapporten inleds med en kort redovisning av bakgrunden för att utnyttja anaerob rötning av PMIs avloppsvatten med avseende på lösta organiska substanser, fiberslam och avloppsslam. Detta följs av en kort genomgång av de studier som genomförts inom projektet och en kort sammanfattning av resultaten. Efter den tekniska och ekonomiska genomgången ges en övergripande syntes och analys av hur de utgångspunkter, som redovisats, kan bidra till biogasproduktionen och vilka synergieffekter detta skulle innebära. Som avslutning diskuteras vad som borde undersökas och utvecklas vidare för en lyckosam etablering av biogasprocessen inom PMI. Därefter följer en lista på de publikationer, som producerats inom projektet fram till denna rapports skrivande. Ytterligare en doktorsavhandling utöver Madeleine Larssons, kommer att bygga på resultaten från projektet och försvaras av Eva-Maria Ekstrand.

PMI OCH BIOGASPRODUKTION

Rötning (anaerobic digestion; AD) av organiskt material till biogas (koldioxid och metan) bygger på att man lyckas etablera en process, där mikroorganismer växer i frånvaro av syre. Grunden till denna process är biologisk och förutsätter ett intrikat ekofysiologiskt samspel mellan mikroorganismer, som genomför delstegen i nedbrytningskedjan (hydrolys, jäsning, acetogenes och metanbildning). Detta ställer krav att på att näringsförhållandena, som möjliggör aktivitet och tillväxt för alla ingående mikroorganismer är tillgodosedda. Inom PMI är det fr a olika kolhydrater (polymerer och mindre sockermolekyler) och nedbrytningsprodukter från dessa (t ex ättiksyra, metanol) som skapar underlaget för biogasproduktion. I stort sett saknas näringsämnen utöver kol, syre och väte, varför t ex kväve, fosfor, spårämnen måste tillföras. Den fysikalisk/kemiska sammansättningen i avloppsvattnen har stor betydelse för doseringen av fr a de senare, eftersom de bildar starka komplex med t ex svavel.

Intresset för anaerob behandling av avloppen inom och från PMI har varierat över tid med en topp i slutet av 1980- och början 1990-talen. Vid den tiden brottades man fr a med processproblem sannolikt orsakade av bl a restklor och klororganiska föreningar samt höga halter av oxiderat svavel men troligen även relaterat till otillräckligt processkunnande. Dessa problem gjorde att anaerob avloppsvattenreningen inom PMI kom på skam så när som för anläggningar, som utnyttjar returpapper för sin massatillverkning eller driver mekanisk eller sulfitbaserad massstillverkning. Applikationer för andra processtyper misslyckades ofta och en skepsis för att använda AD har därför spridit i branschen och det finns ett antal utmaningar när det gäller att etablera processen inom PMI. Dessa inkluderar val av processteknik, val av avloppsströmmar för behandling, belastningsvariationer och toxiska effekter från processvattnen. Varje bruk exponerar specifika förhållanden, som måste beaktas inom dessa ramar.

Internationellt finns ca 380 installationer med anaerob rening på massa- och pappersbruk och då främst vid bruk för tillverkning av returfiber (ca 60%), mekanisk massa (ca 10%) och sulfitmassa (ca 10%). En mer energi- och resurseffektiv rening av vattnen från sulfatmassabruken är särskilt angelägen för svenska förhållanden, eftersom sulfatmassaproduktionen dominerar svensk PMI med 61% av totala produktionen 2014.

I Sverige är två AD-anläggningar igång: Domsjö Fabrikers sulfitanläggning i Örnsköldsvik och Fiskeby Board AB, som använder returpapper för sin massaproduktion. Att AD inte är vidare etablerat inom PMI innebär att största delen av reduktionen av förorenande organiskt material (COD) i PMIs processvatten sker med aktivslamprocessen i luftade dammar. Inom PMI körs denna process idag för en maximal COD-reduktion och för en minimering av mängden bildat bioslamm. Luftningen är energikrävande och lågt skattat åtgår 1500 kWh el/ton COD för att rena dessa spillvatten. Bioslammet, som bildas i processen, är svårt att avvattna, då en stor del av vattnet är bundet i den mikrobiella biomassan, vilket gör att kvittblivning genom förbränning är en dålig lösning. Bioslammet används även i någon utsträckning, med eller utan fiberslam, som komponent vid produktion av anläggningsjord och för deponitäckning.

Den svenska biogasproduktionen sker nästan undantagslöst i totalomblandade tankreaktorer (CSTR, continuous stirred tank reactors), medan biogasproduktion genom användande av teknik för behandling av olika typer av processvatten med innehåll av till största delen löst organiskt material bara förekommer i ett fåtal fall. De senare bygger på att stora mängder processvatten behandlas under kort tid i reaktorer med slambädd (oftast i sk upflow anaerobic sludge blankets, UASB). Tekniken används vid Norrmejeriers anläggning i Umeå och vid Agroetanols fabrik i Norrköping. En bidragande orsak till att slambäddstekniken inte etablerats i större utsträckning i Sverige är behovet att värma de stora mängder process/avloppsvatten samt dåliga erfarenheter från tester i både pilot- och fullskala. Temperaturproblemet är förr det omvända inom PMI, eftersom utgående processvattnen oftast har höga temperaturer ibland upp till 80°C och därför påkallar kylning. Tekniken skulle därför kunna fungera bra för biogasproduktion från avloppsvattnen inom PMI om hållbara processkoncept utvecklas.

RESUMÉ AV DET GENOMFÖRDA PROJEKTET

Strategin var, att med ovan givna bakgrund, först kartlägga vilka avloppstömningar inom de olika processtyperna som är mest lämpliga för biogasproduktion och sedan utveckla processkoncept för rötning av de komplexa organiska matriser som dessa vatten utgör. En viktig del i arbetet har varit att identifiera strömningar med hög biogaspotential per m³ avloppsvatten samt hitta och utesluta hämmande strömningar. Vidare har fokus legat på att förbättra förutsättningarna för mikrobiell tillväxt, då det alltid är mikroorganismernas förutsättningar för aktivitet och tillväxt som sätter gränserna för en effektiv nedbrytning och därmed möjlig biogasproduktion.

Huvudresultaten var:

- Det är fullt möjligt att komma åt 700 GWh av de skattade 1000.
- UASB fungerade väl för totalavlopp från TMP- och CTMP-bruk samt för alkaliska blekeriavlopp från sulfatbruk. För de senare ligger mycket av potentialen även i fiberslam, som med fördel kan samrötas med slam från aktivslamprocessen i CSTR med recirkulering av reaktorslam.
- UASB-tekniken kräver omsorgsfull hantering med t ex återkommande näringstillförsel för att bibehålla stabila förhållanden och för att klara skift mellan olika råvaror (skiften mellan barr och löv samt mellan olika lövträdsråvaror).
- Genom att driva aktivslamprocessen för maximal produktion av slam, dvs. med hög belastning erhöles en fördubblad slamproduktion samtidigt som metanpotentialen i det producerade slammet ökade med 100-300% per kg COD slam.

Eftersom det visat sig problematiskt att applicera UASB-tekniken inom sulfatmassabruken utvecklades ett koncept, där CSTR med slamåterföring används för att röta bioslamm tillsammans med fiberslam. Att detta fungerat bättre än med UASB beror sannolikt på att slammet neutraliserar inkommande blekkemikalier och dels på att suspenderat material inte är ett problem i CSTR. Jämfört med UASB blir dock investeringskostnaderna högre, då större rötchammare samt slamavskiljning krävs. Genom den utvecklade recirkuleringen av rötchammarmaterial kan uppehållstiden i CSTRn hållas kort även för en högbelastad process. Detta koncept innebär att man kan minska rötchammarsvolym med upp till 75% jämfört med en konventionell process, vilket ger väsentligt minskade investeringskostnader.

Genom att direkt producera biogas från utvalda avloppsströmningar inom PMI i UASB alternativt CSTR med slamåterföring kan alltså en avsevärd mängd metan erhållas samtidigt som luftningsbehovet i det efterföljande aeroba steget minskar, då en stor del av det organiska materialet bryts ned i det anaeroba steget. Det organiska materialet i avloppsvattnet kan utnyttjas än effektivare om aktivslamprocessen körs för en maximerad slamupbyggnad dvs. med kort uppehållstid och god tillgång på näringsämnen snarare än för maximal slamreduktion. Detta innebär också att de lösta föreningar, som inte omsätts i det anaeroba steget delvis konverteras till mikrobiell biomassa och blir biogas, när det bildade slammet sedan rötas i CSTR-reaktorn. En ytterligare fördel med denna applikation är att denna typ av slam får förbättrade avvattningsegenskaper jämfört med det traditionellt rötade slammet. Det anaerobt behandlade vattnet med dess innehåll av

bland annat närsalter kan efter avvattningen återföras till aktivslamsteget. Behovet av att tillföra näringsämnen från externa källor minskar därmed avsevärt.

Projektets resultat ger underlag för följande strategi i fyra steg för etablering av biogasprocessen vid svenska bruk. Steg 1a kan genomföras för sig självt men i CSTR-alternativet ges också möjlighet till en samrötning av det partikulära organiska materialet från bruket och/eller från externa källor. Strategin kan initieras från med steg 1a eller 1b beroende på förutsättningarna.

- 1a. Rötning av avloppsströmmar innehållande höga halter löst, för mikroorganismer lättomsättbart, organiskt material till biogas i UASB.
- 1b. Brukets totalavlopp förs till en luftad rening för COD-reduktion. Det aeroba steget körs här för en hög bakteriell biomassproduktion (hög mängd biomassa/kg COD-reduktion). Detta åstadkoms genom att slamåldern i luftningssteget kortas i kombination med en god närsaltstillgång genom recirkulering av behandlat vatten.
2. Bioslammet från luftningssteget förtjockas och används som substrat i en CSTR för biogasproduktion. I denna process kan även partikulärt organiskt material från bruket, så som fiberslam rötas. För att säkerställa näringstillgången i detta steg kan bioslammet även samrötas med material med högt innehåll av viktiga närsalter.
3. Efter rötning avvattnas rötresten (bioslammets avvattningssegenskaper förbättras normalt genom rötning) och rejektivattnet med de frisatta närsalterna återförs till avloppsreningen, medan den fasta fraktionen kan användas som t ex gödnings-/jordförbättringsmedel.

Vinsterna med ovan skissade system är flera i förhållande till de traditionella:

1. Producerad biogas kan säljas eller användas internt inom företaget och ersätta andra bränslen, vilket minskar behovet av fossila bränslen och därmed bidrar till en mer klimatneutral verksamhet för företaget.
2. Luftåtgången för reducering av COD blir drastiskt mindre i det aeroba steget tack vare det ändrade körsättet. Uppehållstiden i luftningsbassängerna blir med denna strategi avsevärt kortare. Dessa förändringar medför en avsevärd minskning av elförbrukningen över den aeroba vattenreningen (upp till 60%). Till detta kommer att man kan utnyttja den spillvärme, som idag kyls bort, för att hålla lämplig temperatur i reaktorerna (UASB/CSTR med slamåterföring).
3. Ev. samrötning med näringsrika substrat i CSTR-steget tillför näringsämnen, som kan recirkuleras till luftningsbassängen. Detta innebär att tillförseln av externa närsalter till vattenreningen kan minskas eller helt undvikas med motsvarande kostnadsreduktion.
4. Rötresten från CSTR-steget kan efter godkännande spridas på skogs- eller jordbruksmark, vilket innebär en återföring av närsalter och mullämnena till naturen.

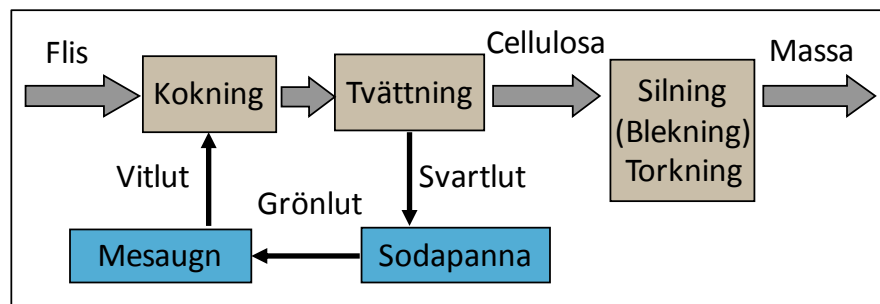
2 BESKRIVNING AV MASSAPROCESSER I SVERIGE

Data för detta avsnitt baseras i flera fall på information i Skogsstatistisk årsbok 2014.

2.1 Sulfatmassa

Sulfatprocessen är idag den dominerande processen för framställning av pappersmassa och i Sverige produceras årligen ca 7 600 000¹ ton sulfatmassa vid 21 bruk.

I sulfatprocessen barkas och huggs veden till flis, som kokas alkaliskt i vitlut, luten bryter bl.a. ner lignin och frilägger fibrerna. Massan tvättas ren från kemikalier och processen delas upp i en fiberförande linje och en för kemikalieåtervinning. En schematisk bild visas i figur 1.



Figur 1: Översikt över sulfatmassaprocess.

Kemikalieåtervinningen görs via en sodapanna, där de urtvättade kemikalierna, som nu kallas för svartlut, förbränns. I pannen förbränns de organiska föreningarna till CO₂ och resterande oxiderade föreningar bildar grönlut. Grönluten kausticeras i en mesaugn varvid vitlut genereras och kan återanvändas.

Efter fiberfriläggningen i massakoket tvättas och silas massan för att separera bort större föroreningar som bark, kvistar och okokt flis. Detta sker i sileriet, där massan även renas från harts. Ungefär 70% av den brunfärgade massan som tillverkas i Sverige bleks innan den torkas eller processas till papper.

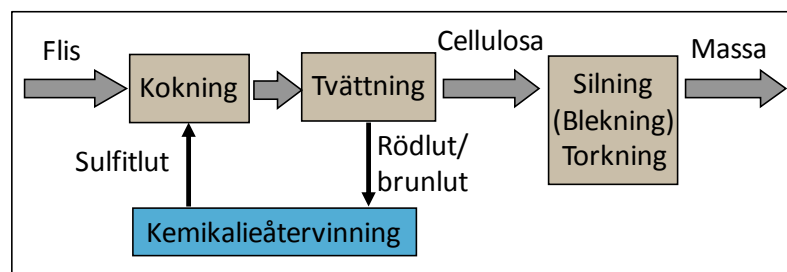
Den mest effektiva blekningsmetoden utnyttjar syrgas och används av alla svenska bruk som bleker sulfatmassa. Syrgassteget kompletteras idag av två huvudsakliga blekningsmetoder: "Totally chlorine free" (TCF) och "elementary chlorine free" (ECF). ECF-blekning, där sura och basiska blekningssteg varvas, är den vanligaste metoden och ca 40% av massan, som produceras i Sverige, bleks med denna metod. Det sura steget genomförs ofta med kloridioxid (D) medan det basiska är ett extraktionssteg förstärkt med syre (EO), väteperoxid (EP) eller både syrgas och väteperoxid (EOP).

2.2 Sulfitmassa

Sulfitprocessen används i mindre utsträckning i Sverige och ca 560 000 ton² sulfitmassa produceras årligen vid fyra bruk: Nymölla bruk, Domsjö Industrier, Lessebo bruk och Nordic Paper i Säffle.

I sulfitprocessen kokas flisen i en sur kokvätska innehållande vätesulfitjoner. Kokvätskan bryter ner lignin och hemicellulosa och ger en nästan ren cellulosa. Massan tvättas ren från kemikalier och de urtvättade kemikalierna ger en restlut (rödlut eller brunlut). För sulfitbruken är kemikalieåtervinningen mer komplicerad än för sulfatbruken, men likväl nödvändig för att uppnå ekonomisk lönsamhet samt för att uppfylla uppsatta miljökrav. Komplexiteten hos återvinningsprocessen beror på den bas som används. Vanligast är magnesium, som ger den enklaste återvinningsprocessen.

En översiktsbild över processen visas i Figur 2.



Figur 2: Översikt över sulfitmassaprocess.

Liksom för sulfatmassan silas även denna massa ren från större föroreningar som bark, kvistar och okokt flis. Efter kokning, tvättning och silning är sulfitmassan gulgrå och kan blekas för att få ljusare papper. Sulfitmassa är mer lättblekt än sulfatmassa och bleks i dag med väteperoxid, ozon och vid några bruk med klordioxid.

2.3 Mekanisk massa

Mekanisk massa framställs genom att flisen mals ner på mekanisk väg mot en slipsten eller i så kallade raffinörer. Mekanisk massaframställning kräver mycket energi och eftersom ligninet inte tas bort gulnar pappret med tiden, vilket gör den användbar till papper med kort livslängd. Fördelen med processen är att man får ett högt utbyte och att massan får en hög bulk, vilket är en viktig egenskap för tidningspapper och i mellanskikt vid kartongtillverkning. I Sverige produceras varje år ca 3 200 000 ton³ mekanisk massa vid 12 bruk.

Ofta förvärms flisen med ånga innan den finfördelas i raffinören och processen kallas då för TMP (thermo mechanical pulp). Vid CTMP (chemo termo mechanical pulp) tillsätts även natriumsulfit innan raffineringen för att få starkare och ljusare massa. I Sverige finns det 11 bruk, som tillverkar CTMP-massa och 6 bruk, som tillverkar TMP. Fem av bruken, tillverkar både TMP och CTMP. 75% av den mekaniska massan, som produceras i Sverige, är TMP-massa, 20% CTMP-massa och 5% slipmassa.

² Enligt statistik från 2013, Skogsstatistisk årsbok 2014

³ Enligt statistik från 2013, Skogsstatistisk årsbok 2014

Blekning av mekaniska massor är ligninbevarande. För lätt blekning används natriumditionit och för att åstadkomma högre ljushet används väteperoxid.

2.4 Returpappersmassa (DIP)

Fibrer återvinns från returpapper genom att lösa upp pappret och rengöra fibermassan från föroreningar. Förutom att ta bort större föroreningar måste även trycksvärtan tvättas bort. Detta görs genom tillsats av kemikalier och genom att massan får gå genom ett flotationssteg, där trycksvärtan avskiljs. Den avsvärtade massan slutrenas i ett eftersileri. Därefter pumpas den till en anläggning för varmdispergering, där vaxer, klister och andra plastiska ämnen avlägsnas. Om massan skall blekas sker det med väteperoxid.

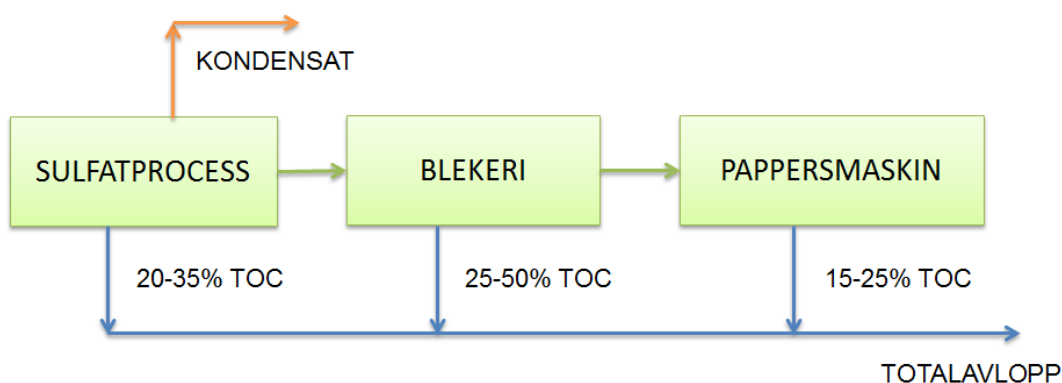
I Sverige produceras varje år ca 980 000 ton returmassa vid 7 bruk. Den största tillverkaren av returmassa är Hylte bruk.

3 TILLGÄNGLIGA SUBSTRAT VID SULFAT- OCH MEKMASSABRUK

3.1 Kemisk massa

3.1.1 Processvatten från sulfatmassaproduktion

Processvattnen från sulfatmassabruk har länge ansetts olämplig för anaerob behandling pga. närvaro av klor- och svavelföreningar i hämmande halter. Inom projektet har det påvisats att det är tekniskt möjligt att behandla blekerifiltrat anaerobt med en COD-reduktion på ca 45%. Blekerifiltrat från massa, där lövved använts som råvara, ger högre utbyte än massa från barrved. Hur TOCn i avloppet är fördelad mellan de olika processdelarna på ett sulfatmassabruk illustreras i Figur 3.



Figur 3: En översikt över hur TOC-utsläppen till avlopp är fördelade på ett sulfatmassabruk.

Processvatten från renseri

Avloppet från renseri håller oftast ett relativt litet flöde. Det kan innehålla grus, sand och barkpartiklar. Då barken är trädens skydd mot omgivningen innehåller avloppsvattnet kemiska föreningar, som kan verka inhiberande för den mikrobiella processen. Exempel på denna typ av föreningar är hartssyror, terpenener och tanniner, vilket bl a diskuterats i

den doktorsavhandling som Madeleine Larsson skrivit som del av projektet (Larsson 2015). En del bruk släpper barkpressat (vatten från avvattnat barkslam) till detta avlopp, vilket ger högre COD-halt men också högre halter av potentiellt inhiberande ämnen. Innehållet i denna vattenström varierar mellan olika massabruk och i de batchförsök som utfördes inom ramen för projektet varierade metanutbytet från under 20% upp till ca 45% av den teoretiskt skattade

Processvatten från massaberedning

Detta processvatten består av filtratöverskott från fiberavvattnings i de fall de inte används bakströms som tvättvatten sam från kyl-, spill- och spolvatten. Vattnet kan innehålla oblekta fibrer, sand, och lut. Liksom för renservattnen varierar innehållet i dessa vatten mellan olika sulfatmassabruk. Metanpotentialen hos dessa var mestadels under 20% av det teoretiskt möjliga.

Processvatten från blekeri

Processvatten från blekerier är ofta COD-rika, där halterna kan variera kraftigt beroende på hur hårt pappret bleks och hur mycket av tvättvattnen efter blekning, som återanvänds internt.

Ett ECF-blekeri genererar både sura (pH 3-4) och basiska processvatten (pH 10-11) och blekningen resulterar i ca 20-30 kg COD/ton producerad massa. Processvatten från TCF-blekning ger sura processvatten med pH 3-5 och ca 10 kg COD/ton producerad massa.

De sura processvatten från ECF-blekningen visade sig inhibera metanbildningen i potentialbestämningsförsöken, vilket också spillde över på metanutbytet från totalavloppet. Alkaliska processvatten från ECF-blekning gav metanutbyten upp till 40%. Vid kontinuerlig rötning i labbskala kunde dock en successiv inspädning av surt avlopp i det basiska avloppet ge en tillvänjning av bakteriefloran med en bibehållen COD-reduktion av 45% samtidigt som biogas producerades dock med ett lägre utbyte än med enbart det alkaliska flödet..

Processvatten från pappersberedning

Huvuddelen av det vatten som släpps till avlopp är överskott av bakvatten dvs vatten, som pressas och/eller sugas ur massan när denna torkas till papper. Beroende på hur sluten processen för papperstillverkning är, återanvänds detta vatten mer eller mindre internt och därför kan TOC-mängden i dessa avlopp variera kraftigt mellan bruk. Processvatten från pappersmaskinerna kan förutom blekta och oblekta fibrer även innehålla fyllmedel, lera och papperskemikalier.

Detta processvatten innehåller ganska låga mängder COD, (0,5-2 kg/m³), varför biogasproduktion med dessa knappast är ekonomiskt lönsamma, då mycket stora reaktorvolymmer skulle bli nödvändiga. Generellt sett fungerar dessa vatten dock bra processmässigt. Mängden COD i processvattnen från pappersmaskiner varierar mycket från bruk till bruk men ligger någonstans mellan 5-25 kg COD/ton producerat papper.

3.1.2 *Bioslam*

De stora mängderna processvatten som används vid massa- och papperstillverkning måste i slutändan renas. Reningen utgörs oftast av mekanisk, kemisk och biologisk rening. I den biologiska reningen reduceras de organiska föreningarna under aeroba förhållanden med hjälp av mikroorganismer. Den växande cellmassan bildar ett bioslam, som separeras genom sedimentering. Generellt körs bioreningarna för att minimera slamproduktionen, vilket ger ett bioslam med låg metanpotential. Bioslamproduktionen varierar mellan bruk men ligger vanligtvis i intervallet 10-40 kg slam/ton producerad kemmassa beroende på blekningsgrad, typ av produkt och reningsprocess. Bioslammet är svåravvattnat, då en stor del av vattnet är bundet i den mikrobiella biomassan.

Bioslammet används idag för tillverkning av anläggningsjord, alternativt för deponitäckning eller förbränns vid bruket. Vid flera bruk samavvattnas bioslammet med fiberslam.

Som framgår av resultatresumén, ovan har en strategi för en maximering av slamproduktionen utvecklats inom projektet för att via bioreningen producera substrat för framställning av biogas. Genom att korta slamåldern och öka belastningen över biosteget erhålls större volymer av ett mer lättnedbrytbart bioslam med bibehållen COD-reduktion. Den tekniska utvärderingen nedan förutsätter att detta nya körsätt tillämpas.

3.1.3 *Fiberslam*

Fiberslammet kommer från fiberförluster i processen och tas oftast ut ur processvattnet vid den mekaniska reningen i en försedimenteringsbassäng. Fiberslammet består till största delen av just fibrer, men barkpartiklar, sand och fyllnadsmedel förekommer. Mängden fiberslam, som följer vattenreningen, kan minskas genom återföring till produktionen. Det producerade fiberslammet förbränns ofta för energiåtervinning inom bruket. I några fall samavvattnas fiberslammet med bioslam och kan då även användas som råvara för tillverkning av anläggningsjord. Fiberslam har ett energivärde på ca 17 MJ/kg TS.

Mängden (torrvikt/torrsvikt) fiberslam vid ett massabruk är ca 1-3 kg/ton producerad massa om bruket har en effektiv fiberåtervinning, men kan uppgå till 20-30 kg/ton producerad massa. Fiberslammet har en biogaspotential på 300-330 Nm³ CH₄/ton VS och kan som mest avvattnas till en torrhalt av 60-70%. Vanligtvis avvattnas slammet dock till ca 50% torrhalt. Askhalten i slammet varierar från 2% för rent fiberslam, medan fiberslam från papperstillverkning med tillsatts av fyllmedel kan ha askhalter upp till 30%.

3.1.4 *Indunstningskondensat*

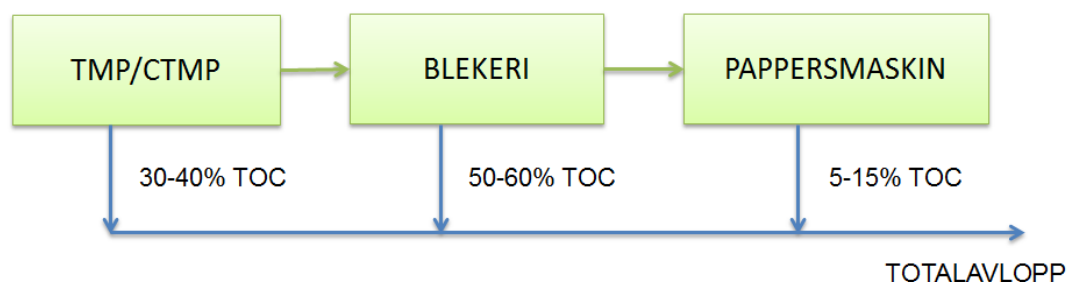
Indunstningskondensatet är en restprodukt från kemikalieåtervinningen. Efter rening innehåller det höga halter metanol (ca 60% v/v), vilken är lättomsatt till metan i biogasprocessen. Det innehåller även svavelföreningar, terpenier och aromater, vilka kan verka hämmande på biogasprocessen. Mängden metanol genererad från ett kemiskt massabruk är 13-16 L/ton producerad massa.

3.2 Mekanisk massa

3.2.1 *Processvatten vid mekanisk massaproduktion*

Vatten från mekanisk massaproduktion har i tidigare studier av anaerob rening gett varierande resultat. Inom projektet har vi utvecklat en stabil process med en COD-reduktion om ca 50%.

TMP-massa ger ett processvatten med ca 10-30 kg COD/ton producerad massa och CTMP-massa ca 70-120 kg COD/ton producerad massa. Om pappersmassan bleks med peroxid genereras ytterligare ca 20-30 kg COD/ton massa. Hur COD_n i avloppet är fördelad mellan de olika processdelarna vid ett mekaniska massabruk illustreras i Figur 4.



Figur 4: En översikt över hur TOC-utsläppen till avlopp är fördelade på ett mekaniskt massabruk.

Processvatten från renseri

Samma som för sulfatmassabruk (se avsnitt 3.1.1 ovan).

Processvatten från flistvätt och raffinering

Innehållet i dessa avlopp kan variera avsevärt mellan bruk och kan bestå av vatten från skrotfällor, rejektvatten från flistvättar och sandcykloner, kyl-, spill- och spolvatten. Vattnen kan innehålla oblekta fibrer och sand men även blekerifiltrat om de används för tvätt bakströms. De flesta av dessa vatten gav låga biogasutbyten vid potentialbestämningarna. Dessa vatten är inte riktigt lika COD-rika som blekerifiltraten och håller oftast en COD-halt på 3-4 kg/m³.

Processvatten från blekeri

Den största biogaspotentialen och det intressantaste vattnet ur biogassynpunkt på ett mekmassabruk är det blekerifiltratöverskott som går till avlopp. Blekerifiltratet på ett TMP-bruk utgör volymmässigt ca 20% av totalavloppet och är ett COD-rikt vatten som innehåller ca 7 kg COD/m³, med neutralt pH och en temperatur kring 60°C.

Processvatten från pappersmaskin

Oftast kommer det största avloppsflödet från pappersmaskinerna för mekmassabruken. Även om detta vatten generellt sett fungerar processmässigt bra att röta är det sällan ekonomiskt lönsamt, då det oftast innehåller relativt låga halter COD (0,5-2 kg/m³), vilket gör att gasproduktionen blir låg per reaktorvolym. Processvatten från pappersmaskinerna kan förutom blekta och oblekta fibrer även innehålla fyllmedel, lera och papperskemikalier.

3.2.2 *Bioslam*

Bioslamproduktionen varierar från bruk till bruk men ligger vanligtvis mellan 5 och 20 kg bioslam/ton producerad mekanisk massa. Även bioslammet från mekmassa-produktionen är svåravvattnat på samma sätt som för sulfatmassa och hanteras på liknande sätt för t ex av tillverkning av anläggningsjord, deponitäckning och förbränning.

Även vid mekmassaproduktion kan det vara aktuellt att utnyttja befintlig biorening mer optimalt genom att öka slamproduktionen och därmed generera ett substrat för biogasproduktion.

3.2.2 *Fiberslam*

Fiberslam från mekanisk massaproduktion innehåller lignin och har därför en låg biogaspotential. Fiberslam från mekanisk massatillverkning anses därför inte vara lämpligt för biogasproduktion.

4 ANAEROBA TEKNIKER

De tillgängliga biogassubstraten inom papper och massaindustrin, dvs. avloppsvatten och slam, har det gemensamt att de generellt föreligger i stora volymer med relativt låga COD-halter. För att sådan flöden i rimligt (ekonomiskt försvarbar) stora reaktorer krävs tekniker, som tillåter kortare uppehållstider än vad som går att hålla i traditionellt utformade biogasanläggningar, baserade på totalomblandade tankreaktorer (CSTR), där den hydrauliska uppehållstiden är den samma som slamuppehållstiden. Två tekniker, som klarar detta är EGSB (expanded granular sludge bed) och CSTR med slamåterföring.

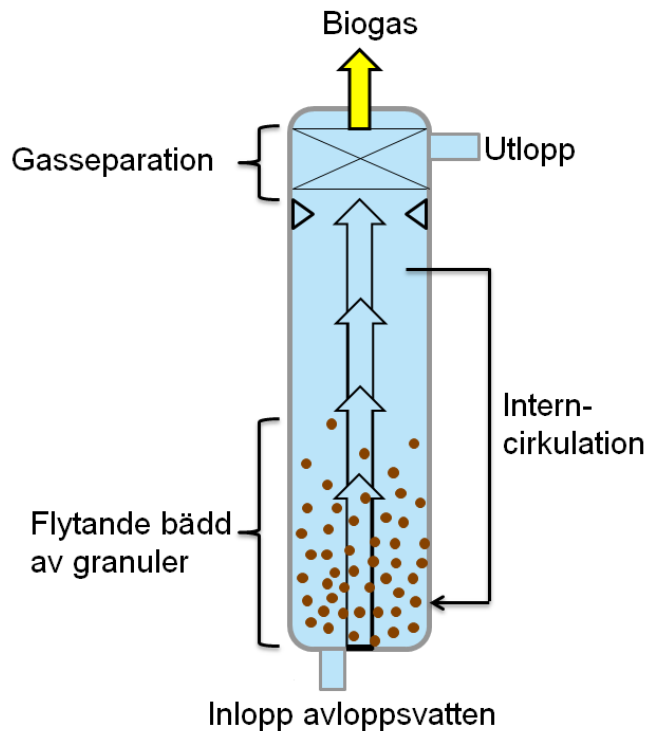
4.1 EGSB

En schematisk bild av en EGSB-reaktor visas i Figur 5. Avloppsvatten leds in i botten av reaktorn och trycks upp genom en bädd av biologiskt aktiva granuler, som består av fermenterande och metanbildande mikroorganismer. Organismerna bryter ner lösta organiska ämnen i det flödande vattnet och bildar biogas. Den producerade gasen rör sig uppåt i reaktorn och genererar, tillsammans med det uppåtgående vätskeflödet en rörelse som får granulbädden att expandera. Granulerna hålls kvar i reaktorns nedre del av sin tyngd samt av en fassetseparator, medan gas och vätska pressas upp till en gasavskiljare. Från gasavskiljaren leds huvuddelen av gasen ut ur reaktorn.

En intern eller extern cirkulation används för att erhålla en lämplig stighastighet i reaktorn. Fördelen med denna typ av reaktor är att biomassan, d.v.s. de aktiva mikroorganismerna, hålls kvar i reaktorn. Upphållstiden för behandling av ingående vatten kan därför kortas till timmar jämfört med dagar i processer med CSTR utan återcirkulation, där biomassan hela tiden försvinner i samma takt som det utgående flödet

och flödet därmed begränsas av hastigheten på biomassatillväxten. Den korta uppehållstiden medför att det går att bygga en EGSB för behandling av de stora flöden som avloppsvatten från ett massabruk kan innebära.

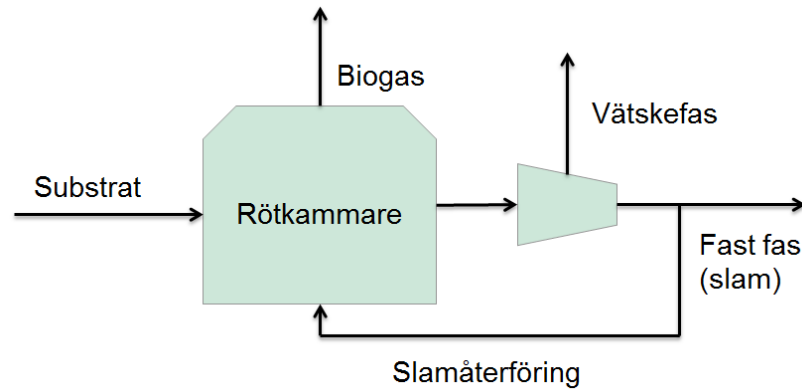
Optimalt för en EGSB är ett COD-rikt vatten (minst 1 kg/m^3), med neutralt pH, låg halt av suspenderad ämnen och en temperatur på ca 37°C .



Figur 5: En schematisk bild av en EGSB-reaktor som kan användas för biogasproduktion på COD-rika vatten.

4.2 CSTR med slamåterföring

En schematisk bild av en CSTR med slamåterföring visas i Figur 6. Denna teknik innebär att en traditionell totalomblandad tankreaktor förses med en tvåfasseparator t.ex. en centrifug, där den fasta fasen eller delar där av återförs till reaktorn. Detta medför att man kan hålla kvar biomassa av de i processen aktiva mikroorganismerna i reaktorn enligt samma princip som för en EGSB och möjliggör en minskning av den hydrauliska uppehållstiden, vilket i sin tur ger en väsentligt mindre reaktorvolym.



Figur 6: En schematisk bild av en CSTR med slamåterföring.

5 TEKNISK UTVÄRDERING

Baserat på den bakgrund som givits för olika brukstyper och deras avloppsvatten som substratbärare för biogasproduktion och resultaten från lab.- uppskalningsförsök inom projektet görs en teknisk utvärdering för tre typbruk, som innebär olika processlösningar:

- För TMP-bruket har en lösning valts, där blekeriavloppet från peroxidblekningen behandlas anaerobt i en EGSB-reaktor.
- För CTMP-bruk har en lösning valts, där totalavloppet behandlas anaerobt i en EGSB-reaktor.
- För sulfatmassabruket har en lösning valts där fiberslam och bioslam rötas anaerobt i en CSTR-reaktor med slamåterföring.

En investeringskalkyl på förstudienivå har gjorts för de tre fallen. För enskilda bruk krävs en noggrann kalkyl utifrån respektive bruks specifika förutsättningar.

Gemensamt för kalkylerna är att anläggningarna förses med ett lågtrycksgassystem med skrubber (för att sänka svavelvätehalten), gasklocka och fackla. Ytterligare rening eller uppgradering av gasen tas inte i beaktande. Vidare förutsätts att en grusad plan finns tillgänglig i omedelbar närhet till uttag för substratströmmarna. Beräkningarna ska ses som en indikation på storleksordningen av investeringen.

5.1 EGSB på TMP-bruk

Den största biogaspotentialen på ett TMP-bruk återfinns i blekerifiltratet, som volymmässigt utgör ca 20% av totalavloppet, innehåller ca 7 kg COD/m³ med neutralt pH och en temperatur kring 60°C.

De övriga avloppen, som står för ca 80% av flödet på ett TMP bruk, har lägre COD-halter (1-2 kg COD/m³), neutralt pH och en temperatur runt 45°C.

Ett bra alternativ för biogasproduktion vid ett TMP-bruk är att röta hela blekerifiltratet och späda in en delström av totalavloppet för att uppnå lämplig storlek på reaktor,

belastning och biogasproduktion. På så sätt kan man kostnadsmässigt nå optimal utformning för det specifika bruket.

I följande delkapitel har vi valt att dimensionera en lämplig EGSB-anläggning för ett typiskt svenskt TMP-bruk med ett totalt avloppsflöde på 1500 m³/h.

5.1.1 *Dimensionerande data*

Rötkammaren har dimensionerats till 4000 m³, vilket är en av de större volymer som levereras och för denna har två realistiska driftsfall tagits fram.

Fall 1: Anläggningen rötar allt tillgängligt blekerifiltrat med en önskad inblandning av totalavlopp för att kunna hålla ett lågt flöde och en hög uppehållstid, där det finns utrymme för belastningsökning. Vattnet kommer att ha högre halt av löst organiskt material men också av toxiska ämnen för den mikrobiella populationen än för Fall 2 nedan. En längre uppehållstid innebär att mer av det lösta materialet kan brytas ned än i fallet nedan.

Fall 2: Anläggningen körs med en maximal inspädning av totalavlopp för att maximal andel av brukets avlopp ska kunna processas. Detta ger en hög belastning och en pressad uppehållstid. Det innebär vidare att toxiciteten för mikroorganismerna blir lägre än i Fall 1.

För den tekniska utvärderingen har Fall 2 valts för dimensionering av utrustningen för att möjliggöra ett högt flöde genom anläggningen. Fall 1 har valts för att beräkna biogasproduktionen, då detta fall ger den lägre biogasproduktionen för de båda driftfallen (Se tabell 1).

Tabell 1 Data för två realistiska driftsfall som använts för dimensionering av en EGSB på ett TMP-bruk.

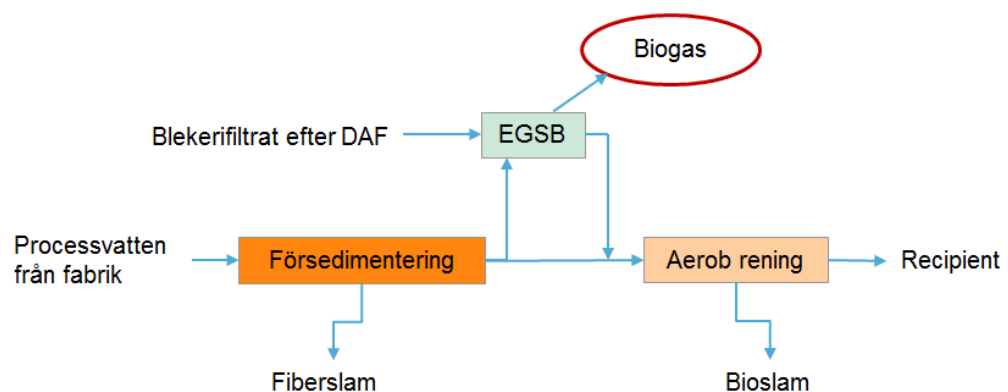
	FALL 1	FALL 2
Halter		
Blekerifiltrat	7 kg COD/m ³	7 kg COD/m ³
Totalavlopp	1,3 kg COD/m ³	1,3 kg COD/m ³
Flöden		
Blekerifiltrat	300 m ³ /h	300 m ³ /h
Totalavlopp	100 m ³ /h	400 m ³ /h
Rötkammare		
Uppehållstid	10,0 h	5,7 h
Belastning	53,5 ton/dag	62,9 ton/dag
Belastning	13,4 kg COD/m ³ /dag	15,7 kg COD/m ³ /dag

För gasproduktionen har data från genomförda tester i pilotskala använts:

- COD-reduktion: 50%
- Metanproduktion: 300 Nm³/kg COD reducerat
- Metanhalt i rågas: 75%
- Flöde rågas: 524 Nm³/h
- Årsproduktion: 2,5 milj. Nm³ metan/år (95% tillgänglighet)
-

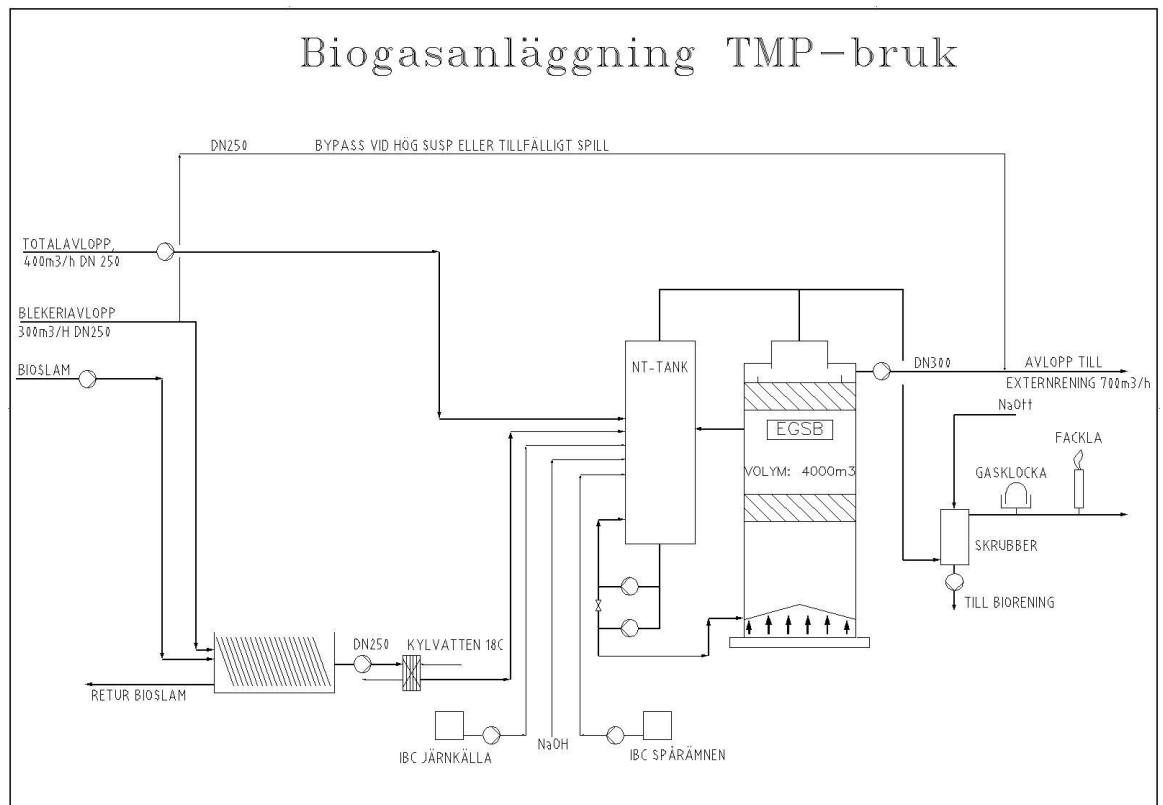
5.1.2 Processbeskrivning för investeringskalkyl

Blekerifiltratet från peroxidblekningen leds via en befintlig flotation (DAF) till en EGSB. Till EGSBn leds även ett delflöde av totalavloppet. Effluenten från EGSBn leds sedan till den befintliga aeroba reningen enligt processkissen i figur 7.



Figur 7 Processkiss som visar var en EGSB kan placeras i den befintliga bioreningen på ett TMP-bruk för att producera biogas.

Ett förslag till processflödesschema för denna utformningen återfinns i figur 8.



Figur 8 Processflödeschema som visar en EGSB-anläggning för biogasproduktion på avloppsvatten vid ett TMP-bruk.

Vattnet från peroxidblekeriet kyls i en värmväxlare till 37°C . Detta görs i en temperaturreglerad plattvärmväxlare och vi har i kalkylen förutsatt att det finns ett tillgängligt kylvatten med temperaturen $<18^{\circ}\text{C}$.

Efter kylning till ca 37°C reduceras peroxidhalten i en tank med bioslam. Tanken är utrustad med lamellsedimentering. Bioslammet från tanken återförs till befintlig aerob rening, medan det behandlade blekerifiltratet leds till EGSBn.

En EGSB är känslig för höga suspalhalter, då en hög partikelhalt kan störa ut granulbädden genom att den inkommande suspen sätter sig i bädden och därmed försämrar granulernas sedimenteringsegenskaper med ursköljning ur reaktorn via effluenten som följd. För att undvika detta installeras en by-passledning så att avloppsvattnet kan ledas förbi reaktorn vid höga suspalhalter eller andra processtörningar.

För att kunna justera pH och dosera nödvändiga näringsämnen installeras system för dessa med dosering till neutraliseringstanken (NT). Här blandas influenten med det recirkulerande flödet och näringsämnena.

5.1.3 Investeringskalkyl

En investeringskalkyl har gjorts för en process, där biogasproduktionen drivs med blekerifiltrat enligt beskrivningen ovan. Beräkningen för en sådan anläggning med de antaganden och begränsningar som angivits landar på 75 milj. SEK ($\pm 20\%$) enligt fördelningen i tabell 2.

Tabell 2. Investeringskostnad för en EGSB-anläggning som producerar biogas från avloppsvatten på ett TMP-bruk

Processdel	KSEK
Totalt	75 300
Oförutsett (20%)	11 800
Projektering	4 700
EGSB med interncirkulation	50 700
Närings- och kemikaliedosering	200
Temperaturreglering	1 300
Rörledningar	2 000
Gassystem	1 500
Reduktion av peroxid	1 400
El och instrument	1 800

5.2 EGSB på CTMP-bruk

I Sverige är CTMP-bruk generellt mindre i storlek än TMP-bruk. Halten organiskt material är dock normalt högre än för motsvarande vatten på TMP-bruk. Vi har därför valt att dimensionera en EGSB-reaktor, som kan behandla hela totalavloppet från CTMP-bruket. Genom att placera reaktorn efter befintlig försedimentering minimeras behovet av förbehandling av processvattnet.

I följande delkapitel har vi valt att dimensionera en lämplig EGSB-anläggning på ett typiskt CTMP-bruk med ett totalt avloppsflöde på 170 m³/h och med en COD-halt på 8,5 kg/m³.

5.2.1 Dimensionerande data

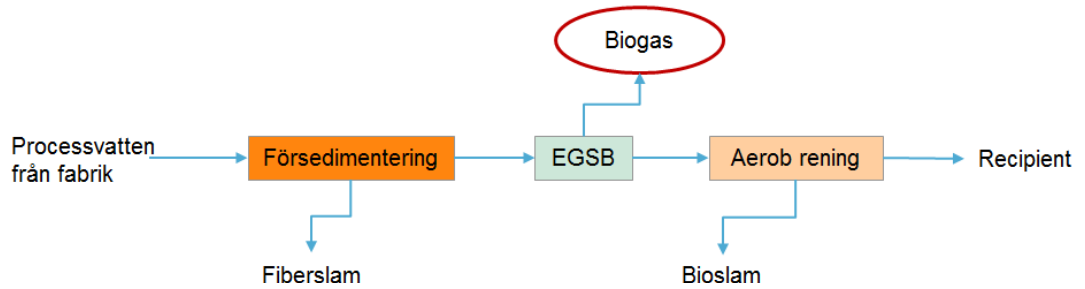
För gasproduktionen har data från pilotkörningen använts:

- COD-reduktion: 50%
- Metanproduktion: 300 Nm³/kg COD reducerat
- Metanhalt i rågas: 75 %
- Flöde rågas: 288 Nm³/h
- Årsproduktion: 1,8 milj. Nm³ metan/år (95% tillgänglighet)

5.2.2

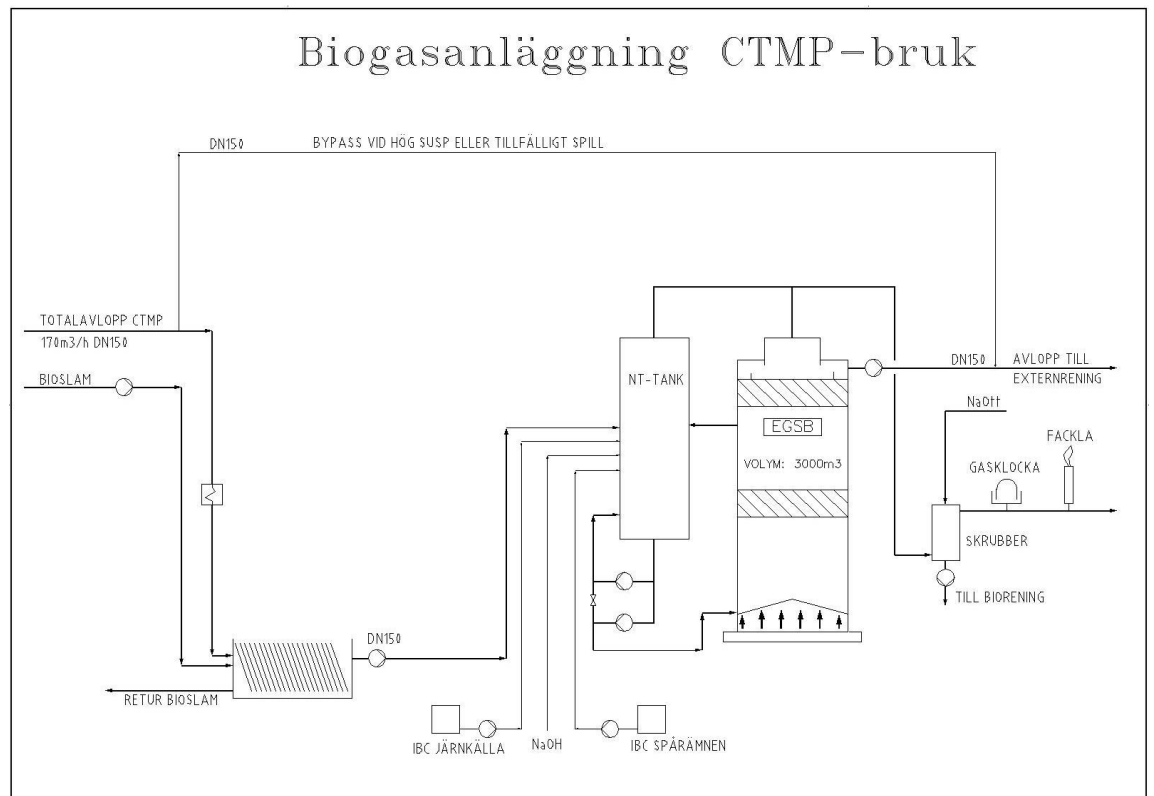
Processbeskrivning för investeringskalkyl

Som nämnts ovan så leds totalavloppet efter att ha passerat den befintliga försedimenteringen till en EGSB. Effluenten från EGSBn leds sedan till den befintliga aeroba reningen enligt processkissen i figur 9.



Figur 9: Processkiss som visar var en EGSB kan placeras i den befintliga bioreningen på ett CTMP-bruk.

Ett processflödesschema på processutformningen återfinns i Figur 10.



Figur 10. Processflödeschema som visar en EGSB-anläggning för biogasproduktion på avloppsvattnet från ett CTMP-bruk.

Förutsättningarna för denna EGSB-applikation är desamma som för TMP-kalkylen ovan, dvs. kylning av substratströmmen, som här utgörs av totalavloppet, med samma värmeväxlarmetodik till 37°. Detsamma gäller reduktion av peroxidhalten och återföring av producerat bioslam till den aeroba reningen samt säkerhetsanordningen för att leda förbi substratströmmen i de eventuella fall susp.-halten blir för hög för EGSB systemet. Näringsämnesdosering och eventuella pH-justeringar följer samma mall genom tillförsel till neutralisationstanken.

5.2.3 *Investeringskalkyl för EGSB vid CTMP-bruk*

Investeringskostnaden för anläggningen har uppskattats till 64 milj. SEK ($\pm 20\%$) enligt fördelningen i tabell 3.

Tabell 3. *Investeringskostnad för en EGSB-anläggning som producerar biogas från avloppsvatten på ett CTMP-bruk.*

Processdel	KSEK
Totalt	63 600
Oförutsett (20%)	9 900
Projektering	4 000
EGSB med interncirkulation	42 800
Närings- och kemikaliedosering	200
Temperaturreglering	1 200
Rörledningar	1 600
Gassystem	1 300
Reduktion av peroxid	1 200
El och instrument	1 400

5.3 **CSTR med slamåterföring för sulfatmassabruk**

Avloppsvatten från sulfatmassabruk har generellt lägre COD-halter än avloppsvatten från mekaniska massabruk. Detta koncept inkluderar en systemlösning, där driften av den befintliga vattenreningen förändras enligt det konceptet, som utvecklats inom projektet (se 3.1.2 ovan) för maximal slamproduktion och där det i aktivslamprocessen genererade bioslammet samrötas med fiberslam i en CSTR-reaktor med slamåterföring.

I följande delkapitel har vi valt att dimensionera en lämplig CSTR-anläggning på ett typiskt sulfatmassa-bruk med ett totalt bioslamflöde på 46 m³/h och med en TS-halt på 0,35% och gjort en investeringskalkyl på förstudienivå.

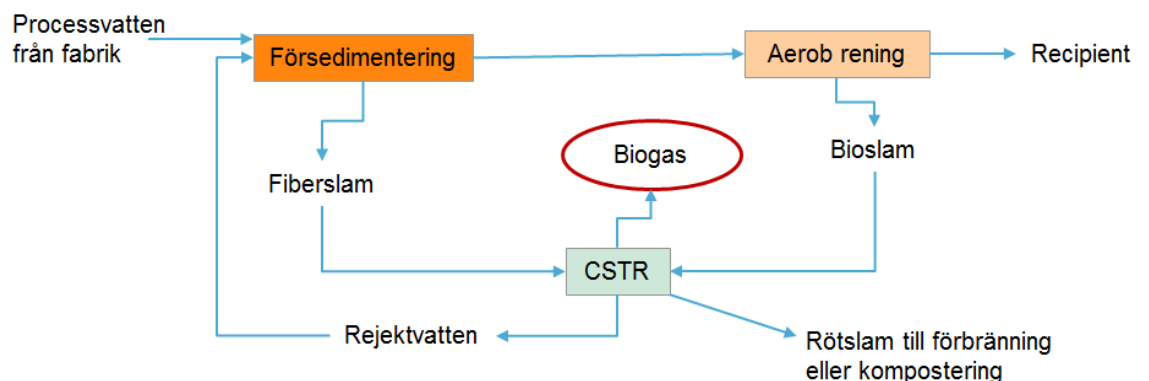
5.3.1 Dimensionerande data

För gasproduktionen har data från aeropiloten använts:

- TS-reduktion: 40%
- Metanproduktion: beror på slamsammansättningen, högre fiberslamandel ökar metanproduktionen
- Metanhalt i rågas: 55%
- Flöde rågas: 214 Nm³/h
- Årsproduktion: 1,0 milj. Nm³ metan/år (95% tillgänglighet)

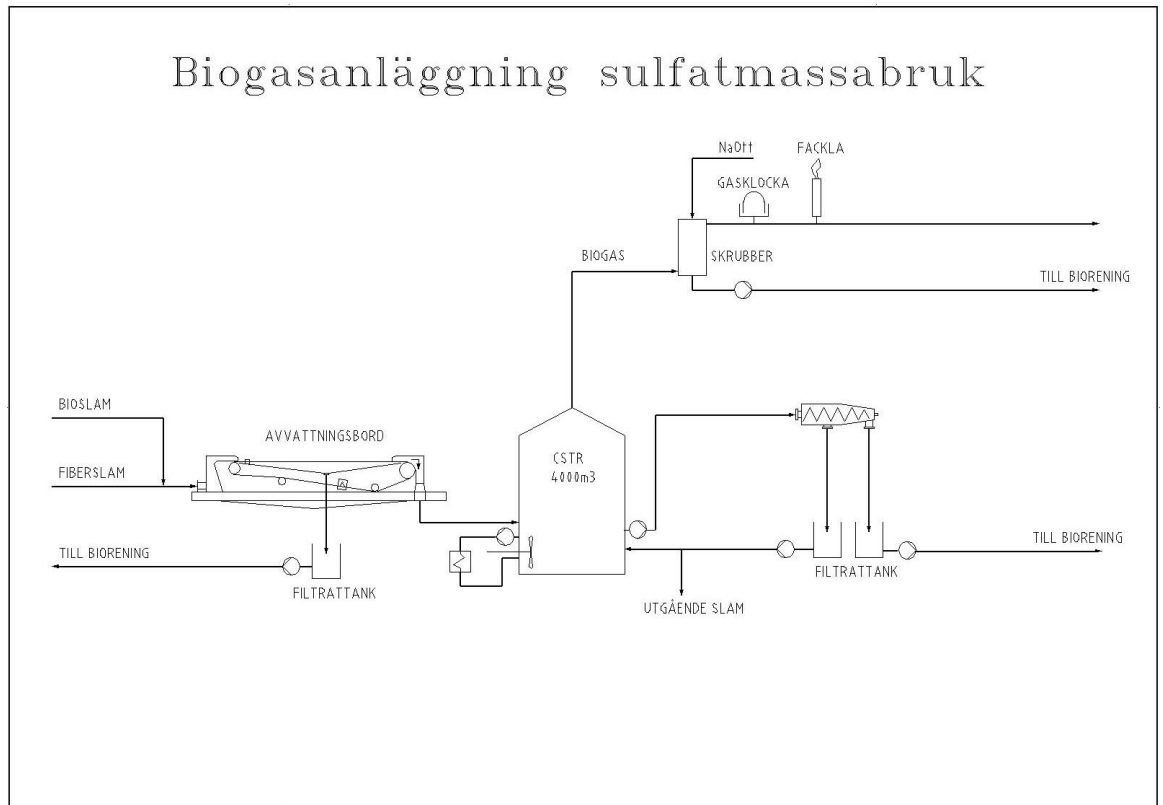
5.3.2 Processbeskrivning för investeringskalkyl

Bioslam och fiberslam samavvattnas och leds sedan till reaktorn. Röttslam leds till befintlig slamhantering på bruket. Se processkiss nedan (Figur 11).



Figur 11 Processkiss som visar var en CSTR med slamåterföring kan placeras i den befintliga bioreningen på ett sulfatmassabruk.

Ett processflödesschema på processutformningen återfinns i figur 12. Bioslam och fiberslam samavvattnas till en torrhalt på ca 4% på ett avvattningsbord och leds sedan till en CSTR-reaktor med volymen 4000 m³. Reaktorn förses med en separat pumpslinga för temperaturkontroll. Slam tas ut ur reaktorn och en separering och återföring av den fasta fasen görs via en dekantercentrifug.



Figur 12. Processflödeschema som visar en CSTR med slamåterföring för biogas-produktion på bioslammet från ett sulfatmassabruk.

5.3.3 Investeringskalkyl

Investeringskostnaden för anläggningen med CSTR kopplad till en slamåterföring för ett sulfatmassabruk uppskattas till 32 milj. SEK ($\pm 20\%$) enligt fördelningen i tabell 4.

Tabell 4. Investeringskostnad för en CSTR med slamåterföring som producerar biogas från bioslammet på ett sulfatmassabruk

Processdel	KSEK
Totalt	32 200
Oförutsett (20%)	5 000
Projektering	2 000
EGSB med interncirkulation	17 700
Närings- och kemikaliedosering	200
Avvattningsbord	1 300
Rörledningar	1 600
Gassystem	1 200
El och instrument	3 100

KONKLUDERANDE KOMMENTARER

I tabell 5 summeras de tre fallen med avseende på de ovan skattade investeringsbehoven för de tre bruksfallen tillsammans med den beräknade årliga metanproduktionen och dess energivärde. En skattad energibesparing i de för dessa bruk befintliga aktivslamanläggningar anges också. Den samtidigt minskade slamproduktionen är svår att skatta av flera skäl. Det handlar om att slammet är svåravvattnat, kräver energi för att kunna förbrännas och att det redan ingår som del återvinningen av material och energi i brukens alltmer slutna system. För TMP och CTMP-bruket baseras energivinsten på den minskade COD-mängden, som når aktivslambassängerna, medan sulfatbrukets vinst baseras på den minskning av luftningsbehovet, som uppstår då processen drivs för en maximal slamproduktion (se huvudrapporten). Slammet används i vissa fall för att tillverkning av anläggningsjord och som täckningsmaterial, vilket ytterligare kan komplicera bilden.

Tabell 5. Investeringskostnader och årlig metanproduktion för tre svenska brukstyper samt energitillskottet genom metanet och energivinsten genom minskad belastning av aktivslamprocessen.

BRUK	Skattad investering (MSEK)	Metan (MNm ³ /år)	Metan (GWh)	Energivinst vattenrening (%)
TMP	75	2,5	25	30
CTMP	64	1,8	18	50
SULFATMASSA	32	1,0	10	50

Baserat på de COD-kvantiteter som når de luftade dammarna inom PMIs vattenreningssystem förbrukas årligen ca 0,8 TWh el. Införande av biogasproduktion i massaindustrins spillvattenrening skulle reducera mängden COD med mellan 30-50%, vilket får till följd att den årliga elförbrukningen i samband med den aeroba reningen går ner med ca 0,2-0,4 TWh. Detta innebär alltså ett energitillskott av 0,9 – 1,1 TWh givet att hela den tillgängliga biogaspotentialen skulle byggas ut. Till detta kommer eventuella vinster relaterade till slamhanteringen.

Till denna bild skall läggas incitamenten för att ett bruk skulle ersätta eller komplettera sin konventionella vattenreningsanläggning. Efter vad som framkommit under projektets gång, är det inte biogasen som sådan som avgör om man är villig att investera eller inte. De främsta skälen är istället att man står inför en renovering av vattenreningssystemet eller att man står i begrepp att öka massaproduktionen vid bruket och därmed vattenreningsbehovet. Även om investeringen skulle ligga på samma nivå som för biogasalternativet, så har det senare fördelen att vara mindre platskrävande. I sådana fall blir alltså ett biogassteg intressant och därmed finns också ett intresse för att utnyttja metanet i biogasen t ex för gasvärmare i torkningsmaskiner, som idag drivs med gasol.

Detta innebär att det möjliga målet att producera biogas för användning som fordonsbränsle och de geografiska fördelningsvinster, som sågs som bärande för projektet inte tycks kunna komma till stånd med mindre än att t ex prisbilden för förnybara energibärare som metan i relation till fossil diesel och bensen förändras drastiskt. Andra faktorer, som skulle kunna leda till att biogasproduktion inom PMI skulle röna ett större intresse är t ex synergier med andra biogasproducenter i närområdet. PMI skulle kunna fungera som substratleverantör till biogasanläggningar t ex genom att köra sina konventionella vattenreningsanläggningar för produktion av mer lättnedbrytbart slam i linje med det i projektet

utvecklade konceptet. PMI-företaget skulle då kunna dra ner sin volym på vattenreningsbassängerna med upp mot 50%, vilket ger utrymme för expansion av produktion. Fiberslam är också vara ett utmärkt substrat för samrötning med andra industriellt eller kommunalt genererade substrat. Detta kan med fördel kopplas till en samrötning av fiberslam.

PUBLIKATIONER

Här anges de publicerade arbetena vid rapportens skrivande 2015-12-29. Samtidigt föreligger ytterligare fem manus, som färdigställs under 2016.

1. Ekstrand, E-M., Larsson, M., Truong, X-B., Cardell, L., Borgström, Y., Björn, A., Ejlertsson, J., Svensson, B.H., Nilsson, F., Karlsson, A. (2013). *Methane potentials of the Swedish pulp and paper industry – A screening of wastewater effluents*. Applied Energy 112, 507-517.
2. Larsson, M., Truong, X-B., Björn, A., Ejlertsson, J., Bastviken, D., Svensson, B.H., Karlsson, A. (2015). *Anaerobic digestion of alkaline bleaching wastewater from a kraft pulp and paper mill using UASB technique*. Environmental Technology, 36, 1489-1498.
3. Karlsson, M. (2013). *UV pretreatment of Alkaline Bleaching Wastewater from a Kraft Pulp and paper Mill prior to Anaerobic Digestion in a Lab-scale UASB Reactor*. Master Thesis, Linköping University.
4. Ekstrand, E-M., Karlsson, M., Truong, X-B., Björn, A., Karlsson, A., Svensson, B.H., Ejlertsson, J. *The route towards stable and efficient anaerobic digestion of fibrous wastewater from pulp and paper mills in high-rate CSTRs with sludge recirculation*. Abstract, World Congress in Anaerobic Digestion (AD14), Chile, nov. 2015.
5. Larsson, M., Svedlund, M., Karlsson, M., Truong, X-B., Ejlertsson, J., Björn, A., Svensson, B.H., Karlsson, A. *Effects of temperature on digestion of wastewater from a mill producing recovered fiber board*. Abstract World Congress in Anaerobic Digestion (AD14), Chile, nov. 2015.
6. Larsson, M., Truong, X-B., Ejlertsson, J., Bastviken, D., Björn, A., Svensson, B.H., Nilsson, F., Karlsson, A. (2014). *Anaerobic wastewater treatment and biogas production at TMP and CTMP mills in Sweden*. International Mechanical Pulping Conference (IMPC), Helsinki, Finland, 3-5 June, 2014.
7. Nilsson, F., Ejlertsson, J., Larsson, M., Ekstrand, E., Truong, X-B., Borgström, Y., Björn, A., Karlsson, A., Svensson, B.H. (2014). *The methane potential of the Swedish pulp and paper industry*. Green Gas Research Outlook Sweden, Gävle, Sweden, 24-25 March, 2014.
8. Larsson et al. *Effects of temperature on UASB digestion from a mill producing recovered fiber-based board*. Green Gas Research Outlook Sweden, Örnsköldsvik, Sweden, 2015
9. Magnusson et al. *Improved energy and resource efficiency of biological treatment of wastewater from paper pulp industries*. Green Gas Research Outlook Sweden, Örnsköldsvik, Sweden, 2015
10. Larsson, M. (2015) *Anaerobic Digestion of Wastewater from Pulp and paper Mills – A Substantial Source for Biomethane Production in Sweden*. Dissertation. Linköping studies in Art and Sciences No. 660. Linköping University.

FÖRKORTNINGAR OCH AKRONYMER

BOD	Biological oxygen demand
CTMP	Chemical thermo-mechanical pulp
COD	Chemical oxygen demand
CSTR	Completely stirred tank reactor
EGSB	Expanded granular sludge bed
ECF	Elemental chlorine free
HRT	Hydraulic retention time
NSSC	Neutral sulfite semi-chemical
OLR	Organic loading rate
SS	Suspended solids
TCF	Total chlorine free
TMP	Thermo-mechanical pulp
TOC	Total organic carbon
TS	Total solids
UASB	Up-flow anaerobic sludge blanket
VS	Volatile solids