Nationellt Samverkansprojekt Biogas i Fordon

Utveckling av processintern metananrikning

610321

ISSN 1651-5501

Projektet delfinansieras av Energimyndigheten

Svenska Biogasföreningen
Box 49134
SE-100 29 STOCKHOLM

Telefon
08 – 692 18 50

Telefax
08 – 654 46 15

Hemsida
www.sbgf.org

e-post:
info@sbgf.org

JTI-rapport
Kretslopp & Avfall
2004

Processintern metananrikning

In situ methane enrichment

Åke Nordberg
Mats Edström
Marketta Uusi-Pentillä
Åke Rasmuson

© JTI – Institutet för jordbruks- och miljöteknik 2004
Enligt lagen om upphovsrätt är det förbjudet
att utan skriftligt tillstånd från copyrightinnehavaren
helt eller delvis mångfaldiga detta arbete.

ISSN 1401-4955

Innehåll

Förord 5

Sammanfattning 7

Summary 8

Bakgrund 10

Syfte och mål 10

Uppgradering av biogas till drivmedelskvalitet 10
- Absorption med vatten (vattenskrubberteknik) 11
- PSA (Pressure Swing Adsorption) 11
- Absorption med Selexol® 11
- Absorption med kemisk reaktion 11

Processintern metananrikning 11

Material och metoder 12
- Drift vid Uppsala reningsverk 12
- Substrat och pilotanläggningen 13
- Analyser 15
- Genomförda försök 15
  - Satsvisa försök 15
  - Kontinuerliga försök 15
- Simulering och modell 16

Resultat från försöken 16
- Rötkammardrift 16
- Satsvisa försök med desorption 17
- Kontinuerliga försök med desorption 21
  - Försöksresultat 21
  - Praktiska erfarenheter och modifieringar av anläggningen 22

Simuleringar och beräkning av fullskala 26
- Effekten av slamflöde 26
- Effekten av luftflöde 28
- Effekten av kolonnens dimensioner 30
- Effekt av pH 32
- Effekt av slamkoncentration 33

Systemlösning och Ekonomi 33
- Ekonomi 34

Investeringsbehov 34
Årliga kostnader 34

Diskussion 35

Slutsatser 38

Referenser 39
Personliga meddelanden 39

Förord

Inom det s.k. samverkansprojektet ”Biogas i Fordon” som finansieras av Energimyndigheten och administreras av Svenska Biogasföreningen har vid JTI – Institutet för jordbruks- och miljöteknik genomförts ett projekt där processintern metananrikning studerats i pilotskala. Projektet har löpt under tiden 2003-11-01 till 2005-12-31 och föreliggande rapport utgör slutredovisning av projektet. Projektledare har varit Åke Nordberg.

Anders Ringmar och Claes Jonsson har skött driften av pilotanläggningen. Johnny Ascue Contreras har genomfört analysarbetet. Mats Edström har tillsammans med Åke Nordberg svarat för resultatbearbetning och skriftlig redovisning. Simulering och modellering baserat på erhållna försök samt tidigare redovisade data från litteraturen har genomförts av Marketta Uusi-Pentillä och Åke Rasmuson vid Institutionen för kemiteknik, KTH. Anna Lindberg, ITT Flygt, har lämnat synpunkter på projektets frågeställningar och försöksuppläggning.

Vi vill tacka Thord Falk och Ernst-Olof Swedling vid VA- och avfallskontoret samt Bert Alfvén och Thomas Friberg vid Vatten & Renhållning (Uppsala kommun) som möjliggjorde leveranser av slam från Kungsängens reningsverk i Uppsala till försöksanläggningen. Dessutom vill vi tacka Anders Hagevi vid Ragn-Sells Agro AB, Fredrik Björkman vid Sikama AB och Gustaf Eriksson vid ATEK Avvattningsteknik AB som på olika sätt bidragit till att vi kunnat genomföra projektet.

Uppsala i December 2004

Lennart Nelson
Chef för JTI – Institutet för jordbruks- och miljöteknik

Sammanfattning

En av de allra största kostnadsposterna vid nyttjande av biogas som fordonsbränsle är uppgraderingen av biogasen till drivmedelkvalitet. Den metod som undersökts i projektet kallas *processintern metananrikning* och går ut på att vid våtfasrötning cirkulera rötkammarinnehållet (slammet) över en s.k. desorptionskolonn där luft blåses igenom slammet för avdrivning (desorption) av löst koldioxid. Slammet återförs därefter till rötkammaren och resultatet blir att gasen ut från rötkammaren anrikas på metan. Metoden skulle kunna innebära fördelar gentemot de nuvarande kommersiella metoderna för avskiljning av koldioxid genom sin enkelhet. I projektet har både pilotskaleförsök (15-19 m^3 rötkammare och 90-140 L desorptionskolonn) och simuleringar genomförts för att klargöra förutsättningarna för att i fullskala uppgradera metanhalten till drivmedelskvalitet. Målet med att ta fram kunskaps- och dimensioneringsunderlag som i framtiden ska kunna appliceras på processintern metananrikning vid våtfasrötning av slam har nåtts. De resultat som framkommit i föreliggande projekt har inneburit ett avsevärt ökat kunskapsunderlag för kostnadseffektiv processintern metananrikning.

Satsvisa försök med desorption av rötslam visade att volymen desorberad CO_2 ökade med tiden och även med ökat luftflöde. Volymen desorberad metan ökade under de första 15 minuterna, men därefter upphörde avgången av metan. Variation i luftflödet verkade inte ha någon stor påverkan på metandesorptionen. Detta indikerar att den metan som fanns löst i slammet ganska snabbt desorberades och därefter skedde endast desorption av koldioxid. Detta innebär att den selektiv desorptionen av koldioxid, uttryckt som kvoten CO_2/CH_4, ökade med tiden och med ökat luftflöde.

Under de första kontinuerliga försöken ökade kvävgashalten ända upp till över 10%, vilket försämrade gaskvaliteten avsevärt. Den troliga förklaringen till den höga halten var att luft kom in i samband med att slammet pumpades från mellanlagringstanken (efter kolonnen) till rötkammaren. En ombyggnad som innebar att slammet leddes direkt från kolonnen till rötkammaren samt att diametern på utgående ledning från kolonnen ökades och att skruvpumpen modifierades resulterade i en mindre andel kvävgas i rötkammaren samt inga problem med igensatta pumpar.

Resultaten från de kontinuerliga försöken visar att desorption av koldioxid med luft inte hade någon negativ påverkan på den metanbildande aktiviteten eftersom metanutbytet var i princip detsamma med eller utan desorption. Under försöken testades flera kombinationer av slam- och luftflöden. Den högsta metanhalten som uppnåddes med de tillgängliga resurserna i form av befintlig och tillgänglig kolonn, slampump och luftkompressor var ca 87 % med ett kvävgasinnehåll på ca 2 % och en metanförlust omkring 8 %. Försöks- och simuleringsresultaten visar att för att minimera förlusten av metan bör slamflödet vara så lågt som möjligt, samtidigt som tillräcklig mängd koldioxid totalt sett måste föras till kolonnen för desorption. Vid de betingelser som är av intresse visar resultaten att all metan desorberas ur det slam som passerar kolonnen. Desorptionen av koldioxid ökar främst med ökande luftflöde.

Simuleringsresultaten stödjer hypotesen att processintern metananrikning rent tekniskt kan genomföras så att metanförlusterna hålls tillräckligt låga (< 2%) samtidigt som tillräcklig desorption av koldioxid uppnås (95% metan i rötkammargasen) i en kolonn som endast är några meter i diameter och några meter i höjd med en uppehållstid för slammet på storleksordningen under en timme. Preliminära ekonomiska beräkningar på en desorptionsanläggning för ett gasflöde under 100 m^3/h tyder på att processintern metananrikning ligger i storleksordningen en tredjedel av priset av konventionell teknik. Därmed finns mycket goda grunder för att fortsättningsvis arbeta vidare med detta processkoncept, som huvudsakligen är fördelaktig på mindre anläggningar.

Vid en utblick på önskvärda framtida utvecklingsinsatser framgår en test och verifiering av den framtagna dimensioneringen för att uppnå 95% metanhalt i rötkammargasen tillsammans med en metanförlust under 2% som en viktig fortsättning. I samband med detta måste även behovet av långtidstester över flera månader framhållas, där bl.a. utfällningar på kolonnväggarna och membranluftare bör beaktas. Vid rötning av fiberrikt material som gödsel och vallgröda kan viskositeten för slammet i rötkammaren vara betydligt högre och detta kan medföra att svepgasen ej helt hinner lämna slammet i kolonnen innan det pumpas tillbaka till rötkammaren. Eftersom de substrat som tillförs en rötningsprocess både kan variera i kemisk och fysikalisk sammansättning kan detta påverka bubbelkolonnens effektivitet. En vidareutveckling av simuleringsmodellen bör innefatta att komplettera den med balanser för pH och karbonat. Förståelsen av hur bikarbonatsystemet påverkas av olika parametrar utgör en central del i det kunskapsunderlag som behövs för att kunna utveckla detta processkoncept vidare. Den simuleringsmodell som nu finns beskriver endast själva kolonnen, och det finns därför behov av att koppla ihop simuleringsmodellen med en modell som även beskriver själva rötningsprocessen.

Summary

One of the the largest cost associated with utilising biogas as vehicle fuel is the upgrading to vehicle fuel quality. The method studied in this project is called *in-situ* methane enrichment.

The sludge is recirculated from the digester to a desorption column and back to the digester. Air is introduced into the column in order to desorbe the carbon dioxide. Thus, the result is a digester gas enriched in methane. In this project, pilot-scale digestion and desorption was tested in a 15-19 m^3 completely stirred tank reactor and a 90-140 L bubble-column. In addition, a simulation model developed in an earlier project was used for estimating the dimensions for a full-scale desorption system. The goal of obtaining increased knowledge and decision support for further up-scaling has been reached. The obtained results has increased knowledge about the conditions necessary for acheving a cost-effective *in-situ* methane enrichment technology.

Batch tests showed that the amount of carbon dioxide desorbed increased with time and airflow in the column. The amount of desorbed methane incresed initially, but after 15 minutes only carbon dioxide desorbed. This indicates that the soluble methane was desorbed rather fast and thereafter only carbon dioxide

desorption commenced. Thus, the selective desorption (CO_2/CH_4-ratio) increased with time and airflow.

During the initial continuous experiments, the nitrogen fraction in the digester gas increased up to ca 10%, which drastically decreased the gas quality. However, a change in the construction and design of the digester-desorption system by taking back the desorbed sludge directly to the digester (not passing a small storage tank) and increasing the diameter of the outlet from the digester to the column, including a modification of the sludge pump, resulted in less nitrogen in the digester gas and no problems with clogging pumps.

The results from the continuous trials showed that the desorption with air had no negative effect on the methane producing activity since the methane yield was the same with or without desorption. Several combinations of sludge- and airflow was tested and the highest methane concentration obtained was ca 87% with 2 % nitrogen and a methane loss of ca 8 % from the off-gas of the column. The experiments and simulations showed that in order to minimise the methane loss, the sludge flow should be as low as possible, but still allow enough of carbondioxide to be transported to the column for desorption. During the conditions which are interested for obtaining high digester gas quality, all methane in the sludge will be desorbed in the column. An increase in the air-flow will increase the carbon dioxide desorption.

The results from the simulation supports the hypothesis that *in-situ* methane enrichment from a technical point of view can be constructed so that methane losses are below 2% and a digester gas quality of 95% methane can be achieved in a column only 1% of the digester volume. The preliminary economic calculations based on a desorption plant for less than 100 m^3/h raw gas flow indicates that the cost will be 1/3 of the cost for conventional technology. This shows that further development of this process concept is very interesting, especially for smaller plants with gas flows below 100 m^3/h.

Regarding needs for future research and development studies, a long-term test and verification of the suggested up-scaled plant is an important next step. In addition, a long-term test would also be important for finding out how $CaCO_3$ - precipitations in the column will affect the airation and active volume of the column. Digestion of substrates with higher viscosity (e.g. manure, plant material) has not been tested in this project, but will surely have an effect on the desorption rate and efficiency. This together with the effect of changing substrate compositions on the gas quality is important matters to examine. The simulation model can be improved by including balances for pH and the bicarbonate system over the column. Generally, the understanding of how the bicarbonate system is affected by different parameters important for desorption of carbon dioxide is necessary for further development of this concept. The existing simulation model only describes the column and there is a need to also merge a digester model with the column model in order to obtain a valuable tool for designing large scale systems.

Bakgrund

Mot bakgrund av det ökade intresset för användning av biogas som drivmedel till fordon kommer de med biogasen associerade kostnaderna för användning som drivmedel alltmer i fokus. En av de allra största kostnadsposterna är uppgraderingen av biogasen till drivmedelkvalitet. Data från anläggningar, leverantörer och litteratur visar på att kostnaderna för uppgradering ligger på 0,10-0,40 kr/kWh renad gas (Persson, 2003). För att reducera denna kostnad behövs innovativa lösningar för att anrika biogasen på metan och avskilja koldioxid.

En metod för att anrika biogasen på metan och avskilja koldioxid, kallad *processintern metananrikning*, har prövats i laboratorieskala och mindre pilotskala och uppvisat lovande resultat med upp till 95% metaninnehåll (Hayes m.fl., 1990; Jewell m.fl., 1993; Srivastava & Hill, 1993). Metoden går ut på att vid våtfasrötning cirkulera rötkammarinnehållet (slammet) över en s.k. desorptionskolonn där luft blåses igenom slammet för avdrivning (desorption) av löst koldioxid. Slammet återförs därefter till rötkammaren och resultatet blir att gasen ut från rötkammaren anrikas på metan. Metoden skulle kunna innebära fördelar gentemot de nuvarande kommersiella metoderna för avskiljning av koldioxid genom sin enkelhet, bl.a. minskar behov av trycksatta kärl. Därmed finns även en stor potential att minska kostnaderna för uppgradering av biogas till drivmedelskvalitet.

Syfte och mål

Syftet med projektet är att i pilotskala omsätta teoretiska processmöjligheter i praktiska försök som klargör förutsättningarna för att i fullskala uppgradera metanhalten i samband med rötningsprocessen till drivmedelskvalitet. Målet är att ta fram kunskaps- och dimensioneringsunderlag som i framtiden ska kunna appliceras på processintern metananrikning vid våtfasrötning av slam.

Uppgradering av biogas till drivmedelskvalitet

Biogas består huvudsakligen av metan (55-70%) och koldioxid (30-45%). Vidare förekommer mindre mängder av svavelväte och ammoniak. Gasens sammansättning beror till stor del på den kemiska sammansättningen av de material som rötas. Fetter och proteiner ger generellt en högre metanhalt än kolhydrater. Biogas används sedan tidigare för värmeproduktion och för kraft-värmeproduktion. Vid användning av biogas som drivmedel bör energitätheten vara så hög som möjligt för att förlänga körsträckan per nyttjad gasvolym. I samband med uppgradering brukar även skadliga komponenter såsom partiklar och svavelväte avlägsnas för att förhindra korrosion i uppgraderingsanläggningen.

Idag tillämpas i Sverige i princip fyra tekniker för uppgradering av biogas. Nedan följer korta beskrivningar av dessa tekniker. För en mer ingående beskrivning hänvisas till Persson (2003).

Absorption med vatten (vattenskrubberteknik)

Tryckvattenabsorption är den vanligaste tekniken i Sverige, som kort innebär att gasen renas från koldioxid, svavelväte och ammoniak, eftersom dessa ämnen löser sig i vatten under tryck. En anläggning för vattenabsorption består huvudsakligen av tre enheter; en absorptionskolonn, en s.k. flashtank och en desorptionskolonn. Gasen förs in i botten av absorptionskolonnen där koldioxiden absorberas och gasen lämnar kolonnen anrikad på metan. Vattnet förs därefter över till en flash-tank där trycket sänks och kvarvarande metan desorberas och återförs till rågasen. Därefter går vattnet till en desorptionskolonn för att driva ut den lösta koldioxiden.

PSA (Pressure Swing Adsorption)

PSA kallas även molekylsikt, och är den näst vanligaste tekniken i Sverige. Detta namn hänger samman med att gaserna separeras med avseende på molekylstorlek. Uppgraderingen sker vid ett förhöjt tryck (ca 5 bar) och koldioxid, syre och kväve adsorberas på zeoliter eller aktivt kol. En PSA–anläggning består normalt av fyra kärl med adsorptionsmaterial. Kärlen är kopplade till varandra och arbetar i fyra olika lägen; adsorption, sänkning av tryck, regenerering och uppbyggnad av tryck. Efter att gaser adsorberats på materialet fås en gas som innehåller ca 97 % metan.

Absorption med Selexol®

Principen påminner om absorption med vatten, men skillnaden är att vattnet är utbytt mot en lösning med ett dimetyleterderivat av polyetylenglykol. Selexol kännetecknas av att lösligheten för koldioxid, svavelväte och ammoniak är högre än i vatten. Vidare löses även vatten och klorerade kolväten lättare. Den högre absorptionen av koldioxid (3 ggr jämfört med vatten) gör att selexolen är svårare att regenerera. Metan är till viss del löslig i Selexol och därför krävs även i denna teknik en s.k. flashtank innan desorptionskolonnen. I Sverige finns en anläggning med Selexol.

Absorption med kemisk reaktion

I denna teknik används ett absorptionsmedel, som är selektivt för koldioxid. Den vanligaste typen är monotetanolamin (MEA). Detta gör att ingen metan absorberas och halter upp till 99% metan kan erhållas. Absorption kan ske vid atmosfärstryck varvid extra kompressionsenergi inte behövs. Däremot är energianvändning till regenereringen mycket hög, vilket sker med ånga.

Processintern metananrikning

Processintern metananrikning (*in-situ* methane enrichment) undersöktes av Hayes et al (1990) i ett modellsystem med glukos som substrat. Försöksuppställningen bestod av ett anaerobt filter (15 L) med en cirkulationsslinga över en tank, som luftades genom ett luftdon. Recirkulationshastigheten var fixerad till 0,33 reaktorvolymer per dag. De experimentella resultaten visade att 27% av den producerade koldioxiden kunde desorberas, vilket resulterade i en höjning från 50% till 55 % metan i rötkammargasen. Med en modell som beskriver systemet hävdade de att

det skulle vara möjligt att nå 94% metanhalt om 50% av koldioxiden som bildades kunde desorberas.

Srivastava & Hill (1993) undersökte processintern metananrikning i pilotskala vid rötning av en blandning av hushållsavfall och rötslam. Rötkammaren var 4,5 m^3 och reaktorinnehållet tilläts separera spontant i en fast och en vätskefas under drift. Reaktorvätska cirkulerades över kolonnen (1 m^3) med vätskeflöden på 2,5-3,5 reaktorvolymer per dag. I försöken uppnåddes 85-87% metan, men med kvävgashalter upp emot 10%.

I laboratorieskala undersökte Richards et al. (1994) metananrikning för ett system som rötade växtmaterial. Rötkammarvolymen var 12 L och bubbelkolonnen var också 12 L (h: 1,5 m; d: 0,1 m) med en aktiv volym på 2 L. Vätska från botten av reaktorn cirkulerades över kolonnen med 0,7-4,3 reaktorvolymer per dag. Desorption skedde med ren kvävgas vid 0,7 L/min. Metanhalter på över 95% erhölls när det s.k. alkalinitets-ratiot var 10 g $CaCO_3$ recirkulerad/producerad liter CO_2. Vidare noterades att pH-värden över 8,1 kunde vara hämmande för metanproduktionen.

I de ovan refererade amerikanska försöken har inte hänsyn tagits till metan desorption och inte heller till hur kolonnen bör utformas på bästa sätt. I Sverige har under de senaste åren bedrivits ett forskningsprojekt (Lindberg, 2003) i syfte att kunna designa en desorptionskolonn för att dels erhålla stor koldioxiddesorption per cirkulerad vätskevolym och dels låga metanförluster.

De resultat som erhölls visar på att för att nå en hög metanhalt med små metanförluster så bör en bubbelkolonn användas med slamflöden under 0,4 cm/s och luftflöden över 0,8 cm/s. Vidare utgör halten löst och total koldioxid i slammet en viktig variabel som inte mätts i tidigare redovisade försök. Detta forskningsprojekt har lett till att erfarenheter från desorption av koldioxid från avloppsslam under rötning erhållits samt att en modell tagits fram för desorptionskolonnen.

För att erhålla ett bättre kunskapsunderlag kring uppskalningseffekter och underlag till dimensionering av processer i full skala krävs ytterligare forskning och utvecklingsarbete. Vidare är erfarenheterna mycket begränsade kring hur rötningsprocessens mikrobiologiska aktivitet påverkas av koldioxidavdrivningen och den förändring i buffertkapacitet som därmed uppstår. I denna rapport redovisas de försök som genomförts med en slamrötningsprocess i pilotskala samt de simuleringar och fullskaledimensioneringar som gjorts utifrån försöken.

Material och metoder

Drift vid Uppsala reningsverk

Vid Uppsala reningsverk rötas slammet i två parallella 3000 m^3 reaktorer. För att ge ett jämförande underlag till driftsresultaten från försöket redovisas i tabell 1 driftsdata från fullskaleanläggning vid Uppsala reningsverk.

Tabell 1. Genomsnittlig driftsdata för de två parallella rötkamrarna vid Uppsala reningsverk under perioden januari-april 2004. Medelvärde anges med variationen inom parentes.

Slamflöde IN	$m^3 d^{-1}$	353 (173-568)
Slam TS	%	4,5 (2,4-6,9)
Slam VS	% av TS	75 (69-78)
Reaktorvolym (aktiv)	m^3	2 * 3000
Temperatur	°C	37-38
Organisk belastning	kg VS $m^3 d^{-1}$	1,9 (1,2-2,6)
Hydraulisk uppehållstid	d	19 (10-34)
Reaktor TS	%	3,2 (2,3-3,7)
pH		7,4 (7,2-7,8)
Alkalinitet (pH 4,0)	g $CaCO_3$ l^{-1}	6,6 (5,3-7,4)
NH4-N	g l^{-1}	1,1 (0,8-1,2)
VFA	g l^{-1}	1,4 (0,1-2,0)
Gasproduktion	$m^3 d^{-1}$	ca 4500
Volumetrisk gasproduktion	$m^3 m^3_r d^{-1}$	0,75
Metanhalt	%	65
Koldioxidhalt	%	35

Substrat och pilotanläggningen

Under perioden mars till november 2004 var pilotanläggningen i drift med slam från Kungsängens reningsverk i Uppsala. Slammet bestod av en blandning av primärslam och sekundär slam, som förtjockats och därefter levererats i omgångar om ca 10-12 m^3 per tillfälle med slambil till en container (20 m^3). För att erhålla ett homogent slam skedde omrörning i containern innan slammet semi-kontinuerligt (1 gång/dag) beskickades in i rötkammaren med en skruvpump (NEMO 2NES60A). Rötkammaren bestod av en konventionell totalomblandad rötkammare med toppmonterad propelleromblandare med två separata propellrar och tre blad på varje (SCABA 60 VGT-L). Omrörning skedde kontinuerligt vid 44 rpm. Gasproduktionen mättes med en bälggasmätare (Actaris Gallus 2000). I samband med beskickning pumpades även motsvarande mängd utrötat slam med en centrifugalpump (Flygt 3101) till en 20 m^3 container.

I anslutning till rötkammaren fanns en bubbelkolonn (Lindberg, 2003) för desorption av koldioxid från rötkammarens slam. Kolonnen bestod av ett rör i plexiglas med diameter 0,3 m. Under försöken har två försöksuppställningar använts (bild 1 och 2). Höjden på kolonnen var 1,3 m under första försöksuppställningen (bild 1) respektive 2,0 m under den andra försöksuppställningen (bild 2). Detta motsvarande en volym på 90 respektive 140 L. Dimensionering av kolonnen bygger på de resultat som erhållits i försök redovisade i Lindberg (2003). Från rötkammaren pumpades slam med en skruvpump (Seepex BN 5-6L) via en slamflödesmätare (Danfoss MAG 3000) till toppen av kolonnen där slammet distribuerades jämnt med en enkel konformad plåt. Under passagen genom kolonnen mötte slammet ett luftflöde, vilket pumpades in via ett luftningsdon (perforerat gummimembran; NOPOL, 215 mm diameter) i botten av kolonnen. Luften försörjdes via en luftkompressor (ABM 4D 100 LC-4) och luftflödet mättes med en gasflödesmätare (Fluid Inventor AB GD-100). Efter att luften passerat kolonnen avleddes den

utanför byggnaden. Efter att slammet passerat kolonnen återfördes den på två olika sätt beroende på försöksuppställning. Under den första försöksuppställningen avleddes allt slam till en mellanlagringstank (ca 300 L aktiv volym) för att erhålla en kort anaerob lagring innan den pumpades tillbaka till rötkammaren med en centrifugalpump (Flygt 3085). Efter ombyggnad till den andra försöksuppställningen avleddes desorberat slam direkt till rötkammaren (bild 2). Vidare förseddes kolonnen med ett bräddavlopp till mellanlagringstanken för det skum som kan bildas vid luftning.

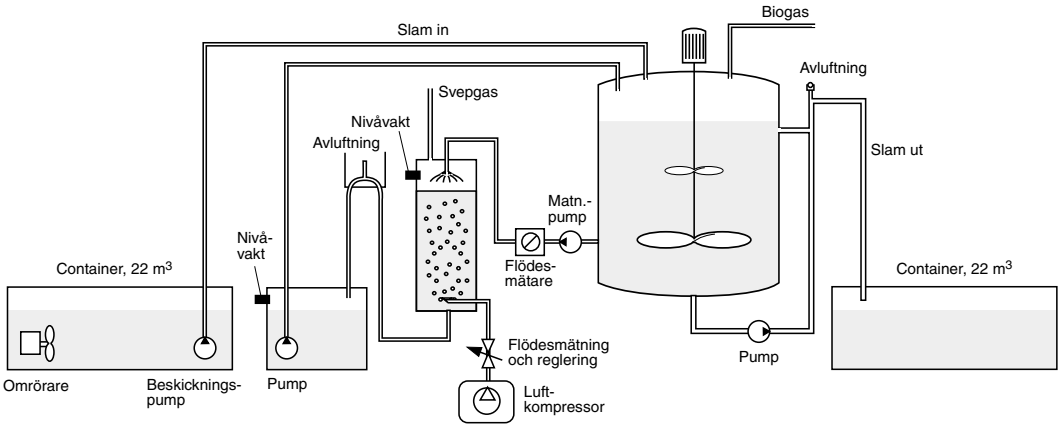

Bild 1. Principiellt flödesschema för pilotförsöken med processintern metananrikning. Under de tre första försöksomgångarna var kolonnvolymen 90 L och slammet avleddes till en mellanlagringstank. Rötkammarvolymen var 19 m^3.

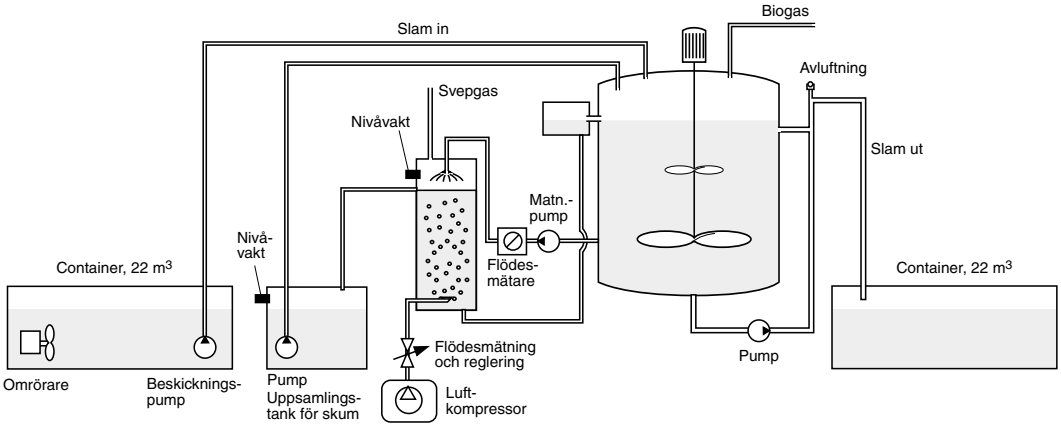

Bild 2. Principiellt flödesschema för pilotförsöken med processintern metananrikning. Under den fjärde och sista försöksomgången skedde vissa modifikationer av anläggningen, bl.a. ökades kolonnvolymen till 140 L och slammet tilläts gå tillbaka direkt till rötkammaren efter luftning istället för till mellanlagringstanken. Rötkammarvolymen var 15 m^3.

Analyser

Under den kontinuerliga driften av pilotrötkammaren följdes gasproduktion och gaskvalitet samt TS och VS-halt på slammet. I samband med desorptionsförsök analyserades slammet mer ingående. TS, VS och total alkalinitet bestämdes enligt APHA´s standardmetod (1985). Gassammansättningen (CH_4, CO_2, O_2 and N_2) i rötkammargasen och svepgasen ut från kolonnen analyserades med en bärbar gasmätare (GA 2000, Geotechnical Instruments). För analys av fri och total CO_2 i slamfasen användes en gasselektiv elektrod (#ORION model 95-02#). Innan total CO_2 mättes sänktes pH till strax under 5,5 med svavelsyra. Redoxpotentialen potential (Orion model 720) och pH (Jenway 3510) mättes också vid samma tillfällen.

Provtagning för mätning av CO_2, redoxpotential och pH i slamfasen skedde under anoxiska förhållanden. Prover togs direkt från rötkammaren respektive kolonnen till en glasbehållare som var fylld med kvävgas. I samband med fortsatta analyser sköljdes gasfasen med kvävgas. Analyserna vid dessa försök kunde ske inom en timme efter att provet tagits ut. Elektricitetsbehov för cirkulationspump för slam mättes under driftstiden.

Genomförda försök

Satsvisa försök

Under driftperioden när rötkammaren gick stabilt gjordes ett antal satsvisa försök. Vid försöken fylldes kolonnen på 90 L med rötkammarslam. Därefter luftades kolonnens innehåll vid olika luftflöden (1, 2 och 4 m^3/h). Försöken pågick i 60 min med luftflödena 1 och 2 m^3/h och i 15 min med luftflödet 4 m^3/h. Under försökens gång mättes med jämna intervall kvaliteten på svepgasen (CH_4, CO_2, O_2 och N_2) samt pH, redoxpotential, löst och total CO_2 i slammet.

Kontinuerliga försök

Under driftsperioden med stabil rötkammardrift genomfördes ett antal kontinuerliga försök, dvs. försök där slammet kontinuerligt pumpades via kolonnen med luftning tillbaka till rötkammaren. I tabell 2 redovisas de parameterinställningar som valts för försöken 2, 3 och 4. (Försök 1 var ett inkörningstest som inte redovisas i rapporten). Under försök 2 och 3 användes den första försöksuppställningen (bild 1) och i försök 4 det modifierade systemet med större kolonn och mindre reaktorvolym (bild 2). Försök 2 och 3 är att betrakta som orienterande försök där olika inställningar på slam luftflöde testades i försök 2, medan variablernas förändring vid samma luft- och slamflöde efter initiering av luftning studerades i försök 3. I försök 4 testades olika inställningar under förloppet av ca 1,5 uppehållstider. Detta redovisas under resultatredovisningen.

Tabell 2. Processparametrar vid de kontinuerliga försöken.

		Rötkammare				Kolonn			
Försök	Antal dagar	Volym	OLR	HRT	Temp	Volym	höjd	diameter	volym-ratio
		m^3	kg VS m^{-3} d^{-1}	d	°C	m^3	m	m	-
2	10	19	1,6	19	37	0,090	1,3	0,3	211
3	10	19	1,6	21	37	0,090	1,3	0,3	211
4	33	15	1,6	22	37	0,140	2,0	0,3	107

Simulering och modell

Simuleringar över desorptionen har utförts med det simuleringsprogram som utvecklats av Anna Lindberg inom hennes Licentiatarbete *Development of in-situ methane enrichment as a method for upgrading biogas to vehicle fuel standard* (Lindberg, 2003). Modellen beskriver desorption av koldioxid och metan i en motströms bubbelkolonn. Både gas- och vätskesidan beskrivs med en modell som tillåter axiell dispersion. pH ges ett konstant medelvärde över kolonnen och karbonathalten antas också vara konstant. Med denna konstruktion blir modellen begränsad till förhållandevis måttliga desorptionsgrader. Eftersom karbonathalten antas vara konstant saknas den självreglerande återkoppling som en sjunkande karbonathalt innebär.

Resultat från försöken

Rötkammardrift

Rötkammaren ympades den 29 mars 2004 med 18 m^3 rötat slam från Kungsängens reningsverk, Uppsala. Under nio veckor ökades belastningen gradvis till dess att en organisk belastning på 1,6 kg VS m^3 d^{-1} nåddes och därefter var processen i drift vid den belastningen under 25 veckor. Under de första 18 veckorna var den aktiva rötkammarvolymen 19 m^3 och under de följande 6 veckorna var den 15 m^3. Totalt har ca 163 m^3 slam rötats. I tabell 3 redovisas data för driften av pilotrötkammaren under den tid som inte desorption tillämpades.

TS och VS-halten analyserades vid varje slamleverans för att kunna bibehålla samma belastning, därav ingen variation i belastning. Detta medförde att uppehållstiden varierade något p.g.a. variation i TS-halten.

Under försöket har rötkammaren beskickats vid ett tillfälle per dygn. Detta har resulterat i att gasproduktionen timmarna efter en beskickning är mer än dubbelt så stor som timmarna inför en ny beskickning.

Tabell 3. Data för driften vid pilotanläggningen när ansatt belastning uppnåtts.

Slamflöde IN	l d^{-1}	875 (777-1011)* 710 (604-868)**
Slam TS	%	4,6 (3,7-5,3)
Slam VS	% av TS	76 (74-78)
Reaktorvolym (aktiv)	m^3	19* 15**
Temperatur	°C	37-38
Organisk belastning	kg VS m^3 d^{-1}	1,6
Hydraulisk uppehållstid	d	21 (18-24)
Ph	-	7,3 (7,1-7,5)
Alkalinitet (pH 4,0)	g $CaCO_3$ l^{-1}	5,6 (5,4-6,3)
Gasproduktion	m^3 d^{-1}	12,7(11,0-15,6)* 9,9 (9,6-10,3)**
Volumetrisk gasproduktion	m^3 m^3_r d^{-1}	0,67 (0,58-0,82)* 0,66 (0,64-0,69)**
Metanhalt	%	69 (65-71)
Koldioxidhalt	%	31 (29-35)

*(29/3-6/10) **(7/10-23/11)

Satsvisa försök med desorption

Den kumulativa volymen CO_2 och CH_4 som desorberades från kolonnen redovisas i bild 3 och 4. Vidare visas i bild 5 hur kvoten CO_2/CH_4 påverkas över tid och med ökat luftflöde. Volymen desorberad CO_2 ökade med tiden och även med ökat luftflöde (bild 3). Volymen desorberad metan ökade under de första 15 minuterna, men därefter upphörde avgången av metan (bild 4). Variation i luftflödet verkar däremot inte ha någon stor påverkan på metandesorptionen. Detta indikerar att den metan som finns löst i slammet ganska snabbt desorberas och därefter sker endast desorption av koldioxid. Detta kan också ses i bild 5, som visar att selektiv desorption av koldioxid, uttryckt som kvoten CO_2/CH_4, ökade med tiden och med ökat luftflöde.

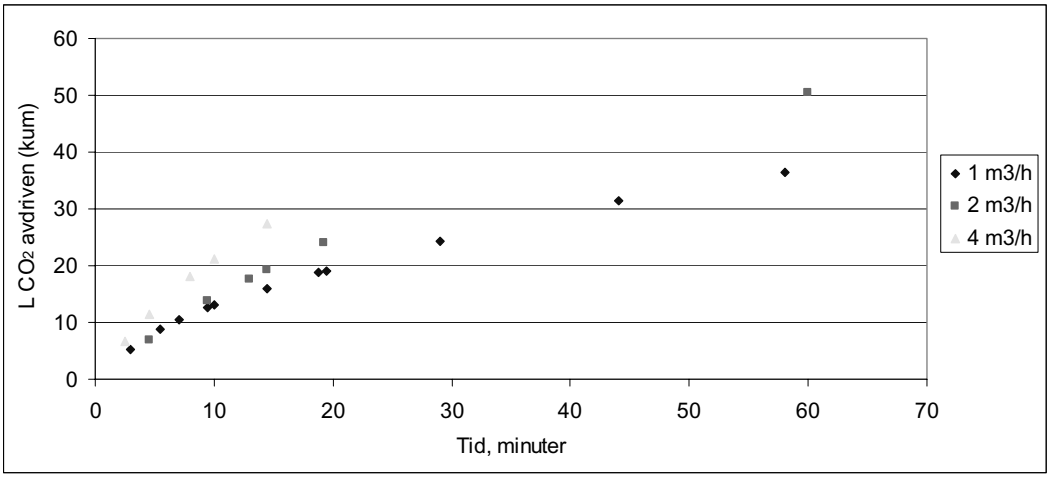

Bild 3. Kumulativt desorberad CO_2 vid de satsvisa försöken.

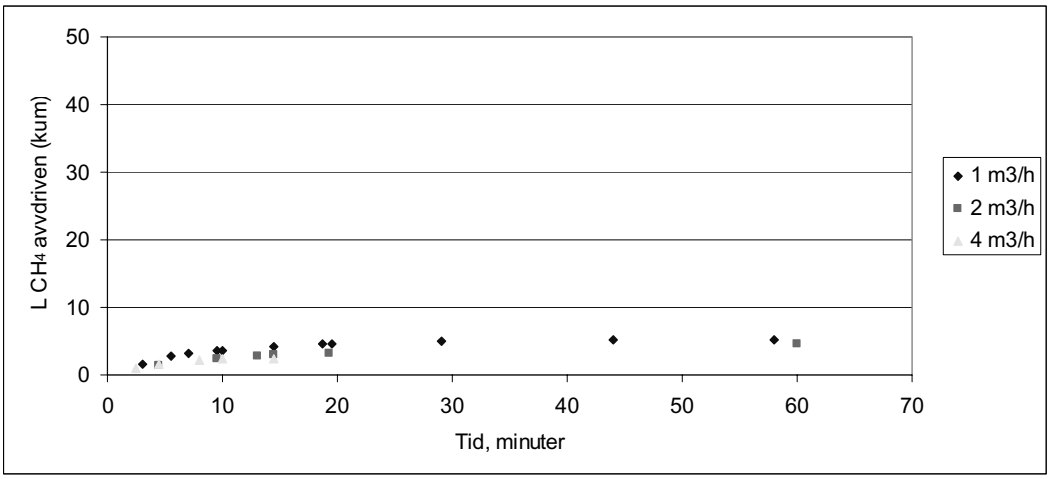

Bild 4. Kumulativt desorberad CH_4 vid de satsvisa försöken.

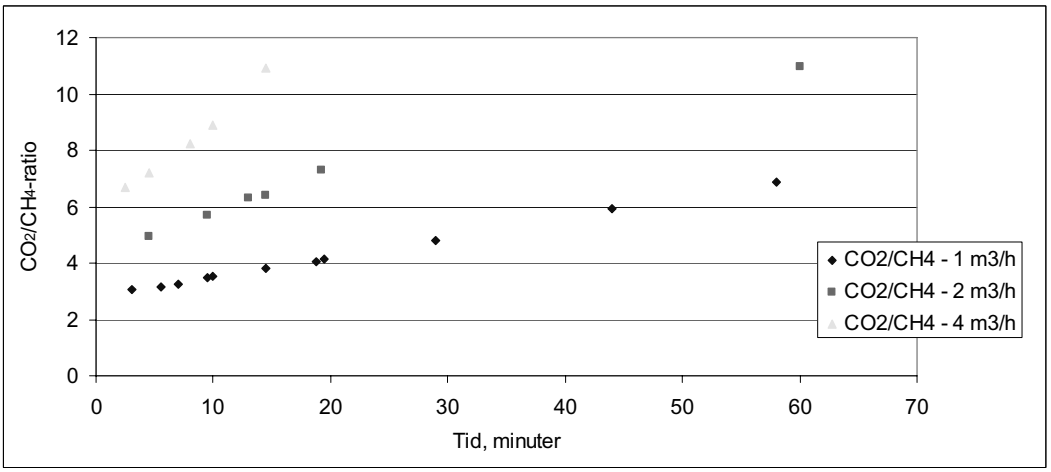

Bild 5. Kvoten mellan kumulativt desorberad CO_2 och CH_4 vid de satsvisa försöken.

Analyserna på slammet under den satsvisa desorptionen visade att pH gradvis ökade med tiden och med ökat luftflöde (bild 6) samtidigt som alkaliniteten minskade (bild 7). Detta återspeglar att löst CO_2 avdrivs varvid det buffrande bikarbonatsystemet minskar. Samtidigt förskjuts bikarbonatjämvikten mot ökad andel bikarbonat varvid pH-värdet stiger. Redoxpotentialen uppvisar en ökning med tiden och även med ökat svepgasflöde (bild 8).

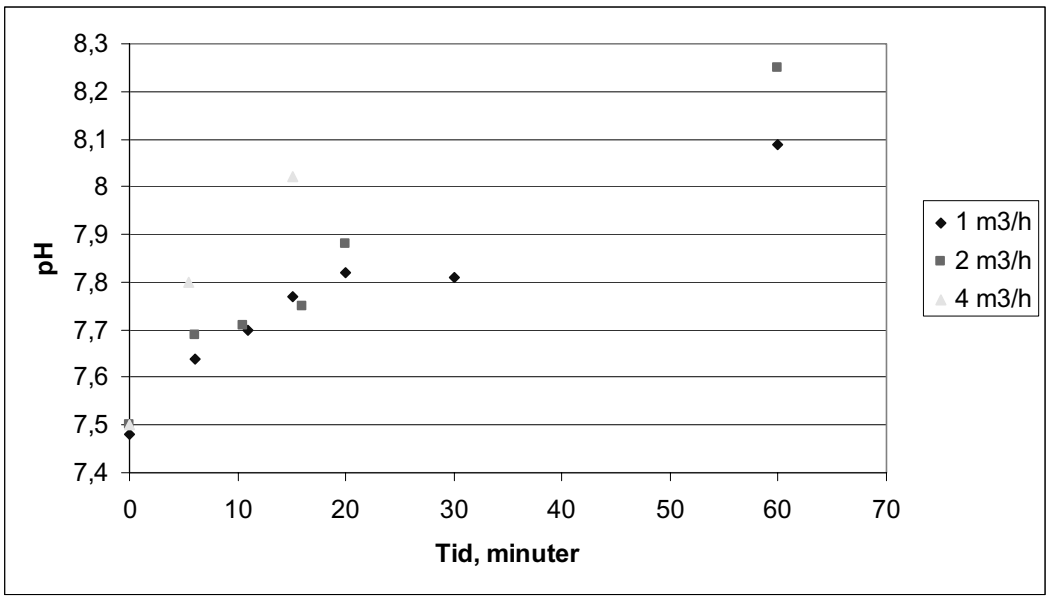

Bild 6. Förändring i pH vid de satsvisa försöken.

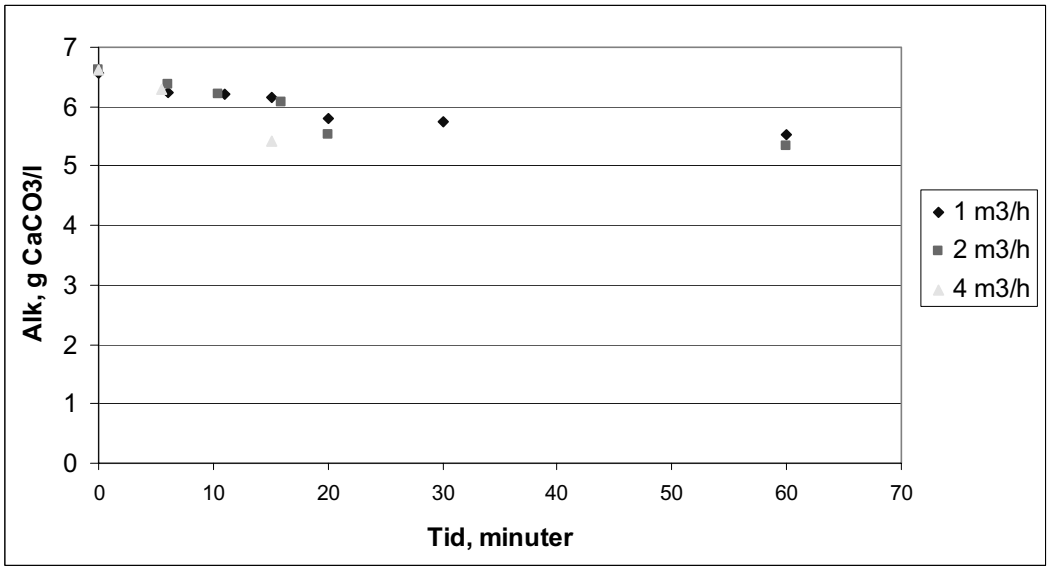

Bild 7. Förändring i alkalinitet vid de satsvisa försöken.

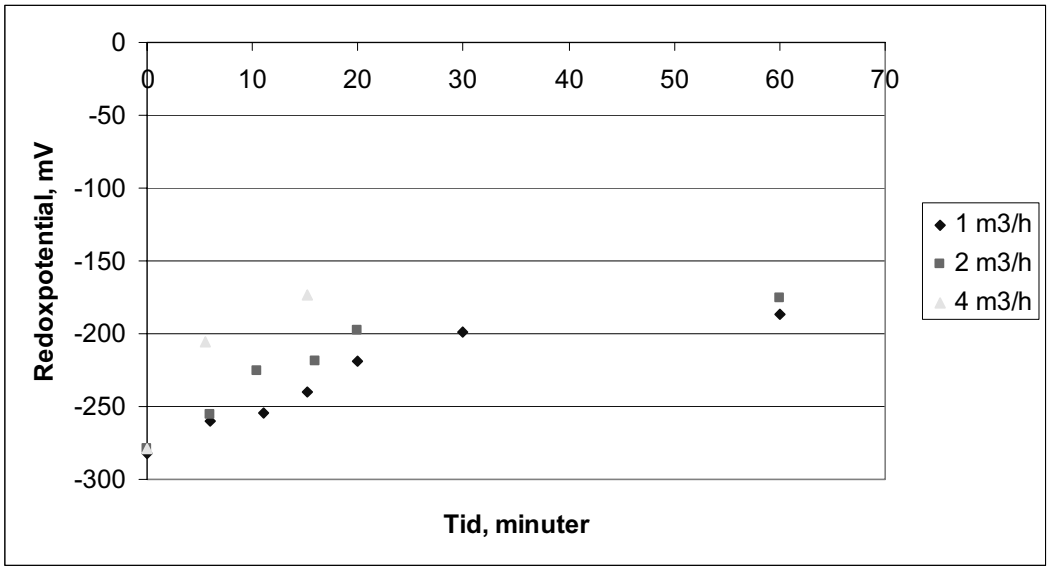

Bild 8. Förändring i redoxpotential vid de satsvisa försöken.

En CO_2-balans upprättades för att undersöka hur väl gas och slam kunde jämföras avseende analys av CO_2. Tabell 4 visar att avvikelsen mellan startvärde och slutvärde jämfört med den CO_2 som avgått med svepgasen är relativt liten för 60-minutersförsöken vid 1 respektive 2 m^3/h. Skillnaden är dock större för de korta tiderna, vilket kan bero på att det är svårt att få en bra mätning av den initiala desorptionen med svepgasen.

Tabell 4. Beräknad CO_2 balans för total CO_2 i slammet respektive CO_2 i svepgasen. Kolonnen var 90 L och specifik vikt för CO_2 är 1,978 g/dm^3.

Svepgas flöde	Tid	Startvärde		Slutvärde		Diff start - stopp	Svep gas		Svepgas rel. diff start-slut
m^3/h	min	ppm	kg	ppm	kg	kg	dm^3	kg	%
1	15	3928	0,354	3437	0,309	0,045	16,0	0,032	71
1	60	3928	0,354	3008	0,271	0,083	36,5	0,072	87
2	15	4002	0,360	3332	0,300	0,060	19,2	0,038	63
2	60	4002	0,360	2848	0,256	0,104	50,5	0,100	96
4	15	4002	0,360	3511	0,316	0,044	27,3	0,054	122

Vidare kan konstateras att mängden CO_2 i svepgasen är ca 3-4 gånger större än differensen av löst CO_2 mellan start- och slutvärde (tabell 5). Detta innebär att inte bara löst CO_2 desorberades utan även att bikarbonatjämvikten förskjutits så att bikarbonat övergått till CO_2.

Tabell 5. Beräknad CO_2 balans för löst CO_2 i slammet respektive CO_2 i svepgasen. Kolonnen var 90 L och specifik vikt för CO_2 är 1,978 g/dm^3.

Svepgas flöde	Tid	Startvärde		Slutvärde		Diff start - stopp	Svep gas		Svepgas rel. diff start-slut
m^3/h	min	ppm	kg	ppm	kg	kg	dm^3	kg	%
1	15	255	0,0230	168	0,0151	0,0079	16,0	0,032	405
1	60	255	0,0230	90	0,0081	0,0149	36,5	0,072	483
2	15	288	0,0259	159	0,0143	0,0116	19,2	0,038	328
2	60	288	0,0259	24	0,0022	0,0237	50,5	0,100	422
4	15	288	0,0259	89	0,0080	0,0179	27,3	0,054	302

Kontinuerliga försök med desorption

Försöksresultat

Under de försök som genomfördes varierade slamflödet mellan 0,25 och 2 m^3/timme vilket motsvarar 0,4-2,5 m^3/m^3 reaktorvolym och dag. Detta gav uppehållstider för slammet i kolonnen motsvarande 0,05-0,56 timmar (3-34 min). Svepgasflödet varierade mellan 1,5 och 4 m^3/timme och förhållandet (ratiot) mellan gas och slam var 0,75-16. Resultaten från försöken redovisas i tabell 6-8.

I tabell 6 kan man se att biogasutbytet minskade när desorptionen sattes igång. Däremot skedde ingen signifikant förändring av metanutbytet under försöken. Det längsta sammanhållande försöket varade i 33 dagar, motsvarande 1,5 retentionstider. Resultaten visar att desorptionen med luft inte hade någon negativ påverkan på den metanbildande aktiviteten eftersom metanutbytet var i princip detsamma under försöken.

I tabell 7 redovisas vilken kvalitet på rötkammargasen som erhölls och hur desorptionen fungerade. Under försök 2 ökade kvävgashalten dramatiskt ända upp till över 10%, vilket försämrade gaskvaliteten avsevärt. Vid desorption med luft kommer kvävgas att kunna lösas i slammet och tillföras rötkammargasen. Beräkningar på hur mycket kvävgas som teoretiskt kan lösa sig visade dock att den erhållna mängden var flera gånger större. Den troliga förklaringen till den höga halten var att luft kom in i samband med att slammet pumpades från mellanlagringstanken (efter kolonnen) till rötkammaren. Detta föranledde sedermera att en ombyggnad av slamåterföringen skedde innan försök 4. Under försök 4 erhölls den högsta metanhalten på 86,5% samtidigt som kvävgashalten låg omkring 2%.

Under desorptionen är det önskvärt att ha en hög kvot mellan desorberad koldioxid och desorberad metan. Under försök 4 var den kvoten över 4 samtidigt som andelen desorberad koldioxid har legat upp emot 80% (tabell 7). Metanförlusten var 5-8%, vilket får betraktas som alltför högt. Det är önskvärt att ytterligare minska metanförlusterna till under 2 %, men då skulle en större kolonn behövas och med den begränsning i utrustningsresurser som fanns inom projektet har det inte varit möjligt att genomföra ett sådant försök.

Effekter av desorptionen på variabler analyserade i slammet redovisas i tabell 8. Vid jämförelse av pH före och efter desorption så är det tydligt att pH-värdet ökar efter desorption. Dessutom sker en ökning av pH-värdet i rötkammaren efter att desorptionen initierats. Innan desorptionen var pH ca 7,3 och efter har pH legat mellan 7,5 och 7,9. Alkaliniteten minskar vid jämförelse före och efter desorption i kolonnen, men efter att desorptionen initieras finns ingen tydlig trend i förändring av alkaliniteten. Samma iakttagelse kan göras för redoxpotentialen där det sker en klar minskning efter desorptionen, men sedan varierar redoxpotentialen mellan –230 och –339 mV. Löslig CO_2 har varierat mellan 80 och 650, men mestadels legat omkring 150 ppm. Eftersom löslig CO_2 är en viktig parameter för simuleringsmodellen har ett värde på 150 ppm använts i de simuleringar som redovisas längre fram i rapporten.

Praktiska erfarenheter och modifieringar av anläggningen

Kolonnens bottenanslutning för utgående slam hade inledningsvis 2 st. utlopp med en diameter på vardera 32 mm. Partikulärt material i slammet orsakade dock stopp i utgående rörledning från kolonnen. För att åtgärda problemet byggdes utloppet om till att utgöras av 1 st. anslutning på 80 mm.

Den skruvpump som användes för att pumpa slam från rötkammaren till kolonnen var försedd med en frekvensomvandlare för att kunna variera flödet mellan 800-5300 liter per timme. Pumpen sög slam från rötkammarens bottenregion. Det visade sig att betydande mängder material (textilier, plast och hår) lindade sig kring pumpens rotor. Vid låga varvtal (slamflöden under 1000 liter per minut) orsakade detta att pumpen ibland stannade beroende på att elmotorn ej orkade dra runt pumprotorn. Därför modifierades denna slampumpning genom att:

- flytta pumpens suganslutning från rötkammarens bottenregion till en nivå motsvarande halva reaktorvolymen.
- frekvensomvandlaren ersattes med en växellåda som gav pumpen ett flöde på ca 1100 liter per minut.
- flödet till kolonnen reglerades med on/off-styrning av skruvpumpen via timerstyrning.

Ökning av diametern på utgående ledning från kolonnen och modifieringen av skruvpumpen installerades till den andra försöksuppställningen, se bild 2 och fungerade då utan några driftstörningar hos pumpen.

Vid en modifiering av kolonnen noterades det att det uppstått betydande mängder utfällningar på kolonnväggarna och membranluftare. Utfällningarna gick enkelt att avlägsnas och delvis hade dessa lossnat då kolonnen tömdes på slam. Utfällningarna utgjordes av relativt stora sammanhängande gråfärgade tunna, spröda lager med en yta som ibland var större än 2 dm^2. En analys i en IR-spektrometer visade att utfällningen var Ca CO_3 (kalciumkarbonat).

Tabell 6. Biogas-, koldioxid- och metanproduktion vid de kontinuerliga försöken.

	Slam flöde	Slam recirkulering	Slam uppehållstid	Svep-gas flöde	Biogas flöde	Volumetrisk biogas produktion	Biogas utbyte	Metan flöde	Volumetrisk metan produktion	Metan utbyte	Kol-dioxid flöde	Volumetrisk kol-dioxid produktion	Kol-dioxid utbyte
	m^3/h	$m^3/m^3_r,d$	h	m^3/h	m^3/h	$m^3/m^3_r,d$	m^3/gVS	m^3/h	$m^3/m^3_r,d$	m^3/gVS	m^3/h	$m^3/m^3_r,d$	m^3/gVS
Före desorption		0,00			11,38	0,60	0,37	7,97	0,42	0,26	3,41	0,18	0,11
2 a)	2	2,53	0,05	1,5	9,33	0,49	0,31	6,63	0,35	0,22	2,29	0,12	0,08
2 b)	2	2,53	0,05	2	9,37	0,49	0,31	6,75	0,36	0,22	1,88	0,10	0,06
2 c)	1,6	2,02	0,06	1,7	8,97	0,47	0,30	6,98	0,37	0,23	1,44	0,08	0,05
2 d)	1,6	2,02	0,06	2,2	9,8	0,52	0,32	7,19	0,38	0,24	1,54	0,08	0,05
Före desorption		0,00			11,09	0,58	0,36	7,65	0,40	0,25	3,27	0,17	0,11
3 a)	0,95	1,20	0,09	2	11,09	0,58	0,36	7,76	0,41	0,26	3,38	0,18	0,11
3 b)	0,95	1,20	0,09	2	10,81	0,57	0,36	8,08	0,43	0,27	2,69	0,14	0,09
3 c)	0,95	1,20	0,09	2	10,29	0,54	0,34	7,92	0,42	0,26	2,23	0,12	0,07
3 d)	0,95	1,20	0,09	2	9,3	0,49	0,31	7,33	0,39	0,24	1,77	0,09	0,06
3 e)	0,95	1,20	0,09	2	9,08	0,48	0,30	7,27	0,38	0,24	1,65	0,09	0,05
Före desorption		0,00			10,3	0,69	0,43	7,21	0,48	0,30	3,09	0,21	0,13
4 a)	0,48	0,77	0,29	2	9,13	0,61	0,38	7,47	0,50	0,31	1,66	0,11	0,07
4 b)	0,48	0,77	0,29	4	7,49	0,50	0,31	6,40	0,43	0,27	1,00	0,07	0,04
4 c)	0,25	0,40	0,56	4	9,53	0,64	0,40	7,63	0,51	0,32	1,66	0,11	0,07
4 d)	0,7	1,12	0,20	4	8,12	0,54	0,34	6,87	0,46	0,29	1,09	0,07	0,05
4 e)	1	1,60	0,14	4	6,50	0,43	0,33	5,62	0,37	0,29	0,73	0,05	0,04

Tabell 7. Gaskvalitet och desorption av koldioxid och metan vid de kontinuerliga försöken.

	Slam flöde	Slam recirkulering	Slam stignings hastighet	Slam uppehålls-tid	Svep-gas flöde	Gas stignings hastighet	Kol-dioxid	Metan	Syre	Kväve	Vol. CO_2 desorp.	Vol. CH_4 desorp.	Desorb. CO_2/ desorb. CH_4	Desorb. CO_2/ prod. CO_2	Desorb. CH_4/ prod. CH_4
	L	SRR	uL	RTC	G	uG	CO_2	CH_4	O_2	N_2					
	m^3/h	$m^3/m^3_r,d$	cm/s	h	m^3/h	cm/s	%	%	%	%	$m^3/m^3_{slam},d$	$m^3/m^3_{slam},d$	-	%	%
Före desorption		0,00					30	70	0	0					
2 a)	2	2,53	0,79	0,05	1,5	0,59	24,5	71,1	0	4,4	0,16	0,05	3,48	92	11
2 b)	2	2,53	0,79	0,05	2	0,79	20,1	72	0	8,1	0,17	0,05	3,24	96	13
2 c)	1,6	2,02	0,63	0,06	1,7	0,67	16,1	77,8	0	6,1	0,11	0,05	2,33	59	11
2 d)	1,6	2,02	0,63	0,06	2,2	0,86	15,7	73,4	0	10,9	0,12	0,05	2,44	68	12
Före desorption		0,00					31	69	0	0					
3 a)	0,95	1,20	0,37	0,09	2	0,79	30,5	70	0	0	0,21	0,04	5,00	125	11
3 b)	0,95	1,20	0,37	0,09	2	0,79	24,9	74,7	0	0,5	0,15	0,04	3,53	88	11
3 c)	0,95	1,20	0,37	0,09	2	0,79	21,7	77	0	1,2	0,11	0,04	2,47	62	11
3 d)	0,95	1,20	0,37	0,09	2	0,79	19	78,8	0	2	0,13	0,05	2,68	75	12
3 e)	0,95	1,20	0,37	0,09	2	0,79	18,2	80,1	0	1,8	0,11	0,05	2,50	66	11
Före desorption		0,00					30	70	0	0					
4 a)	0,48	0,77	0,19	0,29	2	0,79	18,2	81,8	0	0	0,12	0,03	4,75	59	5
4 b)	0,48	0,77	0,19	0,29	4	1,57	13,3	85,4	0	1,7	0,16	0,04	4,17	78	8
4 c)	0,25	0,40	0,10	0,56	4	1,57	17,4	80,1	0	2,3	0,15	0,04	4,00	75	8
4 d)	0,7	1,12	0,28	0,20	4	1,57	13,4	84,6	0	2,1	0,17	0,04	4,33	81	8
4 e)	1	1,60	0,39	0,14	4	1,57	11,2	86,5	0	2,2	0,17	0,04	4,50	84	8

Tabell 8. Variabler analyserade i slamfasen vid de kontinuerliga försöken.

					Rötkammare					Kolonn				
	Slam flöde	Slam recirkulering	Slam uppehålls-tid	Svep-gas flöde	Redox potential	pH	Alkalinitet	Löslig CO_2 konc.	Total CO_2konc.	Redox potential	pH	Alkalinitet	Löslig CO_2 konc.	Total CO_2konc.
	m^3/h	m^3/m^3_r,d	h	m^3/h	mV	-	g $CaCO_3$ /l	ppm	ppm	mV	-	g $CaCO_3$ /l	ppm	ppm
Före desorption		0,00			-298	7,28	5,55	594	2530					
2 a)	2	2,53	0,05	1,5	-230	7,75	5,91	152	1679	-255	7,85	5,59	134	1502
2 b)	2	2,53	0,05	2	-298	7,53	6,1	184	1587	-233	7,73	5,49	129	1447
2 c)	1,6	2,02	0,06	1,7	-283	7,62	5,75	155	1434	-223	7,74	5,58	129	1407
2 d)	1,6	2,02	0,06	2,2	-308	7,63	5,76	162	1450	-223	7,78	5,69	112	1350
Före desorption		0,00			-294	7,33	6,21	653	2626					
3 a)	0,95	1,20	0,09	2	-291	7,42	6,5	650	2197	-216	7,85	5,97	272	2045
3 b)	0,95	1,20	0,09	2	-288	7,62	6,55	202	1367	-202	7,95	5,88	97	1342
3 c)	0,95	1,20	0,09	2	-300	7,58	6,29	150	868	-226	7,83	6,11	75	868
3 d)	0,95	1,20	0,09	2	-300	7,64	5,88	95	701	-224	7,93	5,49	51	676
3 e)	0,95	1,20	0,09	2	-310	7,71	4,71	80	587	-220	7,92	5,62	50	566
Före desorption		0,00			-285	7,26	5,52	409	2915					
4 a)	0,48	0,77	0,29	2	-304	7,49	5,61	172	1983	-225	7,84	5,41	74	1852
4 b)	0,48	0,77	0,29	4	-328	7,67	5,93	134	1844	-201	8,15	5,55	40	1794
4 c)	0,25	0,40	0,56	4	-330	7,77	5,83	136	1904	-218	8,12	5,74	42	1685
4 d)	0,7	1,12	0,20	4	-325	7,8	5,64	140	2210	-207	8,19	6,31	38	1692
4 e)	1	1,60	0,14	4	-339	7,86	5,55	138	1956	-220	8,15	5,97	43	1677

Simuleringar och beräkning av fullskala

Utifrån de experimentella försöken, litteraturuppgifter samt den tidigare utvecklade simuleringsmodellen för processintern metananrikning (Lindberg, 2003) har simuleringar och beräkningar av ett exempel på fullskaleprocess genomförts.

De experimentella resultaten visar att vid kontinuerlig drift kan den fria halten koldioxid i slammet uppgå till ca 150 ppm, vilket därför utgör utgångspunkten i flertalet simuleringar. Karbonathalten antas stå i jämvikt med denna halt fri koldioxid vid det angivna pH-värdet.

I dessa simuleringar antas rötkammaren ha en volym om 2000 m^3, och producera 5,21 10^{-3} m^3 koldioxid/s (450 m^3/d) samt 1,21 10^{-2} m^3 metan/s (1045 m^3/d). De följande beräkningarna utgår ifrån att ca 1,5 % metanförluster är en acceptabel nivå, dvs. ett mål vid dimensioneringen av desorptionsprocessen är att metanförlusten inte skall överstiga 1,9 10^{-4} m^3/s (16,4 m^3/d). Dessutom är siktet att producera en biogas med 95 % metan vilket medför att ca 4,6 10^{-3} m^3 koldioxid/s (397 m^3/d) skall desorberas i kolonnen. Beräkningarna antar vidare att inkommande slammets pH normalt är 7,7 och att desorptionen drivs så långt att pH stiger till 8,2. Detta har stöd i de experimentella resultaten. Simuleringarna nedan visar att pH är en viktig parameter för hur effektiv desorptionen av koldioxiden är. Skälet till detta är att pH påverkar karbonatjämvikten.

Efter en hel del olika simuleringsexperiment identifierades ett ”referens fall”:

Kolonndiameter, D:	2,7 m
Kolonnhöjd, H:	4 m
Kolonnvolym, V:	23 m^3
Luftflöde, G:	400 m^3/h
Slamflöde, L	30 m^3/h
pH(in)	7,7
pH(ut)	8,2
Halt fri CO_2 i ingående slam	150 ppm

Med detta referensfall är desorptionen av metan (metanförlusten) = 1,86 10^{-4} m^3/s och desorptionen av koldioxid = 4,38 10^{-3} m^3/s. Ungefär 0,53 m^3 koldioxid/m^3 slam desorberas, vilket motsvarar ca 25 % av den totala mängden koldioxid i ingående slam till kolonnen. Uppehållstiden för slammet räknat på helt vätskefylld kolonn är ca 45 minuter.

Effekten av slamflöde

Som framgår av bild 9 avtar desorptionen per m^3 slam starkt med ökande slamflöde. Däremot visar diagrammet till höger att den totala desorptionen i m^3/s är i stort sett konstant.

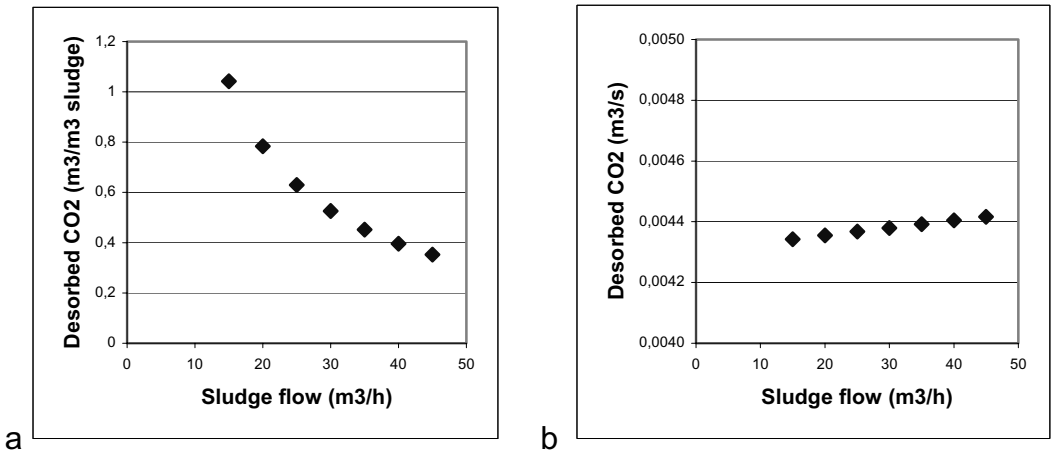

Bild 9. Effekten av slamflöde på desorptionen av koldioxid. [m^3/m^3 slam (a); m^3/s (b)] Ingående slam: 150 ppm löst koldioxid, pH-in=7,7, T=310 K, D = 2,7 m, H = 4 m, G = 400 m^3 luft/h, pH-ut = 8,2.

Vid avtagande slamflödeshalt minskar dock även beräkningarnas giltighet i takt med att den relativa andelen koldioxid som desorberas ökar, se ovan. Desorptionen av metan ökar klart med ökande slamflöde, bild 10.

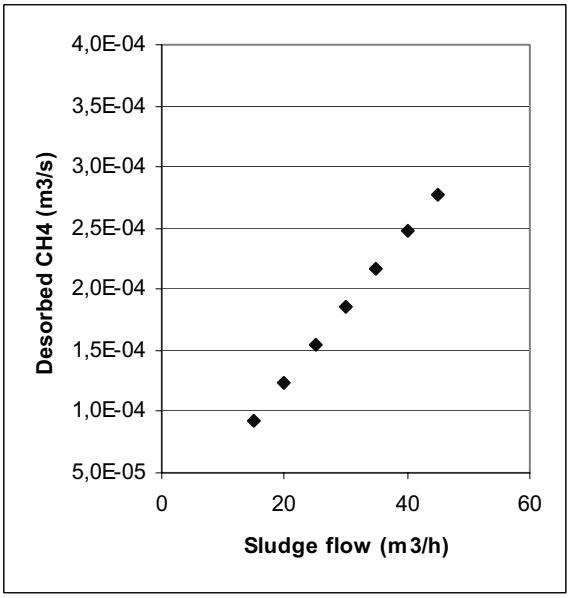

Bild 10. Effekten av slamflöde på desorptionen av metan [m^3/s]. Ingående slam: 150 ppm löst koldioxid, pH-in=7,7, T=310 K, D = 2,7 m, H = 4 m, G = 400 m^3 luft/h, pH-ut = 8,2.

Skälet till detta är att vid de givna betingelserna desorberas all metan som finns i det slam som pumpas genom kolonnen (konfirmerats med de satsvisa försöken). Detta medför därför att för att minimera metanförlusterna skall slamflödet vara så lågt som möjligt.

Effekten av luftflöde

Desorptionen av koldioxid ökar med ökande luftflöde (bild 11) samtidigt som metanförlusten inte beror av luftflödet eftersom all metan desorberas vid de givna betingelserna. I alla simuleringar i bild 11 är förlusten av metan i huvudsak lika: drygt 1,8 10^{-4} m^3/s. Ett tillräckligt högt luftflöde är alltså en viktig parameter för att möjliggöra en god desorption av koldioxid vid ett lågt slamflöde.

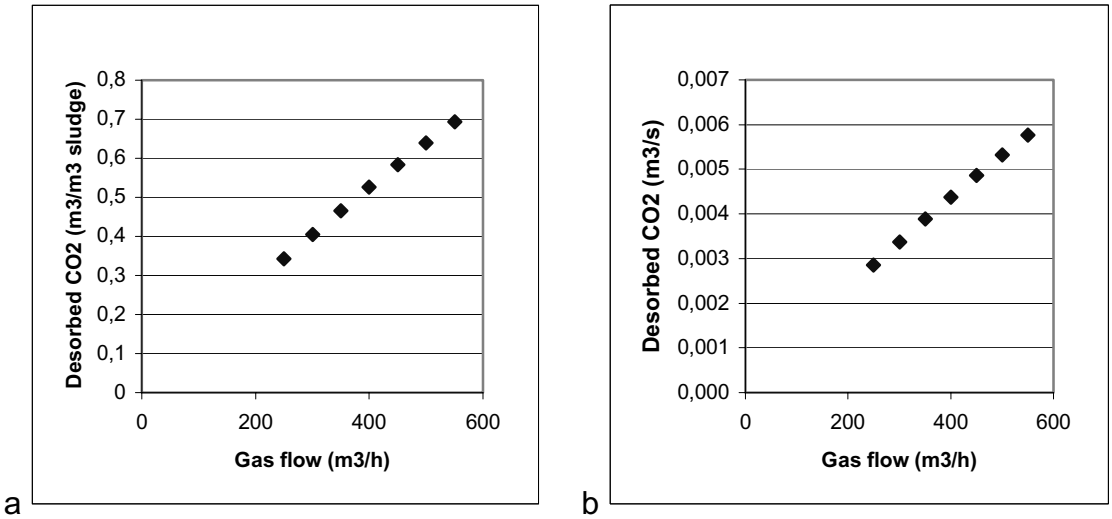

Bild 11. Effekten av luftflöde på desorptionen av koldioxid [m^3/m^3 slam (a); m^3/s (b)]. (Ingående slam: 150 ppm löst koldioxid, pH-in=7,7, T=310 K, D = 2,7 m, H = 4 m, L = 30 m^3 slam/h, pH-ut = 8,2.

De sammantagna resultaten från simulering med slam- och luftflöde visar att betingelserna blir mer gynnsamma då luftflödet ökar och slamflödet avtar. Bild 12 visar att desorptionen av koldioxid per m^3 slam är i huvudsak direkt proportionell mot flödesförhållandet: G/L, (m^3 luft/m^3 slam). Bild 13 visar att även den relativa desorptionen av koldioxid mot metan beror av detta flödesförhållande. Denna relativa desorptionskvot skall vara minst 25 för de ovan angivna kraven på metanförlust och biogaskvalitet.

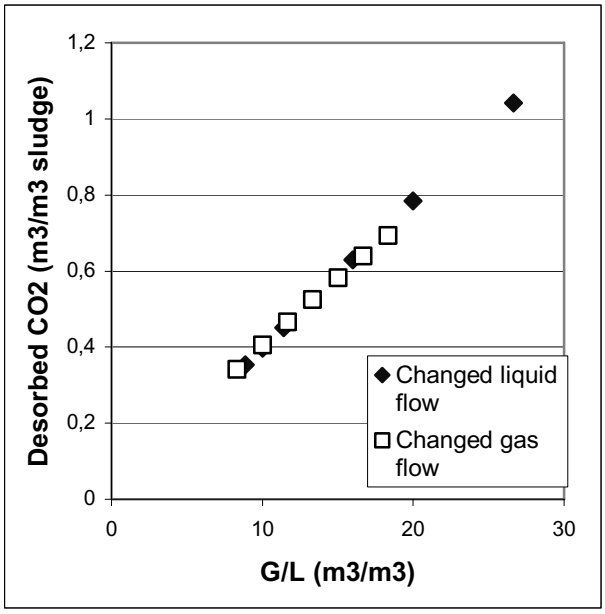

Bild 12. Effekten av flödesförhållande på desorptionen av koldioxid [m^3/m^3 slam]. Ingående slam: 150 ppm löst koldioxid, pH-in=7,7, T=310 K, D = 2,7 m, H = 4 m, pH-ut = 8,2; G=400 m^3/h eller L=30 m^3/h.

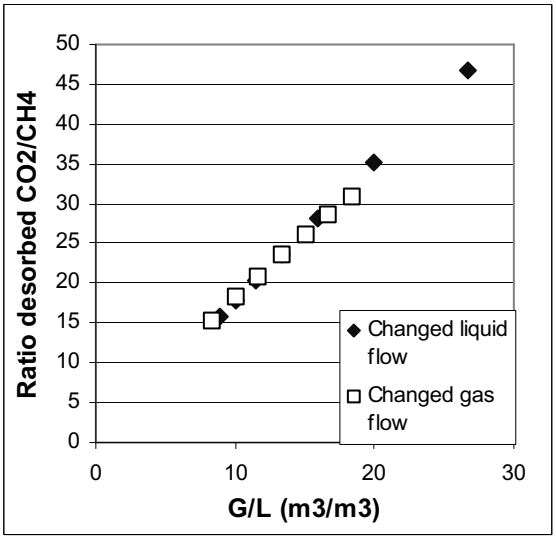

Bild 13. Effekten av flödesförhållande på den relativa desorptionen koldioxid/metan (m^3/m^3). Ingående slam: 150 ppm löst koldioxid, pH-in=7,7, T=310 K, D = 2,7 m, H = 4 m, pH-ut = 8,2; G=400 m^3/h eller L=30 m^3/h).

Effekten av kolonnens dimensioner

Som framgår av bild 14 är desorptionen av koldioxid inte starkt beroende av kolonnens dimensioner inom de gränser som redovisas.

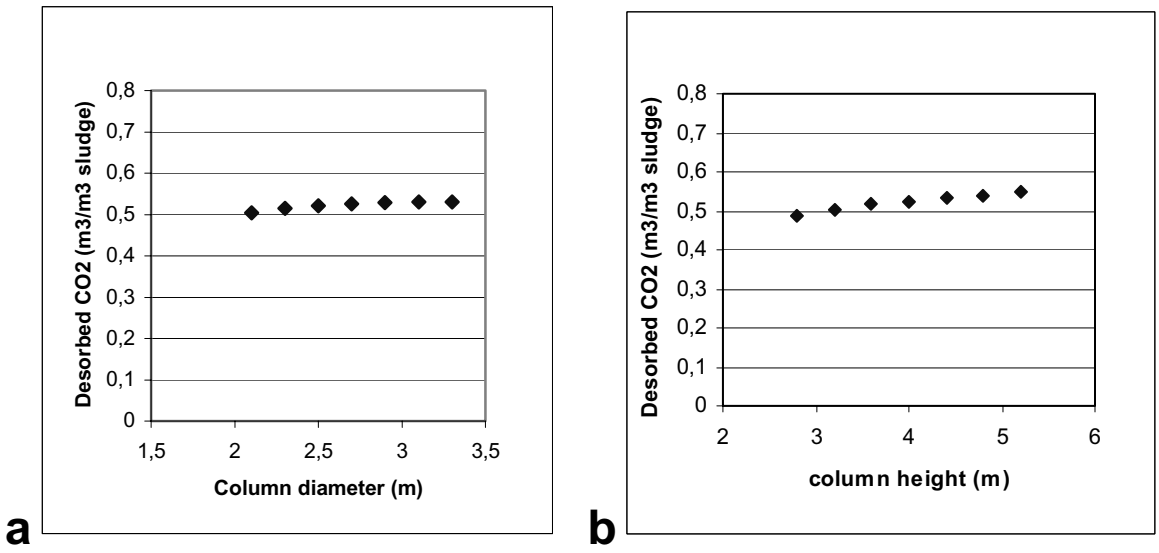

Bild 14. Effekten av kolonndimensioner [diameter (a), höjd (b)]på desorptionen av koldioxid. Ingående slam: 150 ppm löst koldioxid, pH-in=7,7, T=310 K, G = 400 m^3/h, L = 30 m^3/h, pH-ut = 8,2; vänster diagram:H = 4 m, höger diagram: D = 2,7 m.

Som framgår av bild 15 kan uppehållstiden för slammet i kolonnen användas för att korrelera slamflödets och kolonndimensionernas inverkan på desorptionen av koldioxid totalt. Uppehållstiden är här räknad som kolonnvolym genom slamflöde.

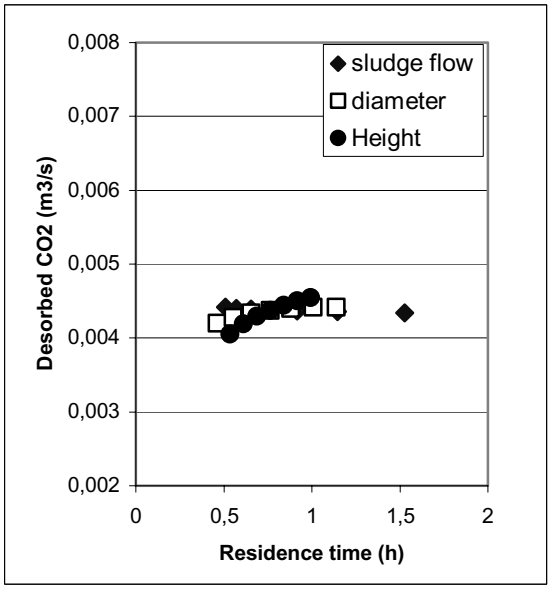

Bild 15. Effekten av uppehållstid på desorptionen av koldioxid. (Ingående slam: 150 ppm löst koldioxid, pH-in=7,7, T=310 K, G = 400 m^3/h, pH-ut = 8,2, i respektive kurva är ett av följande parametervärden varierad: D = 2,7 m, H = 4 m, L = 30 m^3/h).

Om intervallet för diameter och höjd utvidgas, bild 16, framgår att det dock finns ett beroende på dessa storheter. Diagrammen visar att desorptionen ökar med ökande diameter och ökande höjd, men ökningen avtar gradvis. Bild 17 visar att även detta i huvudsak kan sammanfattas som ett beroende av uppehållstid. Nivån där kurvorna planar ut synes dock vara kopplat till det specificerade utgående pH-värdet i simuleringarna, varför effekten av uppehållstid kräver ytterligare utredningar.

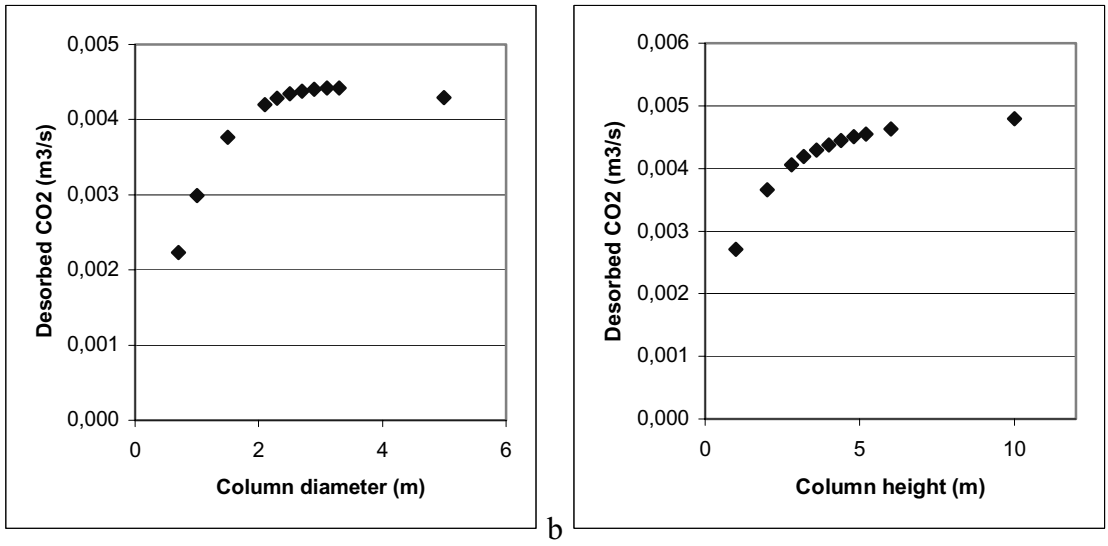

Bild 16. Effekten av kolonndimensioner på desorptionen av koldioxid (Ingående slam: 150 ppm löst koldioxid, pH-in=7,7, T=310 K, G = 400 m^3/h, L = 30 m^3/h, pH-ut = 8,2; vänster diagram: H = 4 m, höger diagram: D = 2,7 m).

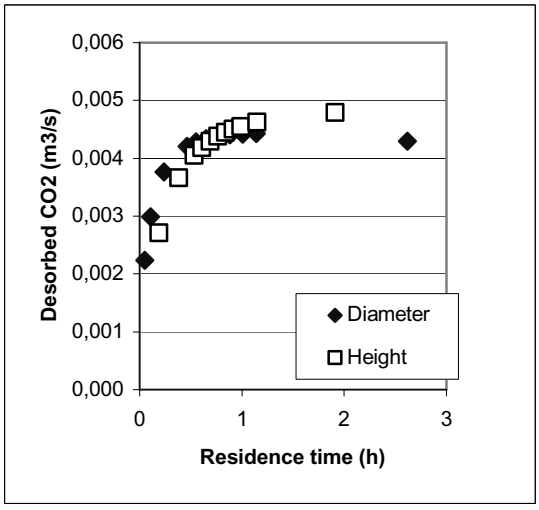

Bild 17. Effekten av uppehållstid på desorptionen av koldioxid (Ingående slam: 150 ppm löst koldioxid, pH-in=7,7, T=310 K, G = 400 m^3/h, L = 30 m^3/h, pH-ut = 8,2; D = 2,7 m eller H = 4 m).

Effekt av pH

Diagrammet nedan (bild 18) visar effekten av i simuleringen angivet pH på utgående slam.

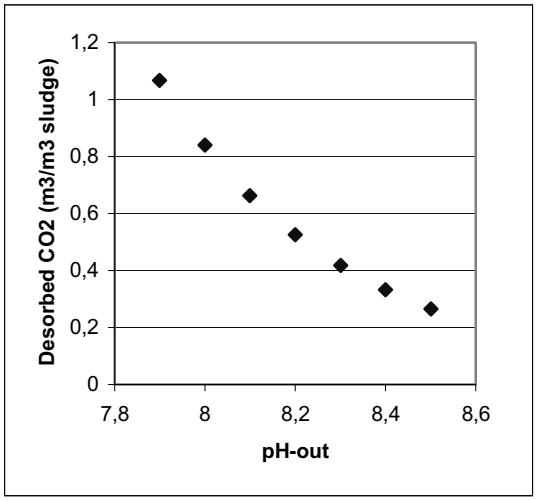

Bild 18. Effekten av pH-ut på desorptionen av koldioxid (Ingående slam: 150 ppm löst koldioxid, pH-in=7,7, T=310 K, D = 2,7 m, H = 4 m, G = 400 m^3/h, L = 30 m^3/h).

Diagrammet visar att i själva simuleringen beror desorptionskapaciteten starkt på vilket värde som antas för pH i utgående slam (bild 19). Detta illustrerar att om modellen skall användas för att simulera höga desorptionsgrader, så måste den utökas till att även inkludera balanser för pH och karbonat i slammet.

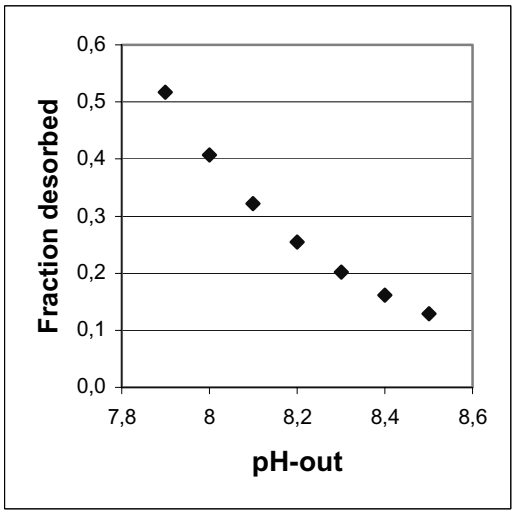

Bild 19. Effekten av pH på andelen total koldioxid som desorberas per m^3 slam (Ingående slam: 150 ppm löst koldioxid, pH-in=7,7, T=310 K, D = 2,7 m, H = 4 m, G = 400 m^3/h, L = 30 m^3/h).

Effekt av slamkoncentration

Bild 20 nedan visar att halten löst koldioxid i ingående slam till kolonnen väsentligt påverkar hur mycket koldioxid som kan desorberas vid i övrigt lika betingelser. Därför är det viktigt att ta hänsyn till hur den processinterna metananrikningen vid kontinuerlig drift kommer att påverka halten av löst koldioxid i slammet i rötkammaren.

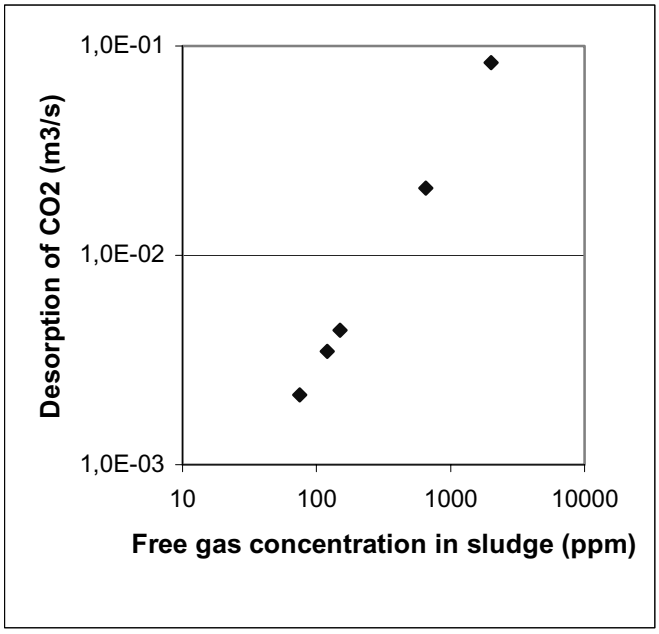

Bild 20. Effekten av koncentrationen löst koldioxid i ingående slam (pH-in=7,7, T=310 K, D = 2,7 m, H = 4 m, G = 400 m^3/h, L = 30 m^3/h, pH-ut = 8,2).

Systemlösning och Ekonomi

Utgående från den dimensionering som tagits fram för en fullskaleprocess har ytterligare beräkningar gjorts. De baserar sig på en uppskalning av det under försöket använda pilotsystemet för metananrikning som beskrivs i bild 2. De modifieringar som har antagits är:

- 2 st excenterskruvpumpar för slampumpning från rötkammaren till kolonnen parallellt monterad, där varje pump ska klara av det dimensionerande slam-flödet på 30 m^3 per timme.
- 1 skruvkompressor för luftning av kolonnen
- 52 st tallriksluftare

Elförbrukning beräknas för slampumpningen uppgå till 0,33 kWh/m^3 slam (uppmätts vid pilotförsöken), vilket för 30m^3/h ger 9,9 kWh/h.

Elbehovet för en skruvkompressor uppskattas till 1,44 kWh/h när ett luftflöde på 400 m^3/h skall nås.

Den sammanlagda elförbrukningen uppgår då till 11,3 kWh/h. Med en metanproduktion omfattande 430 kWh/h motsvarar elåtgången ca 2,6% av biogasproduktionen.

Ekonomi

I följande avsnitt har det gjorts ett försök att beräkna en storleksordning för kostnaderna att rena biogas med processintern metananrikningsteknik utifrån ovanstående uppgifter.

Investeringsbehov

Investeringsbehovet har uppskattats till 1,84 Mkr för en att uppföra en processintern metananrikningsanläggning vid ett kommunalt reningsverk som har en rötkammare med en slamvolym på 2000 m^3, se tabell 9. Denna uppskattning bygger delvis på information från leverantörer av nyckelkomponenter i anläggningen, dels på egna bedömningar. Rötkammaren antas innan metananrikningsanläggningen uppförs producera 1500 m^3 biogas per dygn med en metanhalt på 70% vilket motsvarar 3760 MWh per år. Kolonnvolymen är 23 m^3, slamflödet till kolonnen 30 m^3 per timme och luftflödet genom kolonnen 400 m^3 per timme.

Tabell 9. Kalkylerat investeringsbehov för olika delar av en metananrikningsanläggning.

Komponenter	Investering	Referens
	kkr	
2 st excenterskruvpumpar med frekvensstyrning	140	Björkman, pers. medd.
Skruvkompressor	200	Segerström, pers. medd.
Skumkniv, pump för återförsel av skum	35	
Kolonn, rördragning, tank för att samla upp skum	425	
Byggnad, inklädnad av kolonn	250	
Membranluftare	32	Eriksson, pers. medd.
Övervakning, el, nivåmätning, flödesmätning	355	
Behandling av svepgas i kompostfilter	100	
Oförutsätt, 20 % av kostnaderna	307	
Summa	**1844**	

Årliga kostnader

De kostnader som beräknats bygger på följande antagna grundförutsättningar:

- annuitetsmetoden har använts för beräkning av kapitalkostnaderna
- kapitalkostnaderna har beräknats utifrån en kalkylränta satt till 7 %
- avskrivningstiden för varierar mellan 10 år (maskiner) upp till 20 år (byggnader)
- Det årliga underhållet har antagits vara 2,5 % av investeringen

- Kostand för tillsyn av anläggningen har satts till 80 000 kr per år
- elbehov för pumpning av slam till kolonnen har satts till 0,33 kWh/m^3 slam
- elbehov för luftningen av kolonnen har satts till 0,0036 kWh/m^3 luft
- elpriset har satts till 0,6 kr/kWh

De årliga kostnaderna för att driva metananrikningsanläggningen har beräknats till 404 kkr per år där kapitalkostnaderna utgör 219 kkr per år (12 % av investeringen vilket motsvarar 13 års avskrivningstid), se tabell 10. Om metanförlusterna motsvarar 1,5% av rötkammarens biogasproduktion medför detta att kostnaderna för metananrikningsanläggningen motsvarar 0,11 kr/kWh renad gas.

Tabell 10. Beräknade driftkostnader för metananrikningsanläggning.

	Årliga kostnader
	kkr/år
Kapitalkostnad	219
Underhåll	46
Tillsyn	80
El	60
Summa	**404**

Diskussion

Gaskvalitet

Tidigare försök som legat till grund för den uppbyggda simuleringsmodellen (Lindberg, 2003) har endast omfattat desorption utan återföring av slam till rötkammaren. Detta innebär att det bara är initialvärden för desorption som använts. De resultat som erhölls från de experimentella försöken i föreliggande projekt visade att det var möjligt att nå en metanhalt på ca 87% med ett kvävgasinnehåll på ca 2% och en metanförlust omkring 8%. Mot bakgrund av projektets korta tid (ca 1 år) och de begränsningar som funnits i att variera kolonnvolym, slamflöde och luftflöde så får resultaten betraktas som värdefulla för att utröna effekter av olika parametrars inställning på koldioxid- och metandesorption.

Av de tidigare försök som redovisats i litteraturen påvisar Srivastava & Hill (1993) att andelen kvävgas efter desorption varit höga (upp emot 10%). Detta var även fallet i föreliggande projekt innan systemet modifierades med avseende på återföring av slam till rötkammaren. Genom att låta slammet återföras direkt till rötkammaren utan att passera en mellanlagringstank sänktes nivån i rötkammargasen till ca 2%. Detta indikerar att utformningen av systemet kan ha stor betydelse för gaskvaliteten. Vidare har vi visat att det går att uppnå höga metanhalter med en betydligt mindre kolonn i förhållande till rötkammarvolymen än vad som tidigare använts. I våra försök utgjorde kolonnvolymen endast ca 1% av rötkammarvolymen medan motsvarande andel var 17% Srivastava & Hill (1993) och 6% för Richards m.fl. (1993). De simuleringar som gjordes kunde utgående från erhållna resultat visa att en tillräcklig desorption av koldioxid kan uppnås i en kolonn som är i

storleksordningen 1 % av rötkammarvolymen och med en uppehållstid för slammet i storleksordningen under en timme.

Optimering av kolonndriften

Genom försöken kunde vi bekräfta att ett lågt slamflöde kombinerat med högt luftflöde är gynnsamt för att erhålla ett högt förhållande mellan desorberad koldioxid och desorberad metan. Eftersom maximal mängd metan som kan desorberas nås relativt snabbt i förhållande till den koldioxid som kan desorberas så gynnas den selektiva desorptionen av koldioxid av en lång uppehållstid i kolonnen. Det minsta möjliga slamflödet dikteras av att tillräcklig mängd koldioxid totalt sett måste föras till kolonnen för desorption, medan graden av desorption av koldioxid per m^3 slam ökar med ökande luftflöde. När det gäller simuleringsmodellen så finns det fortfarande ett behov av att komplettera den med balanser för pH och karbonat för att på ett korrekt sätt simulera de höga desorptionsgrader per m^3 slam av koldioxid som är nödvändig för att hålla metanförlusterna nere.

Utformning av kolonnen har också en stor betydelse, men har inte analyserats innan Lindberg (2003). Anledningen till att välja en bubbel-kolonn är bl.a. att den är trots sin enkelhet ger bra mixning och masstransportegenskaper i kombination med låga skjuvspänningar (Lindberg, 2003). Det finns dock behov av en noggrannare optimering av desorptionsutrustning och betingelser för att säkerställa en bra funktion.

Aspekter kring en tillämpning

Den dimensionering och ekonomiska bedömning som gjordes baserad på försök och simulering måste ses mot bakgrund av en del osäkerheter både i simulering och uppskalningsunderlag. Den tänkta fördelen med en förenklad metananrikningsprocess gäller i första hand mindre och mellanstora anläggningar, med gasflöden under 100 m^3/h, där det idag blir ytterst kostsamt att uppgradera gasen. Syftet har varit att erhålla beräkningsunderlag för en metananrikningsprocess med ett metaninnehåll på 95%. I och med detta har målet inte varit att uppnå den svenska standarden för fordonsgas (97% metan), utan snarare att erhålla en så energirik gas som möjligt med förenklad teknik jämfört konventionell etablerad teknik. Metanförluster från uppgraderingsanläggningar är något som varit föremål för stort intresse eftersom det riskerar att motverka effekten av reducerad växthuseffekt. Tidigare försök som redovisas i utländsk litteratur gällande processintern metananrikning har inte beaktat metanförlust, men utgjort en viktig aspekt i våra försök och simuleringar. Samtidigt måste man ur ett optimeringsperspektiv betrakta eventuella metanförluster i jämförelse med kostnader för att minska förlusterna. Detta givet att metanutsläpp under alla förutsättningar måste tas om hand så att det inte orsakar en ökad växthuseffekt (dvs. antingen förbränna förlorad metan till koldioxid eller att undvika förlust).

Den bedömning som gjorts av uppskalningsprestanda och kostnader visar att den totala kostnaden är förhållandevis låg jämfört med konventionell teknik. Gasflödet från det ansatta referensscenariot på 2000 m^3 rötkammare genererar 62 m^3 rågas/h, vilket är att betrakta som ett lågt gasflöde. Enligt Persson (2003) ligger kostnaden för konventionell teknik i storleksordningen 0,35 kr/kWh (6 % realränta, 15 års avskrivning, 0,50 kr /kWh el) för en anläggning i denna storleksordning. Motsvarande kostnad framräknad för processintern metananrikning blev 0,11 kr/kWh (7 % realränta, 10 års avskrivning för maskiner och 20 år för byggnader, 0,60 kr/kWh el).

Vid jämförelse ska dock beaktas att den processinterna metananrikningen når 95% metan och inte 97% metan. Vidare bygger, som tidigare påpekats, underlaget för bedömning av processintern metananrikning på en beräkning utifrån pilotförsök samt en simuleringsmodell där vissa osäkerheter ingår. Sammantaget får ändå resultatet att processintern metananrikning ligger i storleksordningen en tredjedel av priset av konventionell teknik bedömas som mycket intressant och att det därmed finns mycket goda grunder för att fortsättningsvis arbeta vidare med detta process-koncept.

Behov av framtida studier och utvecklingsinsatser

De resultat som framkommit i föreliggande projekt har inneburit ett avsevärt ökat kunskapsunderlag för kostnadseffektiv processintern metananrikning. Projekt-perioden har endast omfattat lite drygt ett år och baserat på de erfarenheter som erhållits vill vi i följande text peka på några aspekter som skulle behöva belysas ytterligare och mer ingående inför framtida utvecklingsinsatser.

Givetvis utgör en test och verifiering av den framtagna dimensioneringen för att uppnå 95% metanhalt i rötkammargasen tillsammans med en metanförlust under 2% en viktig fortsättning. I samband med detta måste även behovet av långtids-tester över flera månader framhållas. I texten nedan pekas på några ytterligare aspekter som kan vara viktiga att beakta vid kontinuerligt drift av en metan-anrikningsanläggning.

Vid en modifiering av kolonnen noterades det att det uppstått betydande mängder utfällningar på kolonnväggarna och membranluftare. Utfällningarna gick enkelt att avlägsnas och delvis hade dessa lossnat då kolonnen tömdes på slam. Utfäll-ningarna utgjordes av relativt stora sammanhängande gråfärgade tunna, spröda lager med en yta som ibland var större än 2 dm^2. En analys i en IR-spektrometer visade att utfällningen var Ca CO_3 (kalciumkarbonat). Dessa utfällningar, men även tunga partiklar i slammet, som pumpas igenom kolonnen kan sedimentera i botten på kolonnen. Detta kan orsaka driftstörningar under en längre tids drift och kan slutligen resultera i stopp i kolonnens bottenanslutning för utgående slam samt att kolonnvolymens effektiva volym minskar. Vid konstruktion av en kolonn bör detta beaktas och önskvärt är att det både ska finnas ett system att föra ut bildat sediment i kolonnen under drift liksom att det enkelt ska gå att inspektera förekomsten av och avlägsna bildad sediment då kolonnen tas ur drift och töms på slam.

Under pilotförsöken skedde endast en beskickning per dygn medan beskickning i fullskala sker flera gånger per dygn. Genom att beskicka flera gånger erhålls en jämnare gasproduktion och man undviker en stor variation i koldioxidproduktion och flöde. Detta talar för att man i fullskala skulle kunna erhålla en jämnare belastning på desorptionsprocessen, vilket resulterar i en effektivare koldioxid-avdrivning och därmed högre metanhalt i den biogas som produceras av rät-kammaren.

Försöket med processintern metananrikning har i föreliggande projekt genomförts med slam från ett kommunalt avloppsreningsverk. Då detta slam rötas blir torr-substanshalten och viskositeten i rötkammaren förhållandevis låg liksom att mängden fibrer och annat partikulärt material är liten. Det är rimligt att tro att svepgasen snabbare lämnar slammet i bubbelkolonnen då slammets viskositet är låg. Vid rötning av fiberrikt material som gödsel och vallgröda kan viskositeten

för slammet i rötkammaren vara betydligt högre och detta kan medföra att svepgasen ej helt hinner lämna slammet i kolonnen innan det pumpas tillbaka till rötkammaren. Detta kan medföra att kvävgashalten i den biogas som produceras av rötkammaren ökar, vilket resulterar i en lägre metanhalt.

Eftersom de substrat som tillförs en rötningsprocess både kan variera i kemisk och fysikalisk sammansättning kan detta påverka bubbelkolonnens effektivitet. En viktig parameter att studera vid ett långtidsförsök med processintern metananrikning är fluktuationer i substratsammansättning kopplat till metanhalten i den från rötkammaren producerade gasen eftersom fordonsdrift med biogas ställer krav på hög och jämn metanhalt.

Avseende gaskvaliteten har i föreliggande försök endast de huvudsakliga gaskomponenterna metan, koldioxid och kväve analyserats. Förändring på innehållet av t.ex. svavelväte och andra spårgaser (halogenerade kolväten, siloxaner m.m.) har inte studerats i detta projekt. Låg förekomst av dessa gaser är viktiga när det gäller utnyttjandet till fordon, men också i framtida tillämpningar i bränsleceller. Det är rimligt att tro att den luftning av systemet som sker vid desorptionen kan ha en positiv effekt genom oxidation av svavelväte till partikulärt svavel. I framtida försök bör även en mer ingående analys på gaskvaliteten därför ingå.

Den simuleringsmodell som tidigare tagits fram har tillfört mycket till i denna studie. Generellt finns mycket att vinna på att kunna bygga robusta och tillförlitliga modeller för att kostnadseffektivt kunna dimensionera och prediktera prestanda på nya rötningssystem. En vidareutveckling av modellen skulle innefatta att komplettera den med balanser för pH och karbonat. Förståelsen av hur bikarbonatsystemet påverkas av olika parametrar utgör en central del i det kunskapsunderlag som behövs för att kunna utveckla detta processkoncept vidare. Ingående försök med mätningar på olika delar i detta buffertsystem skulle behövas för att kunna förbättra modellen och förståelsen för processen. Den simuleringsmodell som nu finns beskriver endast själva kolonnen, och det finns därför behov av att koppla ihop simuleringsmodellen med en modell som även beskriver själva rötningsprocessen.

Slutsatser

De viktigaste slutsatserna som framkommit från projektet är:

- Resultaten visar att desorption av koldioxid med luft inte hade någon negativ påverkan på den metanbildande aktiviteten eftersom metanutbytet var i princip detsamma under försöken.

- Utformning av system för återföring av slam från bubbel-kolonnen till rötkammaren är viktig för att erhålla en hög metanhalt i rötkammargasen. Detta visades då en modifiering av försöksanläggningens system för slamåterföring resulterade i betydligt lägre halter av kvävgas i rötkammargasen.

- Försöken visade att det var möjligt att nå en metanhalt på ca 87% med ett kvävgasinnehåll på ca 2% och en metanförlust omkring 8% med de tillgängliga resurserna i form av befintlig och tillgänglig kolonn, slampump och luftkompressor.

- Försöks- och simuleringsresultaten visar att för att minimera förlusten av metan bör slamflödet vara så lågt som möjligt, samtidigt som tillräcklig mängd koldioxid totalt sett måste föras till kolonnen för desorption. Vid de betingelser som är av intresse visar resultaten att all metan desorberas ur det slam som passerar kolonnen. Desorptionen av koldioxid ökar främst med ökande luftflöde.

- Simuleringsresultaten stödjer hypotesen att processintern metananrikning rent tekniskt kan genomföras så att metanförlusterna hålls tillräckligt låga (< 2%) samtidigt som tillräcklig desorption av koldioxid uppnås (95% metan i röt-kammargasen) i en kolonn som endast är några meter i diameter och några meter i höjd med en uppehållstid för slammet på storleksordningen under en timme.

- Preliminära ekonomiska beräkningar på en desorptionsanläggning för ett gasflöde under 100 m^3/h tyder på att processintern metananrikning ligger i storleksordningen en tredjedel av priset av konventionell teknik. Därmed finns mycket goda grunder för att fortsättningsvis arbeta vidare med detta process-koncept, som huvudsakligen är fördelaktig på mindre anläggningar.

Referenser

APHA. 1985. Standard methods for the examination of water and waste water. 16th ed., Washington D.C.: American Public Health Association.

Hayes T. D., Isaacsson H. R., Pfeffer J. T. and Liu Y. M. 1990. *In situ methane enrichment in anaerobic digestion*, Biotechnology and Bioengineering, 38, 73 – 86

Jewell W. J., Cummings R. J., Richards B. K. 1993 *Methane fermentation of energy crops: maximum conversion kinetics and in situ methane enrichment,* Biomass and Bioenergy, 5 (3-4), 261 – 278.

Lindberg A. 2003. *Development of in-situ methane enrichment as a method for upgrading of biogas to vehicle fuel standard – selective desorption of carbon dioxide from sewage sludge,* Licentiate Thesis, Department of Chemical Engineering, Royal Institute of Technology, Sweden.

Persson, M. 2003 Utvärdering av uppgraderingstekniker för biogas. Rapport SCG 142

Richard, BK., Herndon, FG., Jewell, WJ., Cummings, RJ. and White, TE. 1994. *In situ* methane enrichment in methanogenic energy crop digesters. Biomass and Bioenergy, vol. 6, no. 4, 275-282.

Srivastava V. J. & Hill A. H. 1993. *Methane enrichment digestion experiments at the anaerobic experimental test unit at Walt Disney World,* Gas Research Institute, GRI-92/0498.

Personliga meddelanden

Björkman F., 2004. Sikama AB.

Segerström D., 2004. Näsström Maskin AB.

Eriksson G., 2004. ATEK Avvattningsteknik AB.