

## Optimal integrering av energianvändningen vid energikombinatet i Norrköping

Johan Benjaminsson, Barbara Goldschmidt, Roger Uddgren



**Optimal integrering av energianvändningen vid  
energikombinatet i Norrköping**

**-Integrering av ånga, hetvatten och fjärrvärme till  
biogasanläggningar**

**Optimal integration of energy at the Combined  
Energy Plant in Norrköping**

**-Integration of steam, hot water and district heat to  
biogas plants**

Johan Benjaminsson  
Barbara Goldschmidt  
Roger Uddgren

SYS08-808



## Sammanfattning

Bakgrunden till denna rapport är att utreda och belysa fördelar med att etablera en biogasanläggning i anslutning till ett energikombinat varifrån det finns tillgång till ånga och fjärrvärme. Genom att använda värme från energikombinatet kan mer producerad biogas användas till exempelvis fordonsbränsle, istället för att gå till uppvärmning av röttkammare, gasreningsanläggning eller torkning av restprodukt. Målet med projektet är att analysera anläggningsdelar i en biogasanläggning där det är aktuellt med integrering av värmeflöden samt jämföra vilka alternativa tekniker och integreringsmöjligheter som finns. Målgrupp för studien är industrier med tillgång till organiskt material aktuellt för biogasproduktion samt värmeproducenter som kan leverera värmeenergi till biogasanläggningar.

Projektet har genomförts genom att information insamlats om energikombinatet på Händelö utanför Norrköping där det idag finns ett kraftvärmeverk, en etanolfabrik och en biogasanläggning. Fallstudier för det studerade energikombinatet har utförts med förslag till hur värmeflöden från kraftvärmeverket och etanolfabriken ytterligare kan integreras med biogasanläggningen. Som fallstudier har såväl dagens utformning av biogasanläggningen studerats, som ett fiktivt fall där hälften av all drank antas gå till biogasproduktion istället för till foder.

Fallstudierna visar att för dagens biogasanläggning är det inte ekonomiskt att byta ut befintlig gasreningsteknik med vattenabsorption mot kemisk absorption. Uppgraderingskostnaden med vattenabsorption vid dagens mindre anläggning är 0,11 kr/kWh och för att erhålla samma totalkostnad med kemisk absorption krävs ett ångpris på 0,15 kr/kWh. För stora gasflöden har kemisk absorption en fördel då tekniken lämpar sig bättre för uppskalning medan vattenabsorption måste levereras i flera linjer. Dock krävs avsättning för spillvärme från kemisk absorption för att tekniken ska vara konkurrenskraftig. Om spillvärme från både vattenabsorption och kemisk absorption kan avsättas har båda teknikerna en uppgraderingskostnad på 0,05 kr/kWh för stora gasflöden. Då ingen avsättning föreligger blir uppgraderingskostnaden för vattenabsorption och kemisk absorption 0,07 respektive 0,10 kr/kWh för stora uppgraderingsanläggningar med givna förutsättningar i rapporten.

För realisering av stora biogasanläggningar är det en central fråga att finna system för hantering av biogödsel. I rapporten har ett system studerats med koncentrerings till pellets genom mekanisk avvattning, indunstning, torkning och pelletering. Studien visar att koncentrerings kostar 1800 – 2100 kr/ton pellets beroende på utformning av torkanläggning. För att koncentrerings och torkning inte ska innebära en kostnad måste energipriset för pellets vara 0,40 – 0,5 kr/kWh enligt fallstudier. Näringsinnehållet i biogödselpellets motsvarar med dagens gödselpriser knappt 1300 kr/ton.

Torkning av drank till foder i jämförelse med om hälften av dranken används till biogas har jämförts i rapporten. Känslighetsanalyser visar att de båda koncepten med dagens förutsättningar ger likvärdigt resultat.

## Summary

The background of this report is to investigate and highlight the benefits of establishing a biogas plant nearby a combined energy plant where steam and district heat is available. By using heat from the combined energy plant, more biogas can be produced as vehicle fuel instead of being used as fuel to heat the digester, the biogas upgrading plant or the dryer. The project's objective is to analyze where it is interesting with integration of heat to the biogas plant and to compare alternative technologies and possible integration options. The stakeholders of the study are industries with access to organic matter for biogas production and heat producers who can deliver thermal energy into biogas plants.

The project was implemented by collection of information from the Händelö combined energy plant outside Norrköping where there is a cogeneration plant, an ethanol plant and a biogas plant. Case studies for the study have been carried out with proposals regarding how heat flows from the power plant and ethanol plant can be further integrated with the biogas plant. As case studies, both the current design of the biogas plant, as well as a fictional case in which half of all distillery residues was digested, have been evaluated.

The case studies show that in today's biogas plant it is not economical to replace the existing biogas upgrading unit with water absorption to chemical absorption. The upgrading cost with water absorption at today's smaller facility is 0.11 kr/kWh and in order to obtain the same total cost of chemical absorption a steam price of 0.15 kr/kWh is required. For large gas flows, chemical absorption is an advantage since the technology is more suitable for upscaling in comparison with water absorption that must be delivered in multiple lines. Nevertheless, a possibility to recover waste heat from chemical absorption is necessary if the technology shall be competitive. If waste heat from both water absorption and chemical absorption may be recovered, both technologies have a biogas upgrading cost of 0.05 kr/kWh for large gas flows. When no waste heat can be recovered, the biogas upgrading cost of water absorption and chemical absorption is 0.07 and 0.10 kr/ kWh respectively.

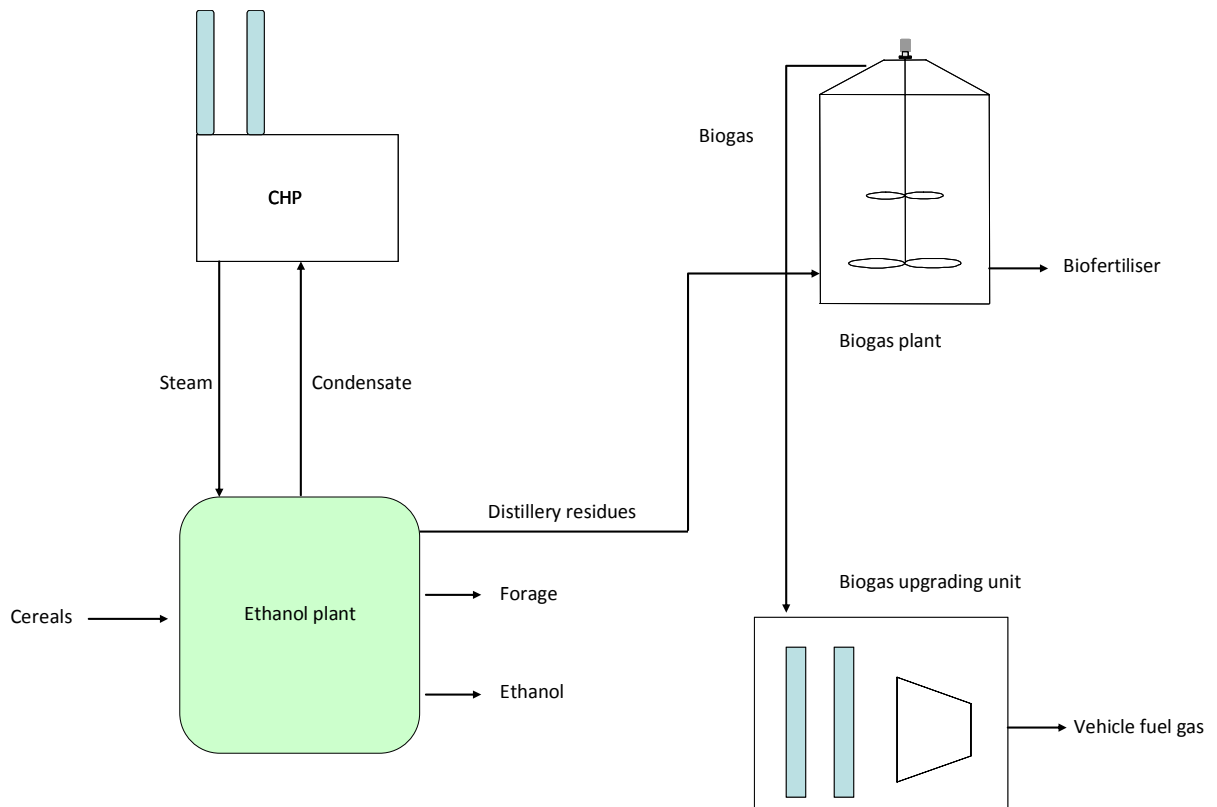
For the realization of large biogas plants, it is essential to find mechanisms for dealing with bio-manure. The report has studied a system with concentration of pellets by mechanical dewatering, evaporation, drying, and pelleting. The study shows that the concentration costs 1800 - 2100 kr/tonnes of pellets, depending on the design of the drying plant. The energy price for pellets has to be around 0.40 to 0.50 kr/kWh if the concentration shall not be a cost, according to case studies. The nutrient content of bio-manure pellets with today's fertilizer prices corresponds to almost 1300 kr/tonne.

Drying of distillery residues with today's system, in comparison with using half of the distillerys residues to biogas production, has been compared in the report. The sensitivity analysis shows that the two concepts with today's conditions give equivalent results.

## Executive Summary

### Händelö combined energy plant

Figure 1 shows an overview of the combined energy plant at Händelö. The ethanol plant produces about 200 000 m<sup>3</sup> of ethanol and 200 000 tonnes of dried distillery residues per year. A small amount of distillery residues is used for a biogas production of 26 GWh/year. For the ethanol process, 600 GWh/year steam is used from the CHP (Combined Heat and Power plant). Distillery residues are delivered by a temperature of 40 - 80 °C so that no additional heating is needed in the biogas plant.



Figur 1. Energikombinatet på Händelö.

Figure 1. Combined energy plant at Händelö.

The ethanol plant uses 50 % of the steam to feed the dryers for drying of distillery residues and the rest is primarily used for the distillation process. A condensate flow at 110 °C is fed back to the CHP. The distillery residues are decomposed into biogas and biofertiliser by anaerobic digestion. The biogas is purified mainly from hydrogen sulphide, water and particles. In order to increase the energy content, the gas is upgraded by carbon dioxide removal. See the gas composition in raw biogas and upgraded gas in Table 1.

Tabell 1. Innehåll i biogas och fordonsgas

Table 1. Content in biogas and vehicle fuel gas

	Unit	Biogas	Vehicle fuel gas
CH <sub>4</sub>	vol-%	50-70	96-98
CO <sub>2</sub> + N <sub>2</sub> + O <sub>2</sub>	vol-%	30-50	< 4
O <sub>2</sub>	vol-%	< 1	< 1
H <sub>2</sub> S	ppm	0 – 5000	< 16
H <sub>2</sub> O	dew point	0 °C by 4 bar <sub>e</sub>	-60 °C by 4 bar <sub>e</sub>

In Sweden three different biogas upgrading techniques are used. They are water absorption, PSA and chemical absorption. In Norrköping water absorption is used which is Sweden's most common upgrading technology. About 70% of the electrical input can be recovered by a temperature of 53 °C while using water absorption. After upgrading, the gas is compressed up to 200 barg and filled into mobile gas storages.

## Heating demand in biogas plants

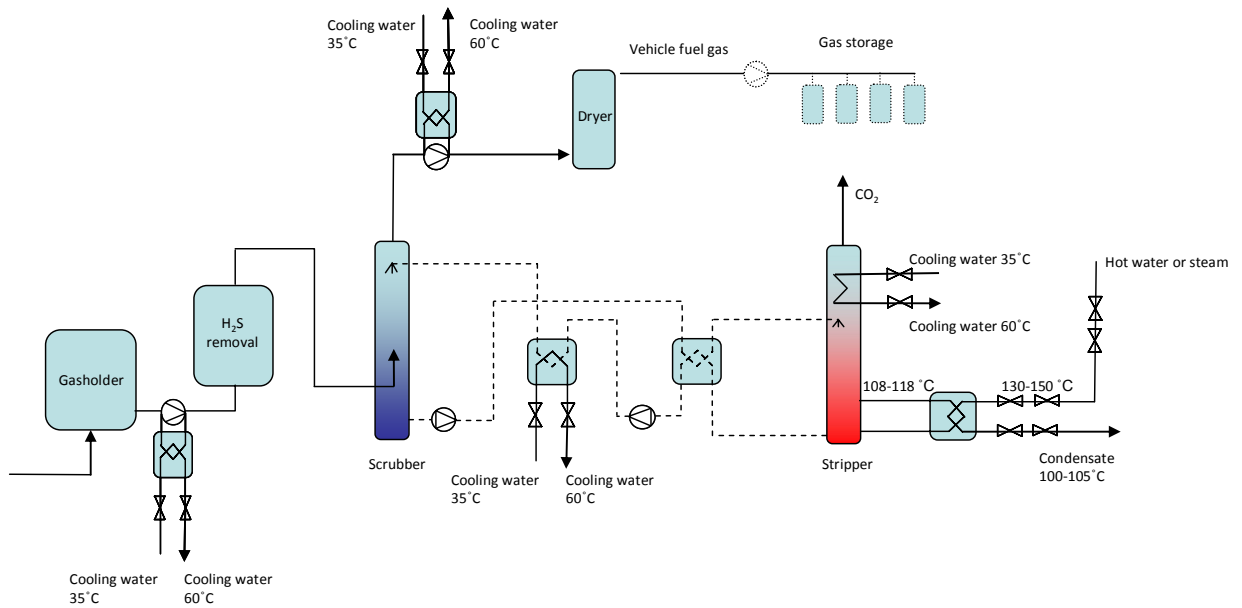
### Heat to the digestion process

The digestion process takes place at the optimum temperature for the degrading microorganisms and the process is usually done with mesophilic temperature at 37 °C.

### Heat to the biogas upgrading unit

Among used upgrading technologies, it is only chemical absorption that requires addition of heat. See overall process schedule in Figure 2. The process is structured in a similar way as water absorption, with the difference that water absorption is based on physical solubility, while chemical absorption on the process in which carbon dioxide reacts chemically with amines. For regeneration of the chemical solution and removal of carbon dioxide, heat is required. Water or steam at a temperature of preferably 130-150 °C heats the chemicals to about 110-120 °C through a heat exchanger. 80 % of steam or hot water energy can be recovered at 60 °C.



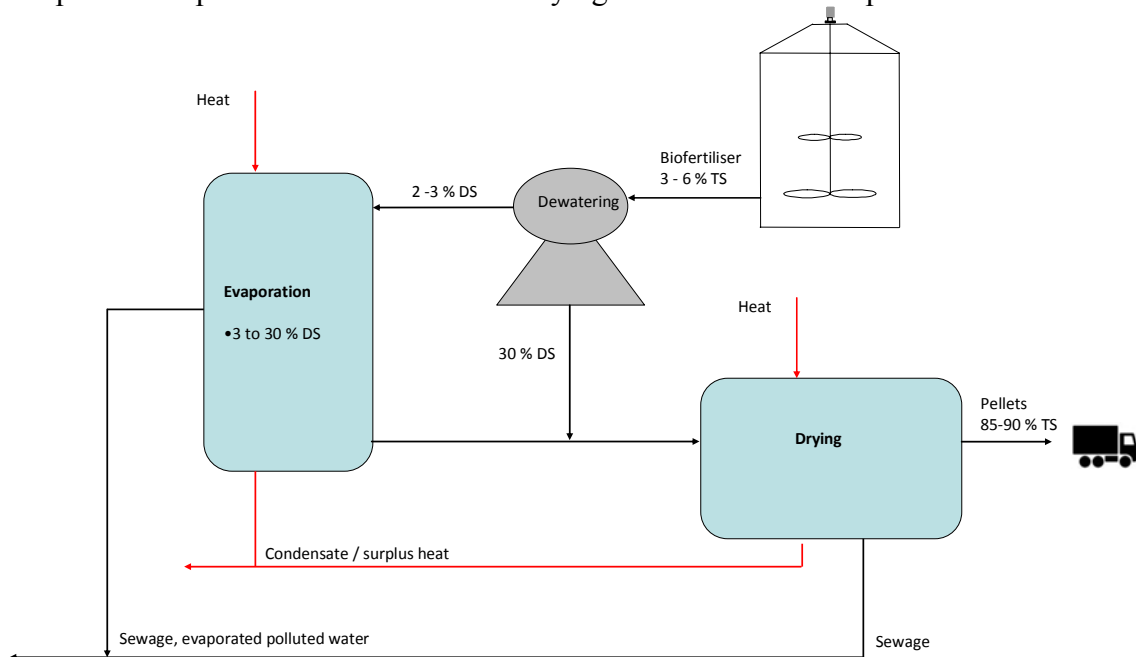


Figur 2. Uppgraderingsprocess med kemisk absorption.

Figure 2. Biogas upgrading with chemical absorption.

### Water removal from biofertiliser

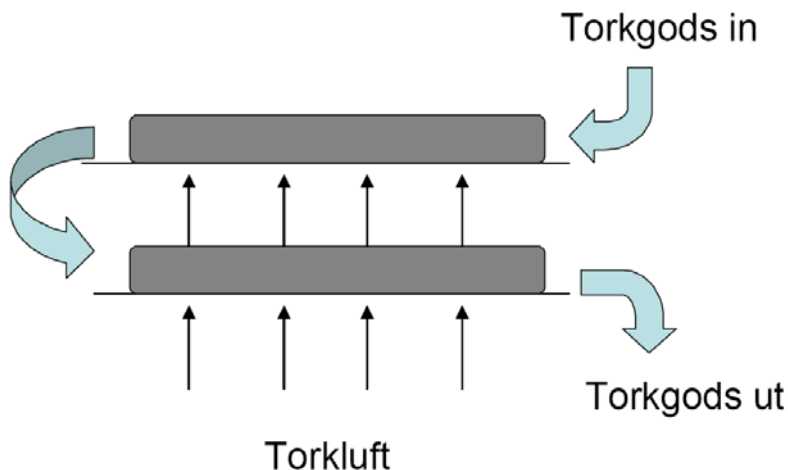
Big biogas plants produce large amounts of biofertiliser, and a large aker land area is therefore necessary for the spread of biofertiliser. Thus, systems for water removal from biofertiliser is necessary for bigger biogas plants. Figure 3 shows the main principle for the process steps for water removal and drying of biofertiliser into pellets.



Figur 3. Översiktligt processchema för behandling av biogödsel.

Figure 3. Treatment of digestion residue.

Drying can be designed based on available heat sources. Drying can be performed with a drum dryer, a band dryer or a combination of them. Drying with indirect drum drying means that steam or hot water heats the mantle of a rotating drum. The steam condenses on the outside of the mantle, while water from the biofertiliser is evaporated on the inside. A band dryer has compared to the drum dryer the advantage that heat sources at lower temperature can be used. The higher heat source temperature, the less energy is required for drying. Figure 4 shows the principle of a band dryer.



Figur 4. Torkning av biogödsel med bandtork.

Figure 4. Drying of digestion residue with band dryer (torkgods = material to be dried, torkluft = drying air).

## Case studies

Three case studies have been made describing how steam and other heat flows in the combined energy plant can be integrated with the biogas plant. Case study 1 is based on today's combined energy plant with a small biogas plant, where today's upgrading technology with water absorption is compared to chemical absorption. Case study 2 and 3 are fictive concepts of large biogas plants based on that half of all the distillery residues is used for biogas production, while the other half is dried to forage. Case study 2 and 3 have different drying techniques for drying of biofertiliser. In Case Study 2, a combined drum dryer and band dryer is used, where surplus heat from the drum dryer and from the ethanol plant is used in the band dryer. In case study 3, a band dryer uses low-grade surplus heat from the chemical absorption upgrading unit and thermal energy in the condensate from the ethanol plant. Biogas upgrading with water scrubbing technique and chemical absorption is compared in both case study 2 and 3, but with different conditions for the use of surplus heat from the upgrading unit due to drying technology. Case study 3 provides an opportunity to use surplus heat from the biogas upgrading unit in the band dryer. A summary of the three case studies is shown in Table 2.

Tabell 2. Sammanställning över de tre fallstudierna.

Table 2. Compilation of case studies.

			<b>Biofertiliser drying</b>	<b>Biogas upgrading</b>
<b>Case study 1</b>	Small plant	biogas	No drying	Water absorption Chemical absorption
<b>Case study 2</b>	Large plant	biogas	Drum dryer + band dryer	Water absorption Chemical absorption
<b>Case study 3</b>	Large plant	biogas	Band dryer	Water absorption Chemical absorption

Conditions for analysis of case studies are given in Table 3.

Tabell 3. Förutsättningar för analys av fallstudie

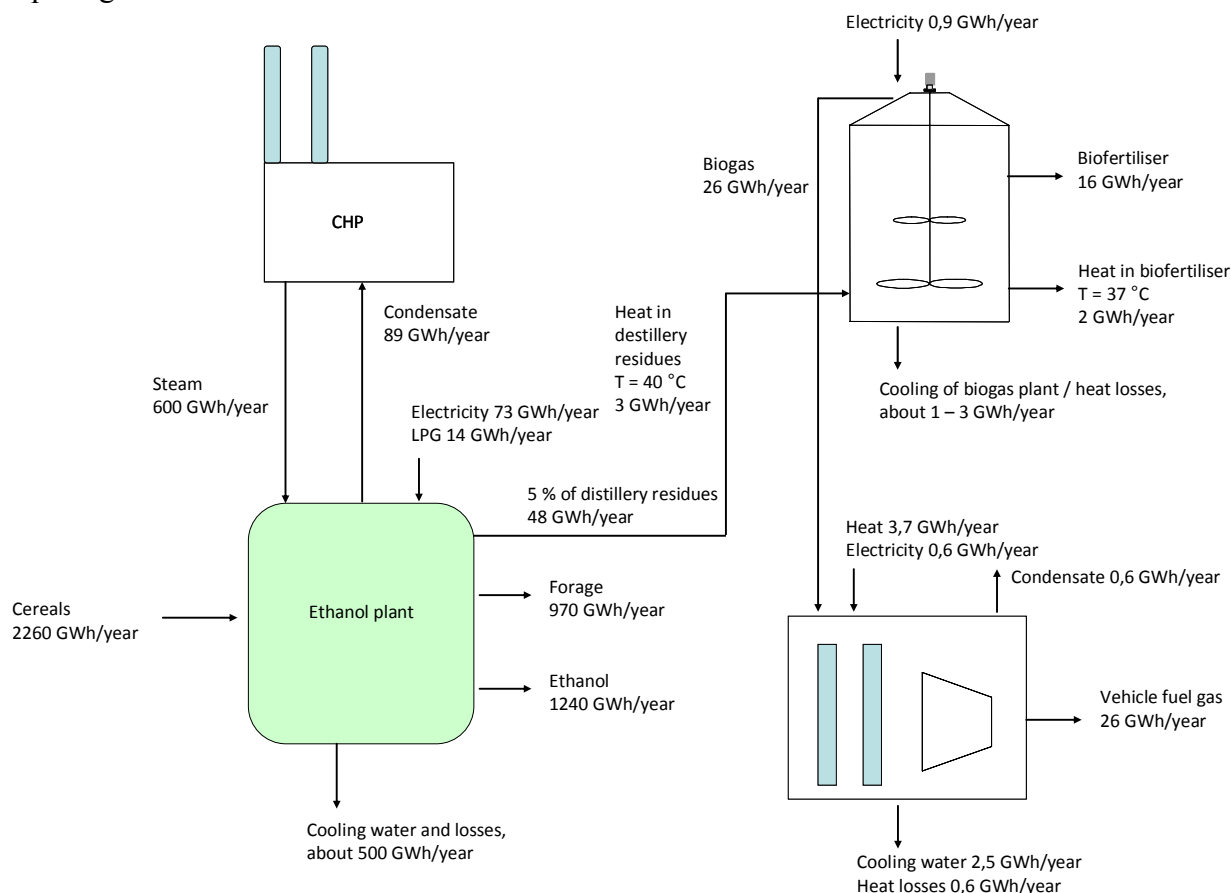
Table 3. Conditions for analysis of case studys

<b>Conditions</b>		
Electricity	0,7	kr/kWh
Operational time	8500	h/year
Economic life time	15	years
Interest rate	5	%
Methane content in biogas	55	vol-%
Methane yield in distillery residue	302	Nm <sup>3</sup> CH <sub>4</sub> /ton DS
Heat price	0,53	kr/kWh
Water	10	kr/m <sup>3</sup>
Maintenance	2,5	% of investment cost
Personnel	600 000	kr/year
Construction costs and connections	30	% of investment cost
Electrical installation	10	% of investment cost
Unpredictable costs	10	% of investment cost
Value of biogas	0,55	kr/kWh
Value of biofertiliser as heat pellets	0,24	kr/kWh
Value of forage	1600	kr/tonne
<b>Digestion</b>		
Electricity	0,2	kWh electricity/Nm <sup>3</sup> raw biogas
Heat	0,045	kWh/kWh biogas
<b>Water absorption</b>		
Electricity	0,3	kWh electricity/Nm <sup>3</sup> raw biogas

Methane losses	1	vol-%
Heat	0	kWh heat/Nm <sup>3</sup> raw biogas
Heat recovery	70	% of electricity consumption by 53 °C
Water	1	litre/Nm <sup>3</sup> raw biogas
<b>Chemical absorption</b>		
Electricity	0,13	kWh electricity/Nm <sup>3</sup> raw biogas
Methane losses	0,1	vol-%
Heat	0,65	kWh heat/Nm <sup>3</sup> raw biogas
Heat recovery	80	% of electricity consumption by 60 °C
Water	0	litre/Nm <sup>3</sup> raw biogas

**Case study 1 – small biogas plant**

An energy balance for case study 1 is provided in Figure 5 where the difference from the current system is that the gas upgrading unit is replaced with chemical absorption requiring steam.



Figur 5. Dagens energikombinat där gasrening byts ut mot kemisk absorption.

*Figure 5. Today's combined energy plant where the upgrading technique is changed to chemical absorption (see figure 1 for English translation of parts in combined energy plant).*

An overview of investment and operating costs for case study 1 is provided in Table 4. The digestion cost is about twice as large as the biogas upgrading cost. The water scrubbing technology has a lower cost compared to chemical absorption for case study 1. Chemical absorption is therefore not an economic option in case study 1. The steam has to have a price less than 0,15 kr/kWh if chemical absorption shall be a better alternative than water scrubbing technique in case study 1.

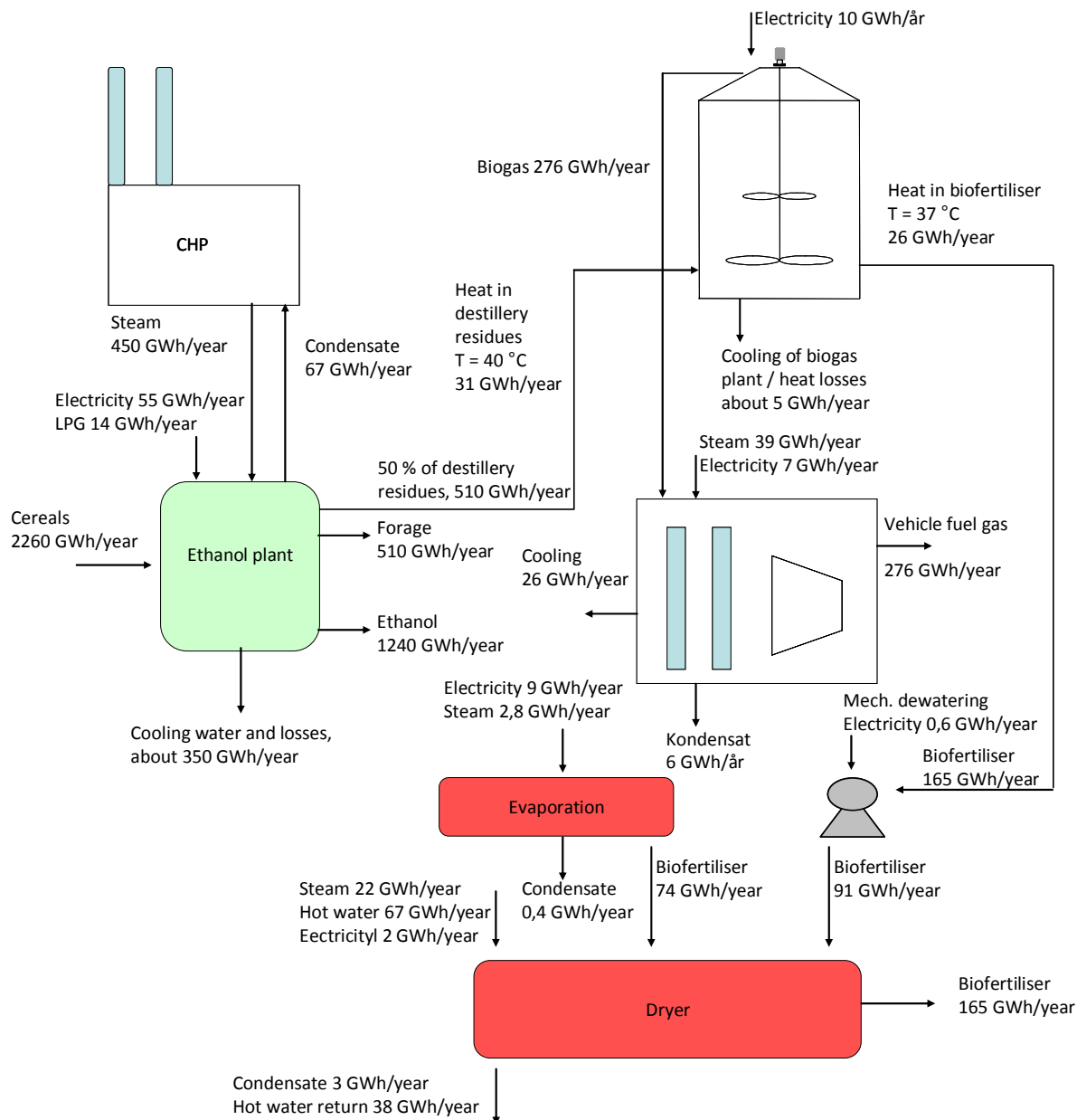
*Tabell 4. Investerings- och driftskostnader till fallstudie 1.*

*Table 4. Investment and operational costs to case study 1.*

	kr/kWh
Digestion	0,28
Biogas upgrading, water absorption	0,11
Biogas upgrading, chemical absorption	0,16

### **Case study 2 – a big biogas plant with combined drum dryer and band dryer**

An energy balance for case study 2 is provided in Figure 6. The ethanol plant steam demand is reduced by 25% compared to case study 1, because half of the distillery residues flow goes to the biogas plant. The figure shows the energy flow for biogas upgrading with chemical absorption. Drying is done with a combination of two types of dryers, where the evaporated vapors from a drum dryer and condensate from the ethanol plant is used in a band dryer. Net energy required to the drum dryer is 19 GWh/year and the band dryer has a net energy demand of 29 GWh/year.



Figur 6. Energibalans för fallstudie 2.

Figure 6. Energy balance for case study 2.

Cost of plant parts for case study 2 are given by Table 5.

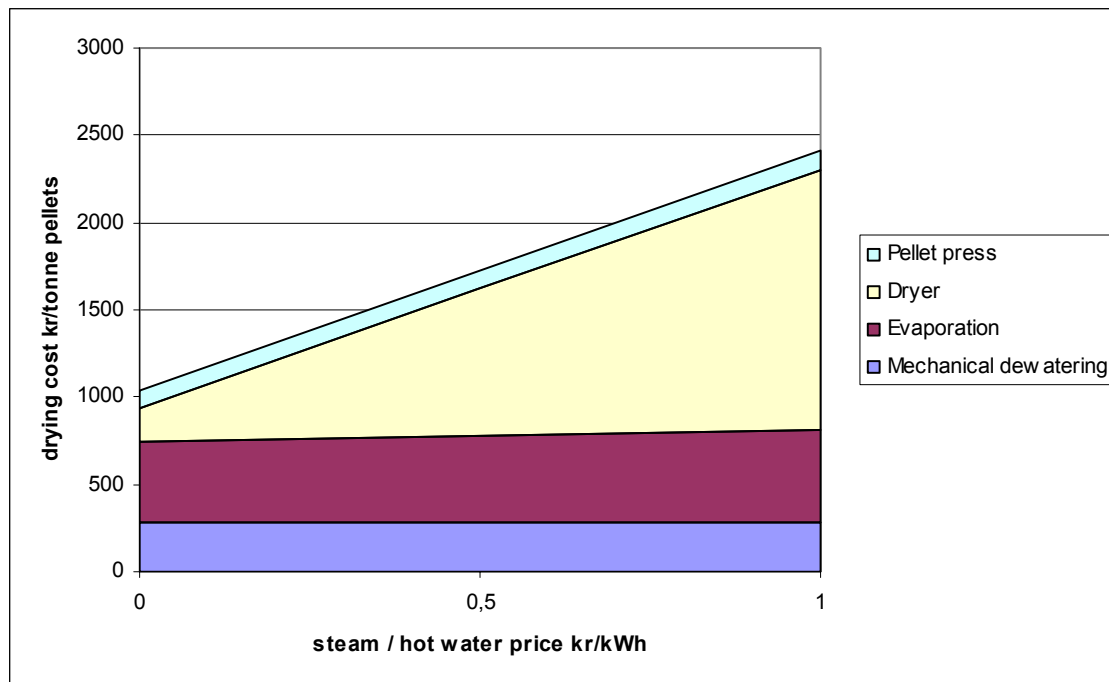
Tabell 5. Investerings- och driftskostnader till fallstudie 2.

Table 5. Investment and operational costs to case study 2.

Digestion	0,15	kr/kWh
Biogas upgrading, water absorption	0,071	kr/kWh
Biogas upgrading, chemical absorption	0,10	kr/kWh
Mechanical dewatering	17,3	kr/tonne bio – manure
	283	kr/tonne pellet
Evaporation	37	kr/tonne evaporated water
	31	kr/tonne biofertiliser
	507	kr/tonne pellet
Combined drum dryer and band dryer	436	kr/tonne evaporated water
	53	kr/tonne biofertiliser
	872	kr/tonne pellet
Pellet press	6,7	kr/tonne biofertiliser
	108	kr/tonne pellet

A heat price less than 0,3 kr/kWh gives an advantage for chemical absorption, while a steam price higher than 0.3 kr/kWh gives the water scrubbing technology lower total costs. The calculations assumed that all surplus heat from both upgrading technologies can not be used.

Sensitivity analysis in Figure 8 shows the total drying costs as a function of steam and hot water price. Mechanical dewatering uses no steam and is therefore not affected by the steam price. The evaporation plant is marginally affected by an increased steam price since mechanical vapour recompression is used which only requires small amounts of steam. The drying cost is highly affected by the steam price.



Figur 7. Ångprisets inverkan på totala kostnaden för torkning i fallstudie 2.

Figure 7. Steam price impact on total drying costs in case study 2.

### Forage versus biogas production

Today's ethanol production in comparison with case study 2 gives equivalent economic results. A steam price above 0.5 kr/kWh makes biogas production more interesting. A high forage price gives today's design of the facility best economics while a high price for biogas will give better economics to case study 2 where 50 % of the distillery residues are digested.

### Case study 3 - large biogas plant with a band dryer

Case study 3 involves the same mass flow as in case study 2, with the difference that the drying is done with a band dryer who is heated by low-grade surplus heat. A supplier has proposed a band dryer which is heated by air heated to 40 °C. This allows that surplus heat from the upgrading unit can be used to rise the air temperature to 40 °C. Table 6 gives the estimated investment and operating costs for a band dryer which can be heated by streams of temperatures around 50 - 60 °C. In case study 3, approximately 1/3 of the heat energy comes from the chemical absorption upgrading unit, while an additional heat source is also required for the supply of residual heat energy. This heat is assumed to be the condensate from the ethanol plant. In comparison with case study 2, the band dryer requires more heat energy and roughly the same amount of electricity. The table shows the cost for biogas upgrading when all surplus heat from the upgrading unit can be recovered to the band dryer, 10.6 GWh/year from water absorption and 26.2 GWh/year from chemical absorption. It is assumed that surplus heat has the same value as steam in calculations. The biogas upgrading cost is the same for the two technologies when surplus heat can be recovered.



Tabell 6. Investerings- och driftskostnader till fallstudie 3.

Table 6. Investment and operational costs in case study 3.

Band dryer	650	kr/tonne evaporated water
	77	kr/tonne biofertiliser
	1200	kr/tonne pellet (85 % DS)
Biogas upgrading, water absorption	0,050	kr/kWh
Biogas upgrading, chemical absorption	0,050	kr/kWh

## Conclusions

The purpose of this report has been a technical, economic and energy investigation regarding how heat flows in a combined energy plant can be integrated with a biogas plant so that the total energy consumption is minimized. A description of how heat flows from the CHP and ethanol plant have been integrated with the biogas plant is given in Table 7.

Tabell 7. Beskrivning över integration av värmeflöden mellan kraftvärmeverk, etanolfabrik och biogasanläggning.

Table 7. Description regarding heat flow integration between CHP, ethanol production and biogas plant.

	<b>System for integration of heat flows to the biogas plant</b>
<b>Case study 1</b>	Heated distillery residues from the ethanol plant heats the digester. Steam from the CHP is used for biogas upgrading with chemical absorption.
<b>Case study 2</b>	Heated distillery residues from the ethanol plant heats the digester. Steam from the CHP is used for biogas upgrading with chemical absorption, drum dryer and evaporation. Vapors from the drum dryer and condensate from the ethanol plant is used in the band dryer.
<b>Case study 3</b>	Heated distillery residues from the ethanol plant heats the digester. Steam from the CHP is used for biogas upgrading with chemical absorption and for evaporation. Surplus heat from the upgrading unit is used to cover a part of the band dryer heat demand. Additional heat energy is taken from the ethanol plant condensate.

Table 8 summarizes the costs of anaerobic digestion of distillery residues into biogas and the cost of gas purification. At today's biogas plant, no additional heating is necessary so that no surplus heat from the upgrading unit can be recovered. The upgrading cost is estimated at 0.11 kr/kWh for water absorption and 0.16 kr/kWh for chemical absorption. The calculations are based on a steam price of 0.53 kr/kWh, the sensitivity analysis shows that the steam price has to be as low as 0,15 kr/kWh before chemical absorption has a lower total cost than water absorption for case study for 1.

Today's settlement with water absorption is appropriate. There is no provision for surplus heat from the biogas upgrading unit in case study 2. The upgrading cost is 0.07 kr/kWh for water absorption and 0.10 kr/kWh for chemical absorption. The steam price has to be lower than 0.3 kr/kWh if the chemical absorption shall obtain lower cost than upgrading with water absorption.

In case study 3 where surplus heat from the upgrading unit can be recovered, the upgrading cost is the same for both techniques. A steam price below 0.5 SEK/kWh gives a lower upgrading cost for chemical absorption and vice versa.

*Tabell 8. Kostnader för rötning och gasrening.*

*Table 8. Digestion and gas purification costs.*

	<b>Case study 1, 26 GWh biogas/year</b>	<b>Case study 2, 276 GWh biogas/year</b>	<b>Case study 3, 276 GWh biogas/year</b>
	kr/kWh	kr/kWh	kr/kWh
Digestion	0,28	0,15	0,15
Biogas upgrading water absorption	0,11	0,07	0,05
Biogas upgrading chemical absorption	0,16	0,10	0,05

Table 9 shows total cost per tonne biofertiliser and dried biofertiliser respectively.

*Tabell 9. Kostnad för avvattning, indunstning och torkning av biogödsel.*

*Table 9. Dewatering, evaporation and drying costs for digestion residue.*

	<b>Case study 2</b>			<b>Case study 3</b>		
	<b>kr/tonne biofertiliser</b>	<b>kr/tonne pellet</b>	<b>kr/tonne evaporated water</b>	<b>kr/tonne biofertiliser</b>	<b>kr/tonne pellet</b>	<b>kr/tonne evaporated water</b>
Mechanical dewatering	17	283	-	17	283	-
Evaporation	31	507	37	31	507	37
Dryer	53	872	436	77	1190	650
Pellet press	7	108	-	7	108	-
Sum	108	1770	-	132	2090	-

The value of pelletised biofertiliser as heat pellets is estimated at 0.24 kr/kWh, which corresponds to 1050 kr/tonne. The total cost for dewatering, evaporation, drying and pellet press is estimated at 1770 and 2090 kr/tonne for case study 2 and 3 respectively. If the drying shall mean no cost, the heat value for pellets has to be 0.40 and 0.48 kr/kWh for case study 2 and 3. The nutrient content of biofertiliser pellets has been assessed nearly equal to 1300 kr/tonne resulting in a net cost for both case study 2 and 3. A price for heat of 0.2 kr/kWh and 0,15 kr/kWh gives case study 2 and 3 a total drying cost of 1300 kr/tonne. The pellets, which are produced in the pellet press is

suitable mainly for forest fertilization since they give up nutrients over a long period of time.

The drying cost is highly affected by the efficiency achieved in the mechanical dewatering and evaporation. The study has a dry solids content of 30% adopted based on supplier information, but providers point out that tests should be conducted to determine the dry solids content of the solid fraction from dewatering and evaporation.

The plant design in case study 3 for drying with 40 degree air is not verified at full scale for biofertiliser, but reported to be in operation in pilot scale. The band dryer in case study 3 has a 20 million higher investment cost and an energy consumption that is 23 GWh/year higher, in comparison with case study 2. If the band dryer in case study 3 shall be competitive, a low heat price is required.

Drying of the distillery residues to forage is compared with digestion of half of the distillery residues to biogas in the report. Sensitivity analyses show that the two concepts with today's conditions are giving equivalent results. A steam price above 0.5 kr/kWh makes biogas production more interesting, since less steam is required. It depends on the number of tonnes of evaporated water in the dryer is less for the concept of biofertiliser drying, in comparison with forage drying. A high forage price gives today's design of the facility best economics while a high price for biogas makes the concept with biogas production better economics.



## Innehållsförteckning

<b>1</b>	<b>INLEDNING</b> .....	<b>1</b>
1.1	BAKGRUND .....	1
1.2	PROJEKTMÅL .....	1
1.3	AVGRÄNSNINGAR .....	2
1.4	PROJEKTGENOMFÖRANDE .....	2
<b>2</b>	<b>ENERGIKOMBINATET PÅ HÄNDELÖ</b> .....	<b>3</b>
2.1	KRAFTVÄRMEANLÄGGNING .....	4
2.2	ETANOLANLÄGGNING .....	5
2.3	BIOGASANLÄGGNING .....	7
2.4	GASHANTERING .....	9
<b>3</b>	<b>VÄRMEBEHOV I BIOGASANLÄGGNINGAR</b> .....	<b>12</b>
3.1	UPPVÄRMNING AV RÖTKAMMARE .....	13
3.2	ÅNGA ELLER HETVATTEN TILL GASRENINGSANLÄGGNING .....	13
3.3	TORKNING AV BIOGÖDSEL .....	15
<b>4</b>	<b>FALLSTUDIER</b> .....	<b>24</b>
4.1	FALLSTUDIE 1 - LITEN BIOGASANLÄGGNING.....	27
4.2	FALLSTUDIE 2 - STOR BIOGASANLÄGGNING MED KOMBINERAD TRUM- OCH BANDTORK.....	35
4.3	FALLSTUDIE 3 – STOR BIOGASANLÄGGNING MED BANDTORK .....	51
<b>5</b>	<b>SLUTSATSER OCH DISKUSSION</b> .....	<b>57</b>
5.1	RÖTNING OCH GASRENING .....	58
5.2	AVVATTNING, INDUNSTNING OCH TORKNING .....	59
5.3	TOTALA KOSTNADER .....	61
<b>6</b>	<b>BEHOV AV MARKNADSANALYS OCH TEKNIKTESTER</b> .....	<b>63</b>
<b>7</b>	<b>LITTERATURREFERENSER</b> .....	<b>64</b>

## Bilagor

<b>A</b>	<b>KOSTNADSDATA FÖR FALLSTUDIE 1, LITEN BIOGASANLÄGGNING</b>
<b>B</b>	<b>FÖRSLAG TILL TORKNING FÖR FALLSTUDIE 2</b>
<b>C</b>	<b>KOSTNADSDATA FÖR FALLSTUDIE 2, STOR BIOGASANLÄGGNING MED KOMBINERAD TRUM- OCH BANDTORK</b>
<b>D</b>	<b>KOSTNADSDATA FÖR FALLSTUDIE 3, STOR BIOGASANLÄGGNING MED BANDTORK</b>



## 1 Inledning

### 1.1 Bakgrund

Bakgrunden till denna rapport är att utreda och belysa fördelar med att etablera en biogasanläggning i anslutning till ett energikombinat som består av exempelvis en etanolfabrik och en kraftvärmeproduktionsanläggning varifrån det finns tillgång till ånga och fjärrvärme.

Det finns både befintliga och planerade biogasanläggningar som ligger i nära anslutning till kraftvärmeverk och energikombinat. Av dagens befintliga biogasanläggningar är emellertid endast ett fåtal etablerade i närheten av kraftvärmeproduktion där värme från kraftvärmeverket används för uppvärmning av rötkammaren. Integrering av ånga från ett kraftvärmeverk till gasrening och torkning vid en biogasanläggning finns ännu inga exempel på i Sverige.

För att kunna producera biogas bör det finnas organiska restprodukter som är lämpade för gasproduktion i närheten. Lämpliga substrat kan vara hushålls- och industriavfall eller grödor. Vid massabruk kan även gas framställas och vid Domsjö massabruk finns Sveriges största biogasanläggning. Här är det emellertid anaerob rening av processavlopp från anläggningen som ger biogas och inte rötning av fast material. Det pågår även angränsande Värmeforskprojekt där potentialen till biogasproduktion från bioslam inom massaindustrin undersöks med laborationsförsök.

En biogasanläggning behöver värme till flera delar i produktionskedjan. Röttningsprocessen då mikroorganismer bryter ned materialet till gas fordrar ett värmetillskott. Då biogas renas till drivmedelskvalitet finns flera alternativa tekniker för att uppgradera gasen och en möjlighet är att använda gasreningsteknik som kräver uppvärmning. Idag planeras flera större biogasanläggningar och en viktig fråga vid lokalisering är hur restprodukten hanteras. Vid de flesta anläggningarna körs så kallad biogödsel ut i blöt oavvattnad form för lagring i brunn eller spridning på åkermark. En möjlighet för att få hanterbara volymer av restprodukten kan vara att torka biogödsel till ett torrt gödselmedel som sedan kan bli en handelsvara. I Sverige finns erfarenhet av torkning av exempelvis drank till foder eller torkning av slam på reningsverk.

### 1.2 Projekt mål

Uppdraget syftar till att optimera energianvändningen vid ett befintligt energikombinat genom ökad användning av ånga. Genom att utöver integrering av ånga till etanolfabriken även integrera ånga till biogasanläggningen kan all producerad biogas användas till exempelvis fordonsbränsle, istället för att gå till uppvärmning av rötkammare eller torkning av restprodukt.

För en del industrier utanför Värmeforsk kan det vara relevant att integrera processerna med 130 gradig ånga. Kraftvärmeföretagen är dock mer inriktade på att producera mer el varför det är mer intressant att integrera processerna med spillvärme. Användningsområden för spillvärmeflöden har beaktats i projektet.

I rapporten fokuseras på användningsområden för ånga, hetvatten, fjärrvärme och spillvärme till en biogasanläggning. Inom studien utreddes integreringsmöjligheter till uppvärmning av röt-kammaren, till gasrening samt för torkning av biogödsel.

Som underlag för rapportens fallstudie har energikombinatet på Händelö i Norrköping valts ut. Där finns det idag ett kraftvärmeverk, en etanolanläggning samt en mindre biogasanläggning som producerar biogas av drank (drank är restprodukt från etanolfabriken). En teknisk, energimässig och ekonomisk utredning görs för hur ånga och spillvärme från kraftvärmeverket och etanolfabriken kan integreras till såväl dagens som till en betydligt större fiktiv biogasanläggning på Händelö. Känslighetsanalyser görs för att visa hur ång- och värmepris styr valet av gasreningsteknik och system för att torka restprodukten biogödsel. Utifrån fallstudien på Händelö drogs generella slutsatser över samordningsfördelar för en biogasanläggning som lokaliseras i anslutning till ett energikombinat. Genom att studera energikombinatet i Norrköping förväntas studien vara relevant för många platser där ånga kan integreras till biogas- och fordonsbränsleproduktion.

### **1.3 Avgränsningar**

Denna rapport berör biogasanläggningar med våtrötning av substrat, det vill säga rötning av material som är flytande eller som efter uppblandning med vatten blir pumpbart. Rapporten berör således inte värmesystem till termisk förgasning av cellulosa för framställning av biometan.

### **1.4 Projektgenomförande**

Utredningen är genomförd av Johan Benjaminsson, Barbara Goldschmidt och Roger Uddgren på Grontmij. Studien har gjorts med stöd av en referensgrupp bestående av ordförande Roger Nordman (SP), Tage Sundblom (Holmen Paper), Louise Staffas (Södra), Örjan Kindblom (Pöyry), Fredrik C Nilsson (Pöyry), Lars Sundström (Holmen Paper), Anneli Petersson (SGC), Åsa Sivard (ÅF), Anna Lundberg (Svensk Biogas) och Anders Wigler (E.ON Värme).

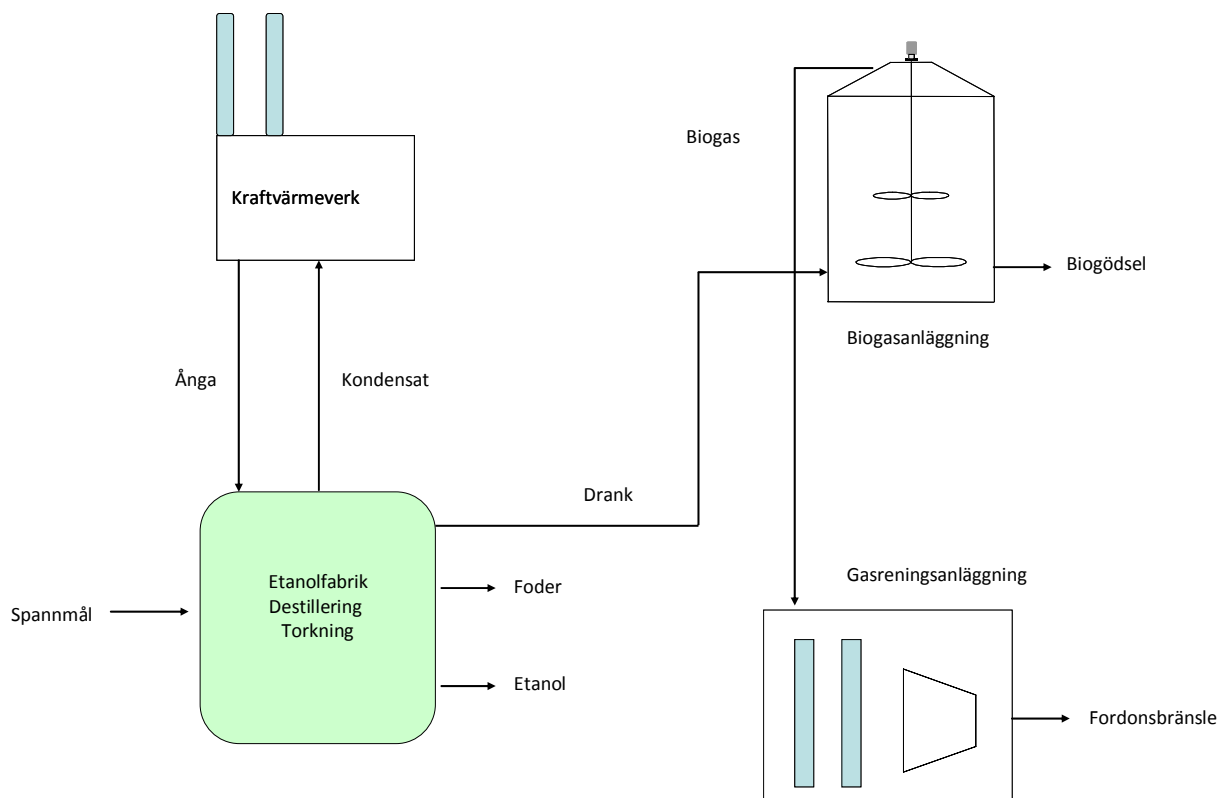
En fallstudie vid energikombinatet på Händelö utanför Norrköping har utförts i samarbete med E.ON Värme AB, Lantmännen Agroetanol AB och Svensk Biogas AB. Anläggningarna besöktes och information inhämtades om energi- och massflöden till energikombinatet. Teknik, energibalanser och ekonomi för fallstudien har sammanställts utifrån information från anläggningsägarna vid energikombinatet, leverantörskontakter och litteraturstudier. Investerings- och driftkostnader i kalkyler är baserade på aktuella, max ett år gamla, leverantörsuppgifter.

Utifrån de förutsättningar som finns vid etanolanläggningen och kraftvärmeverket har ett förslag utformats för energioptimering vid integration av spillvärme, fjärrvärme och ånga till en befintlig eller utbyggd biogasanläggning vid Händelö. Allmänna slutsatser från studien av typfallet på energikombinatet vid Händelö har dragits om fördelar med samlokalisering av biogasanläggningar med kraftvärmeverk.



## 2 Energikombinatet på Händelö

På Händelö är ett kraftvärmeverk, en etanolproduktionsanläggning samt en biogasanläggning lokaliserade i anslutning till varandra. Etanolfabriken är integrerad med kraftvärmeverket genom att ånga levereras till etanolanläggningens destillationsprocess samt till torken där drank torkas till djurfoder. Drank är den restprodukt som bildas efter att etanol destillerats bort. Idag torkas nästan all drank till foder men ett mindre delflöde av dranken körs med lastbil till en biogasanläggning som ligger en dryg kilometer från etanolanläggningen. I biogasanläggningen rötas dranken till biogas. Från biogasanläggningen går biogas till en gasreningsprocess där koldioxid, vatten och svavelväte avlägsnas från biogasen så att främst metan återstår. Restprodukten från biogasanläggningen, biogödsel, körs ut i oavvattnad blöt form med lastbil till satellitbrunnar för senare spridning på åkermark. Se Figur 8 med en översikt över hur energikombinatet är sammankopplat.

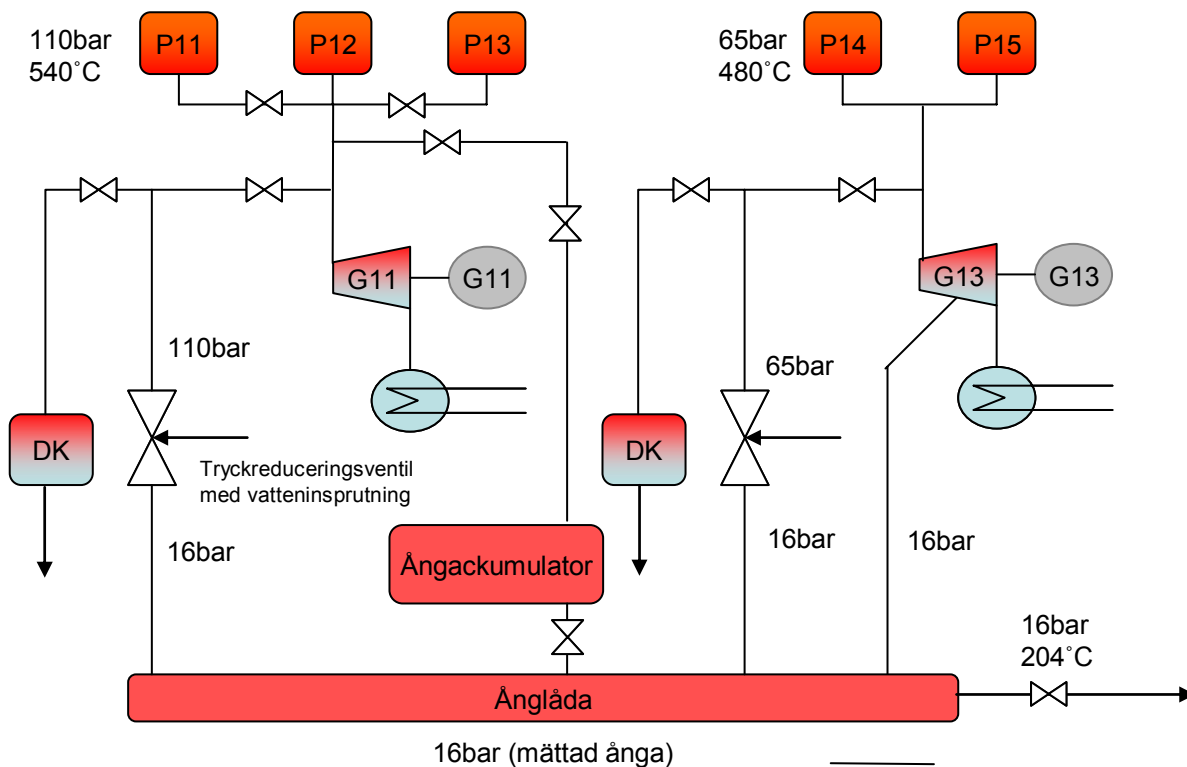


Figur 8. Energikombinatet på Händelö.

Figure 8. Combined energy plant at Händelö.

## 2.1 Kraftvärmeanläggning

Kraftvärmeanläggningen kallas för Händelöverket och ägs och drivs av E.ON Värme Sverige AB. Nedan visas en schematisk bild över hur pannorna kommer att vara sammankopplade med turbinerna när Händelöverkets nya panna (P) 15 är byggd och även generatorset (G) 13 är ansluten till systemet.



Figur 9. Händelverket varifrån ånga levereras till etanolfabriken.

Figure 9. Händelverket that delivers steam to the ethanol production plant.

Producerad ånga reduceras från 110 bars respektive 65 bars ångtryck och till etanolfabriken levereras mättad ånga med trycket 16 bar. Ångtrycksreduktion sker idag genom en tryckreduceringsventil och mättning av ångan sker med matarvatten. På detta sätt fås mättad vattenånga vid 16 bars tryck som levereras till etanolprocessen. Kondensatet från etanolanläggningen är cirka 110 °C varmt när det återvänder till Händelverket.<sup>1</sup> Ånga kan även gå till en direktkondensator (DK) för direkt uppvärmning av fjärrvärme.

<sup>1</sup> Källa: Anders Wigler, E.ON Värme

## 2.2 Etanolanläggning

Etanol kan tillverkas från ett flertal råvaror som innehåller socker eller stärkelse och i Norrköpingsfabriken används vete, rågvete och korn som råvara. Anläggningen har en dimensionerad årskapacitet på 210.000 m<sup>3</sup> etanol och för produktionen åtgår cirka 550.000 ton/år spannmål.<sup>2</sup> Figur 10 visar produktionsanläggningen för etanol i Norrköping.



Figur 10. Lantmännens etanolanläggning i Norrköping<sup>3</sup>.

Figure 10. Lantmännen ethanol plant in Norrköping.

En översikt över delsteg i produktionen av etanol ses i Figur 11. Spannmålsgrödor siktas och mals till ett mjöl som blandas med både färskvatten och processvatten i inmäskningen. Vid inmäskning tillsätts även enzymer och fosforsyra för justering av pH. En grötaktig blandning pumpas sedan till likviferingen där ytterligare enzymer tillsätts. Blandningen värms med ånga så att den lösta stärkelsen omvandlas till glukos. Den mäske som bildas kyls sedan innan den fortsätter till fermenteringstankarna där jäst tillsätts. Jäsningen varar omkring 50 till 60 timmar och etanolhalten i mäskan blir ca 10 % innan den går till destillering. I destilleringens första steg avgår en blandning med hälften etanol och hälften vatten. Det betyder att för varje ton etanol som förångas så förångas även ett ton vatten. Etanolkoncentrationen höjs därefter till 92 % i ännu ett destillationssteg, rektifieringen, där etanol, vatten och finkel avskiljs. I den efterföljande absoluteringen sker slutlig avskiljning av vatten i en molekylsikt och vattenfri etanol framställs. Värmen i vattnet från destilleringen återvinns. För att avskilja de aldehyder

<sup>2</sup> Information från Lantmännen Agroetanols hemsida 14 december 2009, [www.agroetanol.se](http://www.agroetanol.se)

<sup>3</sup> Foto: Johan Benjaminsson

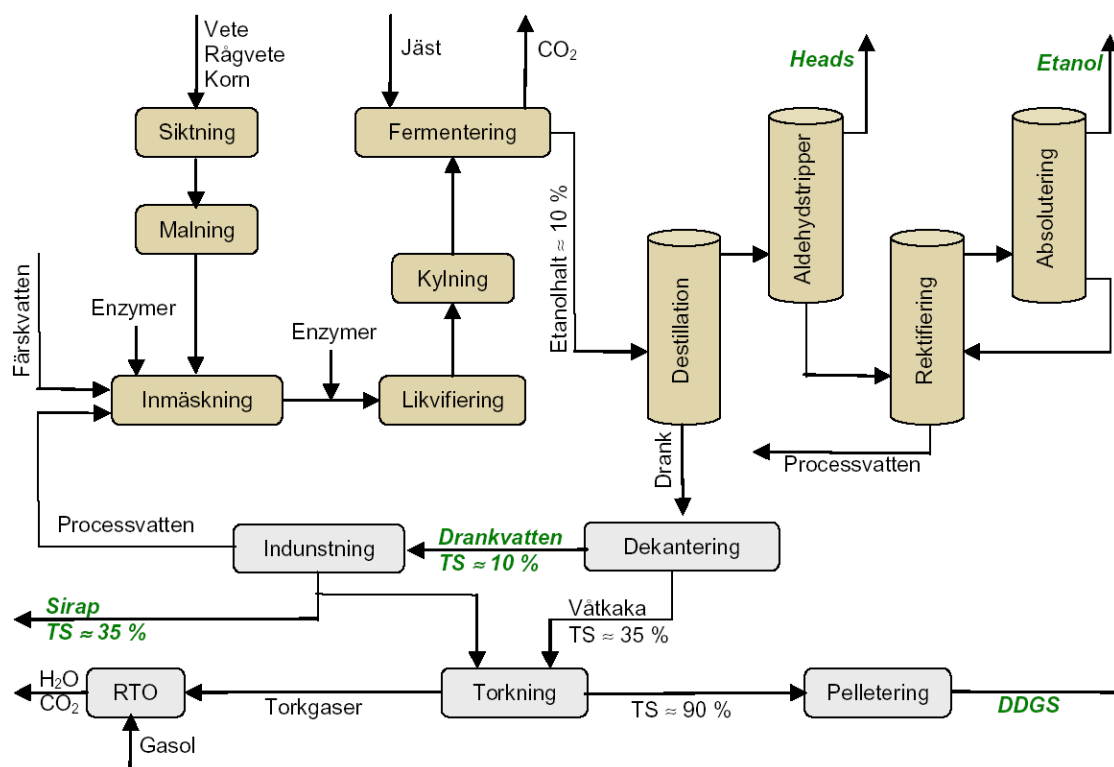
som bildats i jäsningen används en aldehydstripper där biprodukten heads (etylacetat och acetaldehyd) tas tillvara för vidare försäljning.

Avalkoholiserad mäsik från destillationen kallas drank och används till främst foderproduktion. Dranken avvattnas genom centrifugering i dekantercentrifuger där våtkaka och drankvatten erhålls. Drankvattnet pumpas till indunstningen där processvatten avskiljs och en s.k. sirap bildas. Merparten av sirapen går tillsammans med våtkakan till torkarna för att sedan pelleteras och säljas till olika foderproducenter som blandar in det pelleterade fodret som benäms DDGS. Ett mindre delflöde av sirapen säljs direkt som vått djurfoder. Se processschema för etanolfabriken i Figur 11 med förklaringar till figuren i tabellen nedan.

Tabell 10. Begreppsförklaringar till Figur 11.

Table 10. Explanations to Figure 11.

<b>Heads</b>	Benämning för aldehyderna etylacetat och acetaldehyd som tas tillvara under jäsning för separat återvinning och försäljning.
<b>RTO</b>	Regenerativ Termisk Oxidizer. Förbränning av torkgaser som annars orsakar lukt.
<b>DDGS</b>	Dried Distillers grains with Solubles



Figur 11. Produktion av etanol och foder från spannmålsråvara<sup>4</sup>.

Figure 11. Ethanol and forage production from wheat.

<sup>4</sup> Källa: Värme- och Kraftföreningen, medlemsblad 1 – 2008.

Energi tillförs etanolfabriken i form av ånga (ca 85 % av total ingående energi) och el (12-13 % av total ingående energi) samt mindre mängder gasol. Omkring 95 % av ångan används i destilleriet och fodertorkarna. Halva etanolfabrikens ångbehov kan härledas till fodertorkarna.<sup>5</sup> Det torkade fodret benämns Agrodrank<sup>TM</sup> 90 och körs ut med lastbil från fabriken, se Figur 12.



Figur 12. Lastbil lastad med Agrodrank 90<sup>6</sup>

Figure 12. Truck is loaded with Agrodrank 90

Den ånga som inte gick åt i fodertorkarna och destillering används i likviferingen för uppvärmning av process- och diskvatten. Det mesta av elförbrukningen kan härledas till indunstning och malning. Gasol används som bränsle för termisk oxidation av kolväten som hamnar i torkgaserna som förbränns eftersom de annars orsakar luktproblem om de släpps ut direkt till luften.

Vid destillering värms innehållet upp till cirka 120 °C och torkningen sker vid en temperatur på cirka 140 °C. Eftersom ånga levereras vid 16 bar används en ånginjektor där etanolfabrikens returkondensat uppgraderas till ånga vid 2 – 5 bar för att ge rätt temperatur till destillations- och torkningsprocessen. Kondensat från etanolfabriken har en temperatur på omkring 110 °C.

### 2.3 Biogasanläggning

Från etanolanläggningen levereras drank till biogasanläggningen med lastbil. Biogas bildas därefter då drank bryts ned av bakterier i syrefri miljö. Temperaturen i biogasprocessen är 38°C och värmeförsel till processen sker genom inmatning av drank, som har en temperatur på mellan 40 - 80 °C. Det innebär att drank under stora delar av året måste kylas för att processtemperaturen i röt-kammaren inte ska bli för hög.

<sup>5</sup> Peter Nimrodsson (2009), Lantmännen Agroetanol AB

<sup>6</sup> Bild hämtad december 2009 från Lantmännen Agroetanols webbplats [www.agroetanol.se](http://www.agroetanol.se)

Genom syrefri nedbrytning av dränk i röt-kammaren erhålls biogas och restprodukten biogödsel. Biogasen leds bort från röt-kammaren till gasrening medan biogödsel leds bort till ett biogödsellager. I Figur 13 ses röt-kammaren till höger medan en avgasningskammare med gasklocka syns till vänster. När biogödsel kommer från röt-kammaren är det full gasproduktion och biogasprocessen avstannar då i avgasningskammaren när biogödseln kyls ned innan den leds vidare till slutlagring. Biogödsel hanteras idag genom att ett transportföretag hämtar den och kör till satellitbrunnar ute hos lantbrukare.



Figur 13. Biogasanläggningen på Händelö<sup>7</sup>.

Figure 13. Biogas plant at Händelö.

Biogödseln, det vill säga kvarstoden av den dränk som inte brutits ned till biogas, har en fukthalt på omkring 95 %. Askhalten är cirka 33 % av TS. Under röttningsprocessen omvandlas organiskt material till koldioxid och metan medan alla näringsämnen finns kvar i biogödseln. Se näringsammansättning för biogödsel i Tabell 11.

Tabell 11. Näringsinnehåll i biogödsel<sup>8</sup>

Table 11. Nutritional content in digestion residue

Ämne	Benämning	Koncentration, kg/m <sup>3</sup>
Totalkväve	N-tot	7
Växttillgängligt kväve	NH <sub>4</sub> -N	3,6
Totalfosfor	P-tot	0,8
Totalkalium	K	1,9
Svavel	S	1,2
Magnesium	Mg	0,2

<sup>7</sup> Foto: Johan Benjaminsson

<sup>8</sup> Faktablad från Svensk Biogas April 2008, Certifierad biogödsel från Norrköping. TS-halt är här 3,9 %.

## 2.4 Gashantering

Biogas som bildas i röt-kammaren består främst av metan och koldioxid, men små mängder av framförallt svavelväte och vatten finns också i gasen. Om biogas ska användas som drivmedel till fordon behöver den renas och uppgraderas till fordonsgas. Gasen renas i huvudsak från svavelväte, vatten och partiklar. För att höja energiinnehållet uppgraderas gasen genom koldioxidavskiljning. Se gassammansättningar i obehandlad biogas respektive uppgraderad gas i Tabell 12.

Tabell 12. Innehåll i biogas och fordonsgas

Table 12. Content in biogas and vehicle fuel gas

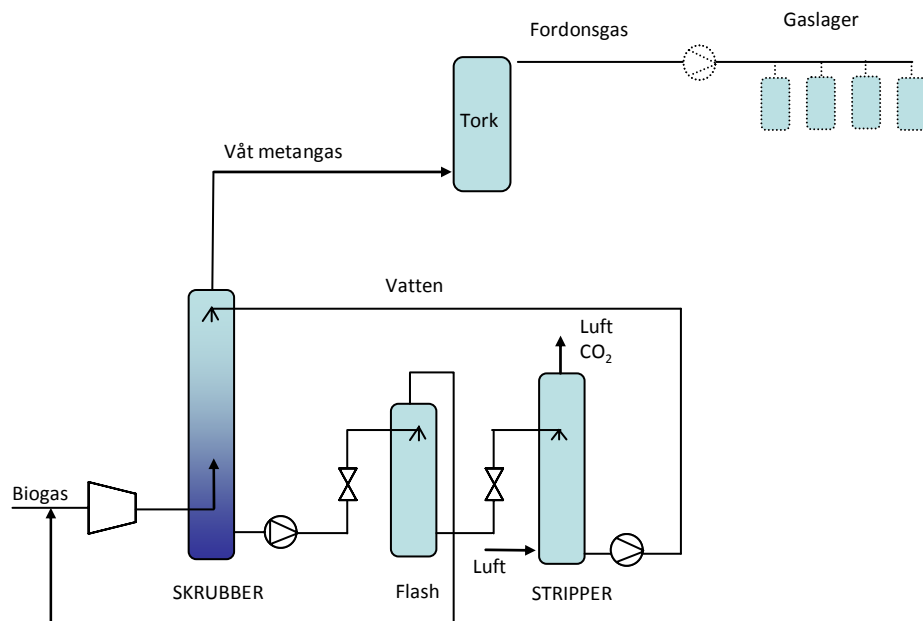
	Enhet	Biogas	Fordonsgas <sup>9</sup>
CH <sub>4</sub>	vol-%	50-70	96-98
CO <sub>2</sub> + N <sub>2</sub> + O <sub>2</sub>	vol-%	30-50	< 4
O <sub>2</sub>	vol-%	< 1	< 1
H <sub>2</sub> S	ppm	0 – 5000	< 16 (efter odörisering)
H <sub>2</sub> O	daggpunkt	0 °C vid 4 bar <sub>e</sub> <sup>10</sup>	-60 °C vid 4 bar <sub>e</sub>

I Sverige används tre olika gasreningstekniker för uppgradering av biogas till drivmedelskvalitet. De är vattenabsorption, PSA och kemisk absorption. I Norrköping används vattenabsorption och en närmare beskrivning av tekniken följer nedan i detta avsnitt. I kapitel fyra beskrivs uppgradering med kemisk absorption vilken är en process som kräver upphettning till omkring 140 °C. PSA-teknik (Pressure Swing Adsorption) används för uppgradering av biogas vid exempelvis reningsverken i Bromma och Malmö. Den totala uppgraderingskostnaden för PSA-teknik bedöms till liknande som för vattenskrubbteknik, varför PSA inte beskrivs närmare i rapporten. PSA innebär att koldioxid adsorberas under förhöjt tryck på aktivt kol medan metan kan passera.

Vattenabsorption är Sveriges vanligaste uppgraderingsteknik och i Figur 14 visas en översiktlig bild med tekniken. Rå biogas tryckhöjs upp till omkring 7 – 8 bar<sub>e</sub> innan den leds in till botten av absorptionskolonnen där gasen möter ett motriktat vattenflöde varvid koldioxid och svavelväte löser ut sig i vatten under tryck medan metan kan ledas ut från toppen av kolonnen. Detta är möjligt eftersom metan har mycket låg löslighet i vatten. Då en viss mängd metan emellertid löser ut sig i vatten trycksänks det koldioxid- och metaninnehållande vattnet i en flashkolonn varvid huvuddelen av löst metan desorberas från vattnet och kan återföras till rågasens inlopp. Genom att blåsa in luft i desorptionskolonnen drivs koldioxid och svavelväte ut och vattnet kan därefter på nytt återföras till absorptionskolonnen. För att undvika att mycket svavelväte kommer med i restgasen från stripperkolonnen och därmed orsakar luktproblem, tillsätts järnklorid till rötningsprocessen. Järnklorid faller ut svavelvätet till elementärt svavel i röt-kammaren och doseringen i röt-kammaren sker normalt så att svavelvätehalten i biogasen är omkring 150 ppm. Järnklorid för reduktion av svavelväte är den enda kemikalien som behövs vid uppgradering med vattenabsorption.

<sup>9</sup> Svensk Standard för biogas som fordonbränsle SS 15 54 38

<sup>10</sup> Med bar<sub>e</sub> avses effektivt tryck, det vill säga övertryck i jämförelse med atmosfärstryck

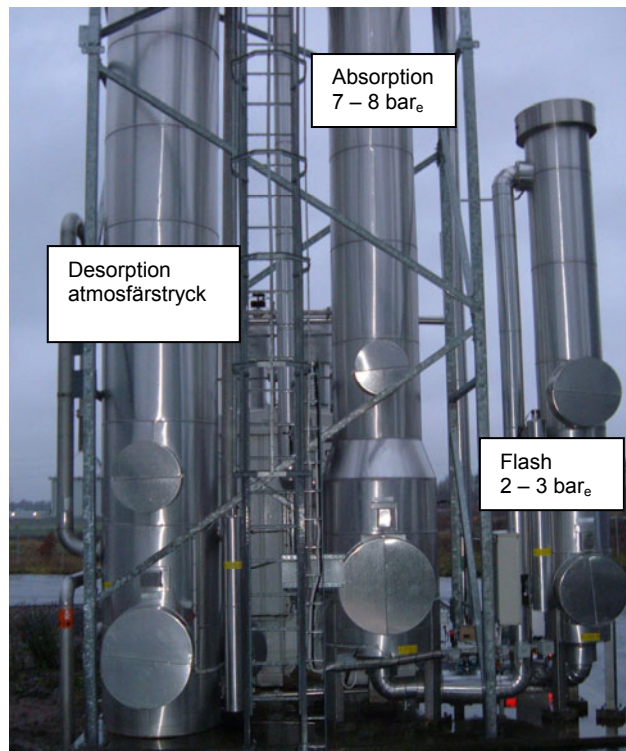


Figur 14. Uppgradering av biogas med vattenskrubbarteknik.

Figure 14. Biogas upgrading with water scrubber technique.

Vattenabsorption ger en processförlust av ingående metan i rågasen på cirka 1 %. Huvuddelen av metanförlusten kan härledas till metan löst i vatten som desorberas tillsammans med koldioxid i desorptionstornen. Ett flöde med gas mättad på vatten, innehållande cirka 97 % metan, lämnar absorptionstornet enligt Figur 14 och leds till en gastork. Första steget i torken innebär att gasen passerar ett filter varvid kondensvatten och partiklar avlägsnas. En låg daggpunkt uppnås därefter i två växelvis arbetande adsorptionstorkar som är fyllda med ett vattenadsorberande material. Ett litet delflöde av torkad gas, från torken i drift, värms upp för att under reducerat tryck föras igenom den adsorptionstork som regenereras från vatten. Gasflödet från torken som regenereras leds tillbaka till ingående rågasflöde medan den torkade gasen leds genom ett partikelfilter för att förhindra att adsorptionsmedel kommer med gasen. I Figur 15 ses en bild på gasreningssystemet på Händelö med markerad absorptions-, flash- och stripperkolonn.





Figur 15. Svensk Biogas uppgraderingsanläggning med vattenskrubbteknik.

Figure 15. Upgrading plant of Svensk Biogas with water scrubber technique.

Efter uppgradering tillsätts ett luktmedel till gasen så att läckage kan upptäckas. Därefter tryckhöjs gasen upp till 200 bar<sub>e</sub> för fyllning av lastväxlarflak. Lastväxlarflak är containerar vari gasflaskor finns monterade. Ett större lastväxlarflak kan lasta cirka 3000 Nm<sup>3</sup> metangas och väger omkring 19 ton, medan ett mindre lastväxlarflak lastar 2000 Nm<sup>3</sup> och väger 14 ton. Lastväxlarflaket hämtas med lastbil och körs ut till tankstationer i regionen. Se Figur 16.



Figur 16. Lastväxlarflak som står inne för fyllning

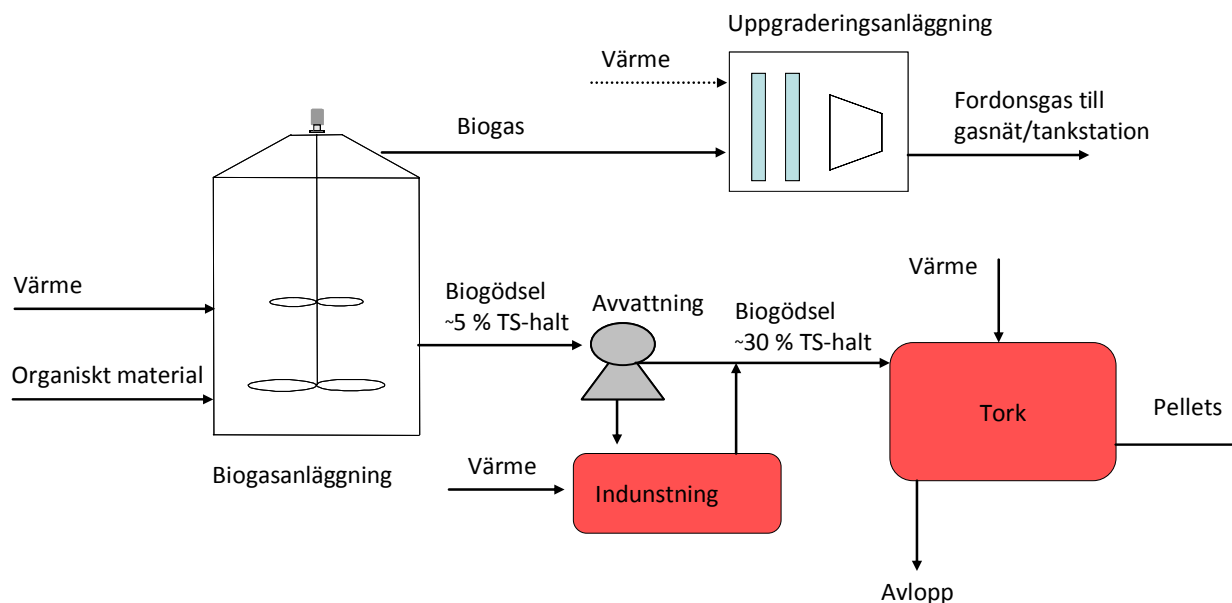
Figure 16. Mobile gas storage units placed for filling at the site

### 3 Värmebehov i biogasanläggningar

I detta kapitel ges en generell bild över anläggningsdelar tillhörande biogasproduktion för vilka värme åtgår. Värmebehovet till rötningsprocessen i en biogasanläggning beskrivs. Exempel visas också för gasreningsteknik där ånga eller hetvatten används till processen. På samma sätt visas exempel på system för att koncentrera och därefter torka biogödsel genom att avdunsta vatten, där avdunstning kräver tillskott av värme.

I Figur 17 visas värme som integreras till rötningsprocessen, uppgradering samt torkning av restprodukt. Biogas bildas genom syrefri nedbrytning av organiskt material och rötningsprocessen kräver tillskott av värme. (I befintlig biogasanläggning på Händelö behövs inget värmertilskott idag, eftersom man rötar varm drunk.) Biogas uppgraderas till drivmedelskvalitet med en gasreningssystem. Beroende på teknik kan det här finnas ett värmebehov. I fallstudierna längre fram i rapporten diskuteras möjligheten att använda värmekrävande kemisk absorptionsteknik vid gasreningen, i stället för den vattenabsorptionsteknik som används på Händelö idag.

Restprodukten kan användas som biogödsel och transporteras ut med gödseltunna till lantbruk. Den har låg TS-halt och innehåller näringsämnen. Det förekommer även pipelinesystem med utpumpning av materialet. En möjlighet är att använda värme för att indunsta och torka biogödsel för att på så vis minska antalet transporter från anläggningen. Detta är särskilt intressant för stora biogasanläggningar och diskuteras i fallstudierna 2 och 3 i rapporten.



Figur 17. Principskiss över en biogasanläggning med anläggningsdelar som kräver värmertilskott.

Figure 17. Biogas plant with heating demand parts shown.

### 3.1 Uppvärmning av rötkammare

Omkring 2/3 av torrsubstansen i det organiska materialet omvandlas till gas i rötkammaren medan resten finns kvar i biogödseln<sup>11</sup>. Röttningsprocessen sker vid optimal temperatur för de nedbrytande mikroorganismerna. Processen är antingen mesofil temperatur vid 38 °C eller termofil med en temperatur omkring 55 °C. Termofil rötning innebär normalt att processen blir mer labil och känslig för störningar. Vid rötning av material med relativt hög ammoniumhalt är mesofil rötning att föredra för att ha en stabil röttningsprocess. En termofil process gör emellertid att biogasprocessen fortlöper snabbare varvid erforderlig rökammavolym för utrötning av det organiska materialet minskar. Termofil rötning innebär ett något högre energibehov än mesofil rötning. Större biogasanläggningar har ofta värmeväxling mellan inkommande och utgående material till anläggningen varvid värmebehovet reduceras till omkring 5 % av energin i producerad gas.<sup>12</sup> Uppvärmning sker ofta med en gaspanna som dels förvärmer substrat, dels värmer i rötkammaren. För organiska material som innebär en smittorisk, exempelvis slakteriavfall, krävs upphettning till 70 °C under en timma, så kallad hygienisering. Hygienisering sker genom värmeväxling med ånga, hetvatten eller varmvatten som minst håller 85 °C.

### 3.2 Ånga eller hetvatten till gasreningsanläggning

Kemisk absorption är en uppgraderingsteknik som erfordrar värme, se övergripande processchema i Figur 18. Mellan rötkammaren och gasreningsanläggningen finns normalt en gasklocka som utjämnar variationer i gasflödet så att uppgraderingsanläggningen får en jämnare drift. Rågasen tryckhöjs något med en blåsmaskin upp till omkring 300 – 500 mbar<sub>e</sub> och blåsmaskinen är inritad mellan gasklockan och svavelväteavskiljningen i figuren. Absorptionsprocessen för koldioxid behöver inte förhöjt tryck för att ske, utan den mindre tryckhöjningen sker för att få ett genomflöde av gas i gasreningsanläggningen samt för att ge ett förhöjt tryck till kompressorer som tryckhöjer gas innan gastorkning. Svavelväte avskiljs från gasen då svavlet annars reagerar irreversibelt med kemikalien i efterföljande skrubber. Avskiljning av svavelväte sker i en adsorptionstank fylld med aktivt kol som katalyserar att svavelväte reagerar med syre till vatten och elementärt svavel. I normalfallet räcker det syre som finns i biogasen för reaktionen. Hur ofta det aktiva kolet byts ut beror på gasflöde och svavelvätehalt. Normalt behöver omkring 150 kg aktivt kol bytas ut årligen per 100 Nm<sup>3</sup>/h rågas med svavelvätehalten 50 ppm.

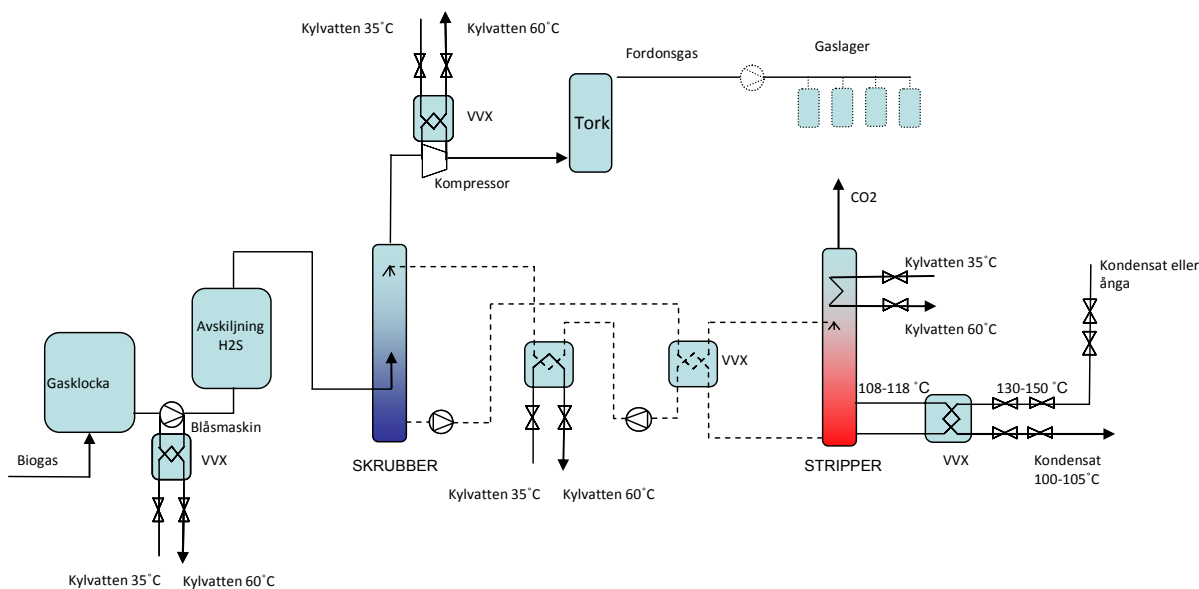
En kemikalielösning med en amin möter ett motriktat gasflöde i skrubberkolonnen varvid koldioxid bildar en kemisk förening med aminen. Processen är uppbyggd på ett likartat sätt som vattenabsorption, med skillnaden att vattenabsorption bygger på fysikalisk löslighet medan kemisk absorption bygger på att koldioxiden i gasen reagerar kemiskt med aminen. Det finns flera kemikalier för avskiljning av koldioxid och vanligt förekommande är olika typer av etylaminer. Processen är ett recirkulerande system och endast små mängder av kemikalien behöver tillsättas kontinuerligt. I Figur 18 illustreras det cirkulerande aminflödet med streckade linjer. I en stripper drivs koldioxid av från aminen. En mindre mängd amin följer med i det utgående koldioxidflödet och därför

<sup>11</sup> Effektiv produktion av biodrivmedel 2008:08, Gode et al

<sup>12</sup> Effektiv produktion av biodrivmedel 2008:08, Gode et al

behöver en viss mängd kemikalie tillsättas kontinuerligt. Det är emellertid små mängder som tillsätts, i storleksordningen 10 kg/år koncentrerad aminlösning per 100 Nm<sup>3</sup>/h rågas. Vart femte år byts hela kemikalielösningen ut.

Den uppgraderade metanrika gasen leds från övre delen av skrubbern till en kompressor som tryckhöjer upp till 4 - 5 bar<sub>e</sub> innan torkning av gasen sker i adsorptionstorkar. Adsorptionstorkarna är fyllda med ett vattenadsorberande material med samma funktion som beskrivits under kapitel 2.4 om torkar till vattenskrubbertekniken. Vattenadsorptionsmedlet byts normalt ut med en frekvens på mellan tre till fem år. För regenerering av kemikalien och avlägsning av koldioxid krävs upphettning. Vatten eller ånga med lämpligen en temperatur på 130-150 °C värmer upp kemikalien till omkring 108-118 °C genom en värmeväxlare. Ångan kan ha ett tryck på 3,5 – 5 bar eller så kan en hetvattenpanna med 10-16 bar användas som levererar hetvatten vid 130 – 150 °C. Inkommande vatten eller ånga kan ha ett temperaturspann på 120 – 160 °C, men en låg temperatur erfordrar en stor värmeväxlare medan en temperatur överstigande 160 °C skadar kemikalien. När kemikalien upphettas bildas ånga som stiger uppåt i stripperkolonnen och den bildade ångan driver ut koldioxid från det inkommande kemikalieflödet. En ren koldioxidström leds ut från toppen av stripperkolonnen.<sup>13</sup>



Figur 18. Uppgraderingsprocess med kemisk absorption.

Figure 18. Biogas upgrading with chemical absorption.

Till den kemiska uppgraderingsprocessen ska således ånga eller hetvatten vid 130-150 °C tillsättas. Oavsett ingående temperatur får returkondensatet en temperatur på 100 – 105 °C. Värme kan återvinnas från blåsmaskin, kompressor och genom kylning av det koldioxidflöde som lämnar stripperkolonnen. Värme återvinns även då den regenererade kemikalien kyles innan den åter går in till skrubbertornet. Motsvarande 80 % av nettoenergiebehovet av ånga eller hetvatten, det vill säga skillnaden i energi mellan ingående ånga eller hetvatten och returkondensatet, kan återvinnas vid 60 °C. En möjlig användning för en del av återvunnen värme är uppvärmning av rötchammaren som

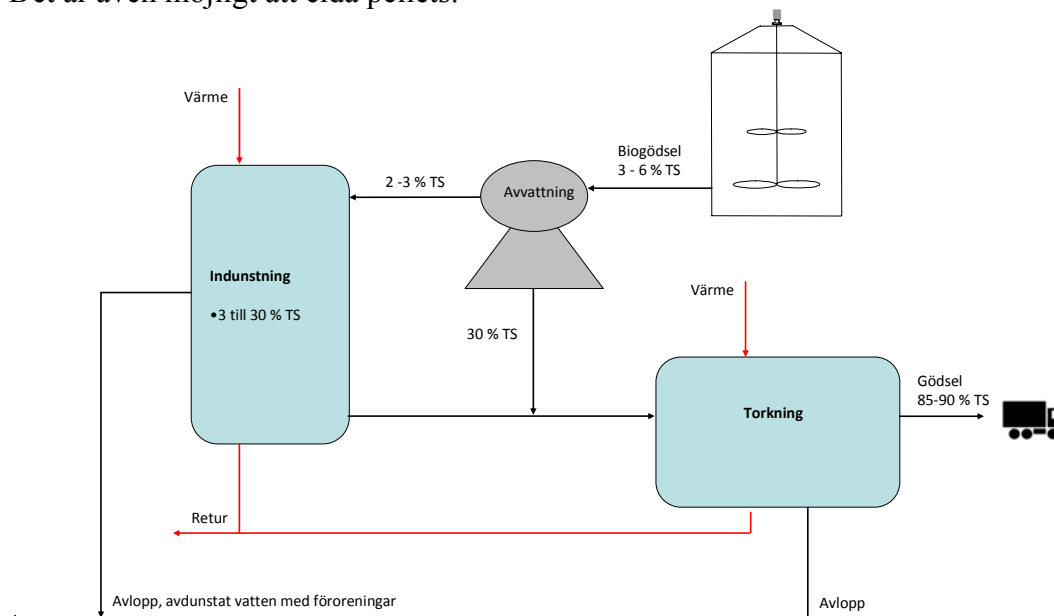
<sup>13</sup> Lars Evert Karlsson, Läckby Water AB 2008

normalt har en temperatur på 37 °C. I det specifika fallet på Händelö är levereras dock dranken uppvärmd varför någon ytterligare uppvärmning inte erfordras.

### 3.3 Torkning av biogödsel

Restprodukten från biogasanläggningar benämns rötrest eller biogödsel. Rötrest är ett vanligt ord för rötat avloppsslam, medan biogödsel understryker att det ingående materialet är så rent att restprodukten kan användas på åkermark. Under röttningsprocessen omvandlas en stor del av det organiska råmaterialet till metan och koldioxid medan alla oorganiska näringsämnen finns kvar. Biogödseln består till största delen av vatten och har en TS-halt omkring 3 - 6 %. Vid större biogasanläggningar bildas stora mängder biogödsel och en stor åkerareal är nödvändig för spridning i anläggningens närhet. Längre transport av biogödsel blir dyr i blöt form på grund av den låga TS-halten. Således kan det särskilt för större anläggningar bli aktuellt att koncentrera, torka och pelletera biogödsel.

Figur 19 visar huvudprincipen för processteg vid koncentring och torkning av biogödsel. Mer detaljerade beskrivningar av utrustning för de olika enhetsoperationerna kommer senare i kapitlet. Biogödsel avvattnas och separeras till en flytande och en fast del. Den flytande fasen leds till ett indunstningssteg där den indunstras och koncentreras till en TS-halt upp till 30 %. Det avdunstade vattnet leds bort för behandling då det innehåller en del näringsämnen. Fasta fraktioner från avvattning och indunstning leds till en tork där vatten avdunstras varvid en torr fraktion bildas som därefter pelleteras. Pellets kan användas för gödsling av skog och åkermark för återföring av näringsämnen. Det är även möjligt att elda pellets.



Figur 19. Översiktligt processchema för behandling av biogödsel.

Figure 19. Treatment of digestion residue.

Inom föreliggande projekt utvärderas ett torksystem enligt Figur 19. Referenssystem finns i Tyskland till torkning av den fasta fraktionen från avvattningen som vanligen

sker med dekantercentrifug eller skruvpress. Ett system för indunstning som förekommer är en större biogasanläggning i Tyskland där indunstningsanläggningen koncentrerar en tunn fas från mekanisk avvattning till en näringslösning som har förhöjd TS-halt men som ändå är pumpbar.<sup>14</sup> Dock finns inget exempel på att fast fraktion från indunstning av biogödsel därefter torkas.

### **3.3.1 Mekanisk avvattning**

Mekanisk avvattning av biogödsel sker för att separera biogödseln till en fast respektive flytande fraktion. Kväve och fosfor är de viktigaste näringsämnena i biogödseln. Ammoniumkväve, den form av kväve som är lättåtkomlig för växter, finns löst i vattnet och fördelar sig under mekanisk avvattning i princip i proportion till vattnets fördelning. Fosfor fördelar sig däremot i proportion till torrsubstanshalten. Vid mekanisk avvattning av finkornig vattmig biogödsel behövs tillsättning av förtjockningsmedel för att uppnå en hög avvattningsgrad. Det finns polymerer, det vill säga förtjockningsmedel, som är godkända för spridning på åkermark men exempelvis KRAV, som är en certifieringsorganisation för ekologiskt lantbruk, tillåter inte polymertillsats.<sup>15</sup>

Vanliga tekniker för avvattning av biogödsel är dekantercentrifugering och skruvpress. Dekantercentrifugering är en välbeprövad teknik som länge använts till avvattning av avloppsslam. Biogödsel utsätts för en stor centrifugalkraft i en roterande trumma som roterar med hög hastighet, typiskt 3000 - 4000 varv per minut. Rejektvätska pressas ut från trumman medan fastfasen avleds inifrån trumman via skruvtransportör. Skruvpress är en mekanisk metod där avvattning sker genom att en roterande skruv transporterar materialet genom en hålförsedd mantel under ökande tryck varpå vätska pressas ur den fasta fasen. I jämförelse mellan avvattningsmetoderna ger dekantercentrifug normalt bättre separering, medan elförbrukningen är lägre för skruvpressen<sup>16</sup>. För större anläggningar är elanvändningen för dekantercentrifug och skruvpress i storleksordningen 1 respektive 0,1 kWh/m<sup>3</sup>. Se skruvpress i Figur 20.

---

<sup>14</sup> IGB Nawaro Bioenergie, investition in erneubare Energien

<sup>15</sup> Översikt över metoder för biogödselhantering (2008), Erik Norin

<sup>16</sup> Översikt över metoder för biogödselhantering (2008), Erik Norin



Figur 20. Mekanisk avvattning med skruvpress<sup>17</sup>.

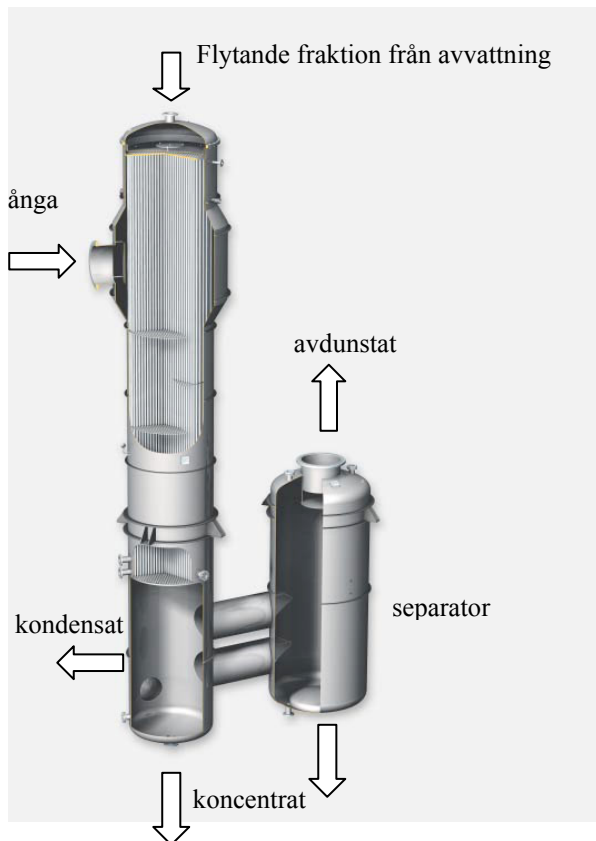
Figure 20. Mechanical dewatering with screw press.

Normal separeringsgrad från mekanisk avvattning ger omkring 85 % av totalmängden som en vätska med 2 - 3 % TS, medan resterande 15 % av totalmängden utgörs av fastfas med en TS-halt på ca 30 %.

### 3.3.2 Indunstning

Indunstning innebär koncentrerings av ämnen i en vattenlösning genom tillförsel av värme så att vattnet förångas. Den bildade ångfasen kyls sedan av och kondenseras till ett kondensat. Kvar blir ett koncentrat, bestående av ämnen som ej förångats, exempelvis salter och ämnen med hög kokpunkt. Det finns olika typer av indunstare och en vanlig teknik är fallfilmsindunstning, vilken beskrivs i Figur 21. Den flytande fraktion (från avvattningen) som ska koncentreras leds in överst i indunstaren till ett stort antal rör som tillsammans bildar en stor värmeväxlande yta. Genom värmeväxling mot tillförd ånga övergår en del av lösningen i ångfas. Den bildade ångan driver på farten på den nedåtfallande näringslösningen och i nedre delen av indunstaren kan ett koncentrat ledas ut, medan den bildade ångfasen leds till en separator. I separatorn övergår ännu en viss mängd till koncentrat medan huvuddelen av den avdunstade fraktionen kan ledas bort och därefter kondenseras. Den tillförda värmekällan i form av ånga bildar ett kondensatflöde som också leds bort.

<sup>17</sup> SEPCOM ®, [www.wamgroup.com](http://www.wamgroup.com)



Figur 21. Fallfilmsindunstare<sup>18</sup>

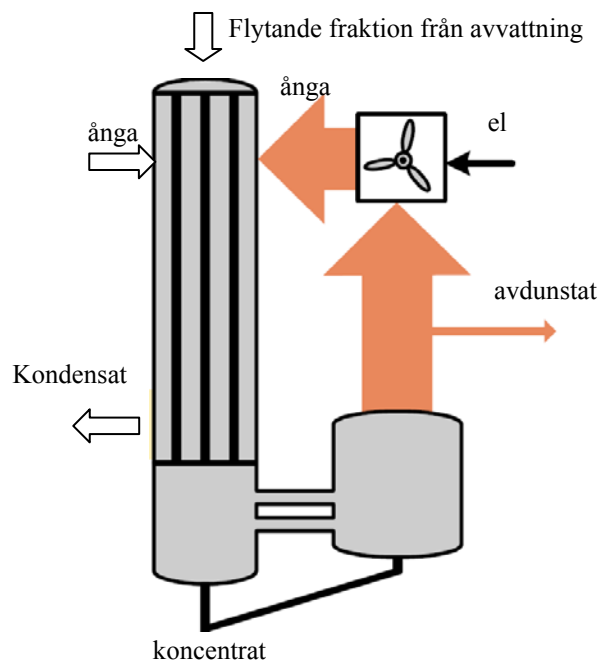
Figure 21. Falling film evaporation

En annan typ av indunstare har en pump som tryckhöjer ingående avvattnad biogödsel in till indunstaren varvid förångningstemperaturen stiger. På så vis förångas ingen biogödsel då värmeväxling sker mellan ånga och avvattnad biogödsel. Istället sker förångningen i separatorn där ett koncentrat respektive ångfas bildas. Denna teknik kan vara att föredra om det finns en risk att koncentratet fastnar på de värmeöverförande ytorna i en fallfilmsindunstare.

För att minska energianvändningen används exempelvis mekanisk ångrekompresion. Elektrisk energi i form av kompressionsarbete tillförs den avdunstade fasen. Det innebär en energibesparing att tryckhöja befintlig ånga i jämförelse med om ett kondensat ska värmas upp och återigen övergå i ångfas. Se Figur 22.

<sup>18</sup> Evaporation Technology, information från hemsida till GEA Wiegand GmbH





Figur 22. Indunstning med mekanisk ångrekompresion<sup>19</sup>.

Figure 22. Evaporation with mechanical vapour recompression.

Den flytande fraktion som går in till indunstaren har ett högt innehåll av ammoniumkväve och för att ammoniumkvävet inte ska följa med de avdunstate ångorna tillsätts svavelsyra till indunstningsanläggningen. Sammansättningen av den aktuella biogödseln avgör hur mycket svavelsyra som behöver tillsättas, leverantörer nämner ett spann på 2 upp till 8 kg svavelsyra per ton industat vatten. Tillsatsen av syra kräver även extra beaktande av materialval i indunstaren på grund av den frätande syran.

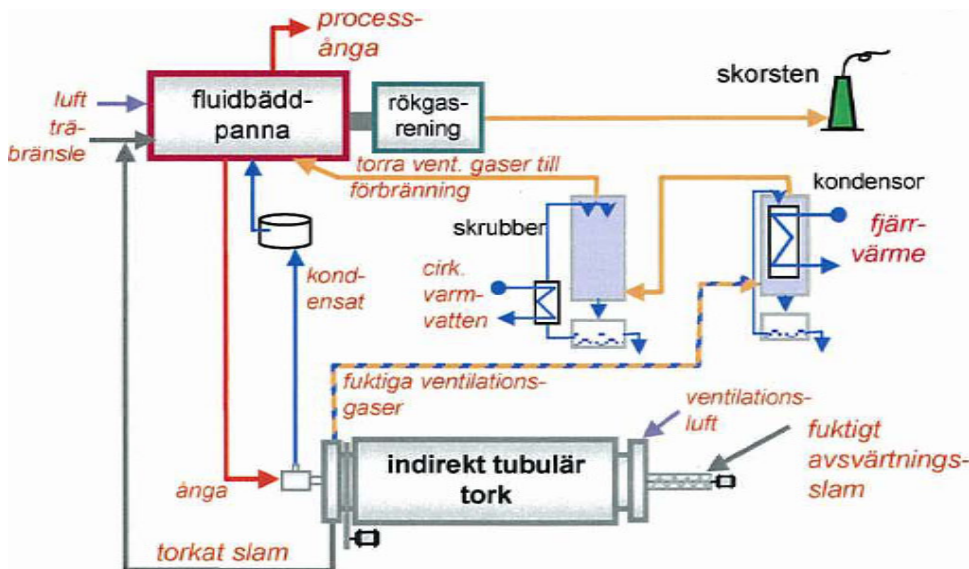
### 3.3.3 Torkning

Torkning kan utformas utifrån tillgängliga värmekällor. För torkning av biogödsel är det aktuellt med trumtork, bandtork<sup>20</sup> eller en kombination av dem. Torkning med indirekt trumtork innebär att ånga eller varma rökgaser värmer upp manteln på en roterande trumma dit den avvattnade biogödseln matas. Innan materialet matas in till torken blandas avvattnad biogödsel med redan torkat material så att den ingående mixen har en TS-halt omkring 30 – 40 %. Ångan kondenseras på utsidan av manteln samtidigt som vatten från biogödsel förångas på insidan. Nästan allt vatten i biogödseln förångas och TS-halten blir omkring 90 %.

<sup>19</sup> Evaporation Technology using Mechanical Vapour Recompression, GEA Wiegand GmbH

<sup>20</sup> Bandtork benämns även bäddtork

Figur 23 visar ett torksystem med indirekt trumtork. Blött slam eller biogödsel torkas genom värmeväxling med ånga. (Avdunstade ångor från biogödseln kallas i figuren för fuktiga ventilationsgaser.) Ångorna leds först till en kondensator och därefter till en skrubber som tar bort luktämnen. I kondensorn erhålls exempelvis fjärrvärme av ångornas kondenseringsenergi vid övergång från ånga till vattenfas. Om biogödseln skulle innehålla metan som inte avlägsnats vid centrifugeringen så är det viktigt med ett system för säker avlägsning av ventilationsgaser och i figuren visas hur ventilationsgaser leds till förbränning.

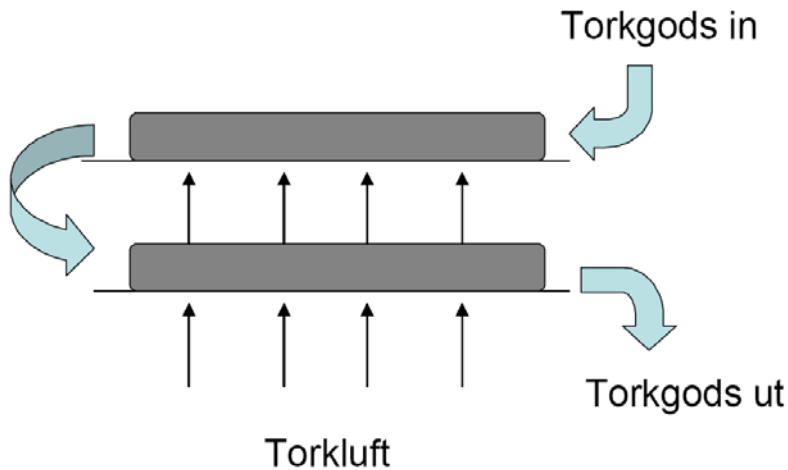


Figur 23. Torkning av avvattnad biogödsel med trumtork.<sup>21</sup>

Figure 23. Drying of dewatered digestion residue with drum dryer.

Torkning med bandtork har jämfört med trumtorken fördelen att värmekällor med lägre temperatur kan användas. Ju högre temperatur som värmekällan har, desto mindre kan bandtorken göras. Bandtorkteknik bygger på att avvattnad biogödsel läggs med ett jämnt lager på ett band som luftas med uppvärmd luft. Den uppvärmda luften upptar vatten fram tills luften är mättad på vatten och på så vis torkas biogödsel. Figur 24 visar principen för bandtork.

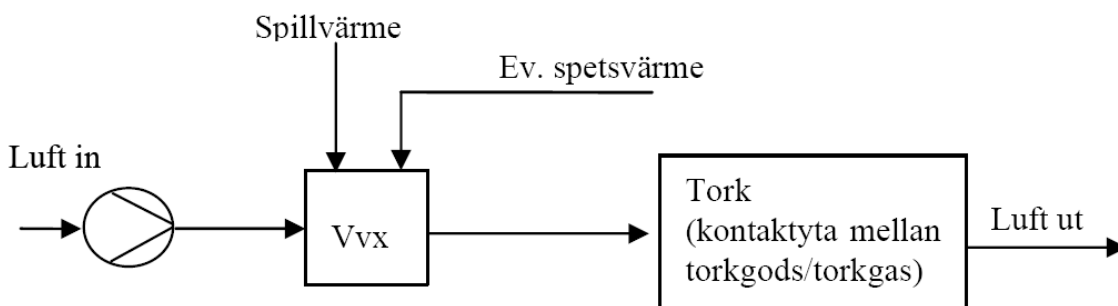
<sup>21</sup> AB Torkapparater, Thermal processing equipment. Torkning av avsvärtnings-slam, SCA Edet bruk



Figur 24. Torkning av biogödsel med bandtork.<sup>22</sup>

Figure 24. Drying of digestion residue with band dryer.

Luft till bandtorken värms upp enligt principen i Figur 25.



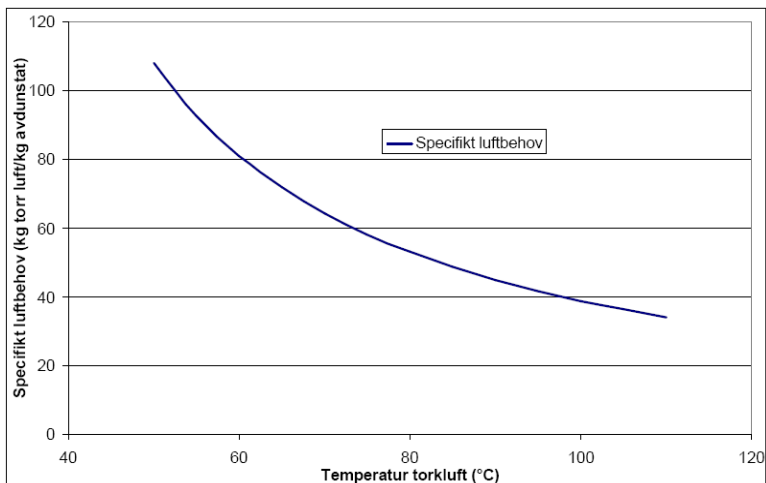
Figur 25. Uppvärmning av luft med spillvärme och i förekommande fall spetsvärme<sup>23</sup>

Figure 25. Heating of air with surplus heat and where appropriate tip heat

Luftbehovet och energianvändningen i torken beror på vilken temperatur den ingående luften har. Ju högre temperatur varmluften har, desto mindre luftbehov och desto lägre specifik energiförbrukning har torken. Figur 26 visar att det specifika luftbehovet, uttryckt som kg luft/kg avdunstat, avtar med ökande temperatur. Det åtgår ungefär dubbelt så mycket luft med 60 °C för att avdunsta 1 kg vatten, i jämförelse med om luften är uppvärmd till 100 °C.

<sup>22</sup> Torkning av bibränslen med spillvärme, Wennberg et al

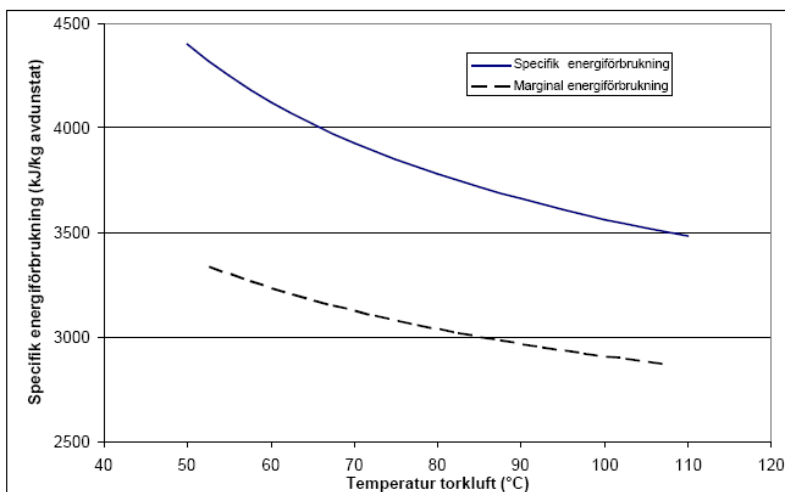
<sup>23</sup> Torkning av bibränslen med spillvärme, Wennberg et al



Figur 26. Specifikt luftbehov för torkning med varierande lufttemperatur<sup>24</sup>

Figure 26. Specific air demand for drying with different air temperatures

I Figur 27 visas värmeenergiförbrukningen vid torkning. Energianvändningen kan härledas till förångningsenergin, uppvärmning av luft och torkgods samt värmeförluster till omgivningen. Då en lägre temperatur medför ett större luftflöde enligt Figur 26 ökar den specifika energiförbrukningen i takt med att torkluftens temperatur sjunker. Den streckade kurvan i Figur 27 visar marginal energiförbrukning, vilket är kvoten mellan tillförd energi för att värma torkgasen ytterligare 1 °C och den extra avdrivna vattenmängden som värmeökningen ger upphov till.



Figur 27. Specifikt luftbehov för torkning med varierande lufttemperatur<sup>25</sup>

Figure 27. Specific air demand for drying with different air temperatures

<sup>24</sup> Torkning av bibränslen med spillvärme, Wennberg et al

<sup>25</sup> Torkning av bibränslen med spillvärme, Wennberg et al

### **3.3.4 Behandling av avloppsvatten och torkluft**

Avdunstate fraktioner från indunstningsanläggningen och torken innehåller mindre mängder av näringsämnen och kan inte ledas direkt ut till vattendrag. Följande användnings- och behandlingsmöjligheter finns:

- ett delflöde kan användas som spädvatten till exempelvis etanolfabrik
- bevattningsvatten
- behandling med omvänd osmos
- behandling i reningsverk

I denna rapport utreds inte system och kostnader för behandling av avloppsvatten. Vid ett samförläggande med en etanolanläggning kan ett delflöde av avloppsvattnet användas som processvatten i etanolanläggningen. Övrigt processvatten går till (eventuell) befintlig reningsanläggning vid etanolanläggningen.

Avloppsvatten bör inte innehålla mer näringsämnen än att det kan användas som bevattningsvatten vilket är ett alternativ om tillräckliga åkerarealer finns i närheten. Behandling med omvänd osmos medför att en mindre mängd näringslösning erhålls medan huvuddelen är en fraktion med rent vatten som kan ledas ut till vattendrag. Användning av membran med omvänd osmos för behandling av avloppsvatten från biogasanläggningar är för närvarande under utveckling i Tyskland.

Från både ångtork och bandtork kommer ett luftflöde som innehåller kolväten och andra luktämnen. I Figur 23 visas ett exempel där luftflödet från ångtorken först torkas genom att fjärrvärme värms upp, för att därefter föras till förbränning i panna. Luftflödet från bandtorken är mättat på vatten och kan antingen ledas bort genom en skorsten eller ledas till en panna för destruktion av luktämnen. En leverantör av bandtorkar föreslår en skrubber för att skrubba bort luktämnen i det stora luftflödet.

## 4 Fallstudier

Etanolanläggningen på Händelö är väl integrerad med kraftvärmeanläggningen på ångsidan. Ånga vid 16 bar finns tillgänglig för leverans från Händelöverket, vilken Agroetanol reducerar till 4 barsånga innan den används i processen. Från etanolfabriken returneras kondensat vid 110 °C tillbaka till Händelöverket. Biogasanläggningen är integrerad på värmesidan då den värms upp genom intag av uppvärmd drank. Ur energimässig och ekonomisk synvinkel kan det vara fördelaktigt att även etablera teknik på biogasanläggningen för gasrening och torkning som drar nytta av de värmeflöden som finns vid energikombinatet. Röt-kammaren fordrar normalt tillsats av värme men eftersom drank till biogasanläggningen på Händelö vid leverans har en temperatur på 40-80 °C är det i detta fall inte nödvändigt med ytterligare uppvärmning av substratet innan eller under rötningsprocessen.

Idag finns en etanolfabrik som förutom etanol producerar foder från dranken som uppstår som restprodukt vid jäsningsen. Uppskattningsvis 95% av dranken torkas idag till foder medan resterande del används för produktion av biogas i en liten biogasanläggning. Biogödseln som uppstår som restprodukt vid biogasproduktionen körs ut till närliggande lantbruk. Anledningen till att biogasanläggningen idag är relativt småskalig är att anläggningen byggts ut i takt med att marknaden för fordonsgas ökat i Norrköpingsområdet. Anläggningen producerade i sitt ursprungliga utförande 13 GWh/år (motsvarande 270 Nm<sup>3</sup> biogas/h), men under 2009 byggdes kapaciteten ut till 26 GWh/år (motsvarande 540 Nm<sup>3</sup> biogas/h). I sydvästra Sverige finns ett naturgasnät och biogasen kan då matas in på naturgasnätet där det redan finns en etablerad marknad för gas. Med liknande förutsättningar hade biogasanläggningen på Händelö sannolikt byggts större från början.

Tre fallstudier har gjorts för hur ånga och övriga värmeflöden i energikombinatet kan integreras med biogasanläggningen. Fallstudie 1 utgår från dagens energikombinat med en liten biogasanläggning, där dagens uppgraderingsteknik med vattenabsorption jämförs med värmekrävande kemisk absorption. Biogödseln koncentreras inte utan körs ut med lastbil. Fallstudie 2 och 3 är fiktiva koncept för stora biogasanläggningar baserade på att hälften av all drank används för biogasproduktion medan den andra hälften torkas till foder. Fallstudie 2 och 3 har olika teknik för biogödseltorkning. I fallstudie 2 används en trumtork i kombination med bandtork, där spillvärme från ångtorken och etanolanläggningen driver bandtorken. Fallstudie 3 ger en jämförelse med fallstudie 2 där en större bandtork använder lågvärdig spillvärme från gasreningensanläggningen samt värmeenergi i kondensat från etanolanläggningen. Av den torkade biogödseln produceras pellets. Uppgradering med vattenskrubbteknik respektive kemisk absorption jämförs i både fallstudie 2 och 3, men med olika förutsättningar för att utnyttja spillvärme beroende på torkteknik. I fallstudie 3 finns möjlighet att använda spillvärme från gasreningensanläggningen till bandtorken. En sammanställning över de tre fallstudierna ses i Tabell 13.

Tabell 13. Sammanställning över de tre fallstudierna.

Table 13. Compilation of case studies.

		<b>Torkning biogödsel</b>	<b>Uppgradering biogas</b>
<b>Fallstudie 1</b>	Liten biogasanläggning	Ingen torkning	Vattenabsorption Kemisk absorption
<b>Fallstudie 2</b>	Stor biogasanläggning	Trumtork + bandtork	Vattenabsorption Kemisk absorption
<b>Fallstudie 3</b>	Stor biogasanläggning	Bandtork	Vattenabsorption Kemisk absorption

Förutsättningar enligt Tabell 14 gäller för analys av fallstudier och kalkyler. Investerings- och driftkostnader i kalkyler är baserade på aktuella, max ett år gamla, leverantörsuppgifter.

Tabell 14. Förutsättningar för analys av fallstudie

Table 14. Conditions for analysis of case studys

<b>Grundförutsättningar</b>		
El	0,7	kr/kWh
Drifttid	8500	h/år
Ek. livslängd	15	År
Kalkylränta	5	%
Metanhalt i biogas	55	vol-%
Gasutbyte från drank <sup>26</sup>	302	Nm <sup>3</sup> CH <sub>4</sub> /ton TS
Värme <sup>27</sup>	0,53	kr/kWh
Vatten	10	kr/m <sup>3</sup>
Underhåll	2,5	% av investering i maskinutrustning
Manår	600 000	kr
Byggkostnader och anslutningar	30	% av processdelskostnad
Elinstallation	10	% av processdelskostnad
Påslag invest, oförutsett	10	% av investeringskostnad
Värde biogas <sup>28</sup>	0,55	kr/kWh

<sup>26</sup> SGC Rapport 200 Substrathandbok för biogasproduktion, My Carlsson och Martina Uldal 2009

<sup>27</sup> Beräknat fjärrvärmepris för industrikunder i Norrköping under 2009

<sup>28</sup> Biogaspris 2009 enligt rapport "Mer Biogas – förutsättningar för lantbruksbaserad biogas", Benjaminsson et al 2009

Värde torkad biogödsel <sup>29</sup>	0,24	kr/kWh
Värde foder <sup>30</sup>	1600	kr/ton
<b>Rötning</b>		
Elbehov rötning <sup>31</sup>	0,2	kWh el/Nm <sup>3</sup> rågas
Värmebehov rötning <sup>32</sup>	0,045	kWh/kWh biogas
<b>Vattenskrubber<sup>33</sup></b>		
El	0,3	kWh el/Nm <sup>3</sup> rågas
Metanförlust	1	vol-%
Värme	0	kWh värme/ Nm <sup>3</sup> rågas
Värmeåtervinning	70	% av ingående el som kylvatten, 53 °C
Vatten	1	liter/Nm <sup>3</sup> rågas
<b>Kemisk absorption<sup>34</sup></b>		
El	0,13	kWh el/Nm <sup>3</sup> rågas
Metanförlust	0,1	vol-%
Värmebehov	0,65	kWh värme/Nm <sup>3</sup> rågas
Värmeåtervinning	80	% av ingående värme som kylvatten, 60 °C
Vatten	0	liter/Nm <sup>3</sup> rågas

För varje fallstudie ges tre översiktliga diagram över energikombinatet. De visar massflöden, energiflöden samt ett förslag till hur energikombinatets värmefflöden kan integreras. En ekonomisk analys följer därpå med bedömning av investerings- och driftkostnader till biogasanläggningens delar som rötning, gasrening och koncentrerings av biogödsel. I fallstudie 1 görs känslighetsanalys av hur priset på hetvatten eller ånga, med eller utan värmeåtervinning, påverkar valet av gasreningsteknik. I fallstudie 2 görs känslighetsanalys av hur priset på hetvatten eller ånga påverkar valet av gasreningsteknik samt av hur kostnad för torkning påverkas av ångpriset. Vidare görs känslighetsanalys i fallstudie 2 av hur ångpriset, foderpriset och priset på uppgraderad gas påverkar lönsamheten i att använda draken till foder eller biogasproduktion. I fallstudie 3 görs känslighetsanalys av hur priset på hetvatten eller ånga påverkar val av gasreningsteknik och kostnad för torkning, då avsättning av spillvärme från gasreningens anläggningen föreligger till en bandtork.

<sup>29</sup> Avvägt värde vid referensgruppsmöte oktober 2009

<sup>30</sup> Se kapitel 4.2.3

<sup>31</sup> Tomas Reinhold 2009 efter genomgång av verkliga driftsdata av biogasanläggningar i södra Sverige

<sup>32</sup> Effektiv produktion av biodrivmedel, sidan 32. Nettoenergiförbrukningen av värme är under 5 %.

<sup>33</sup> Rune Simonsson, Malmberg Water AB

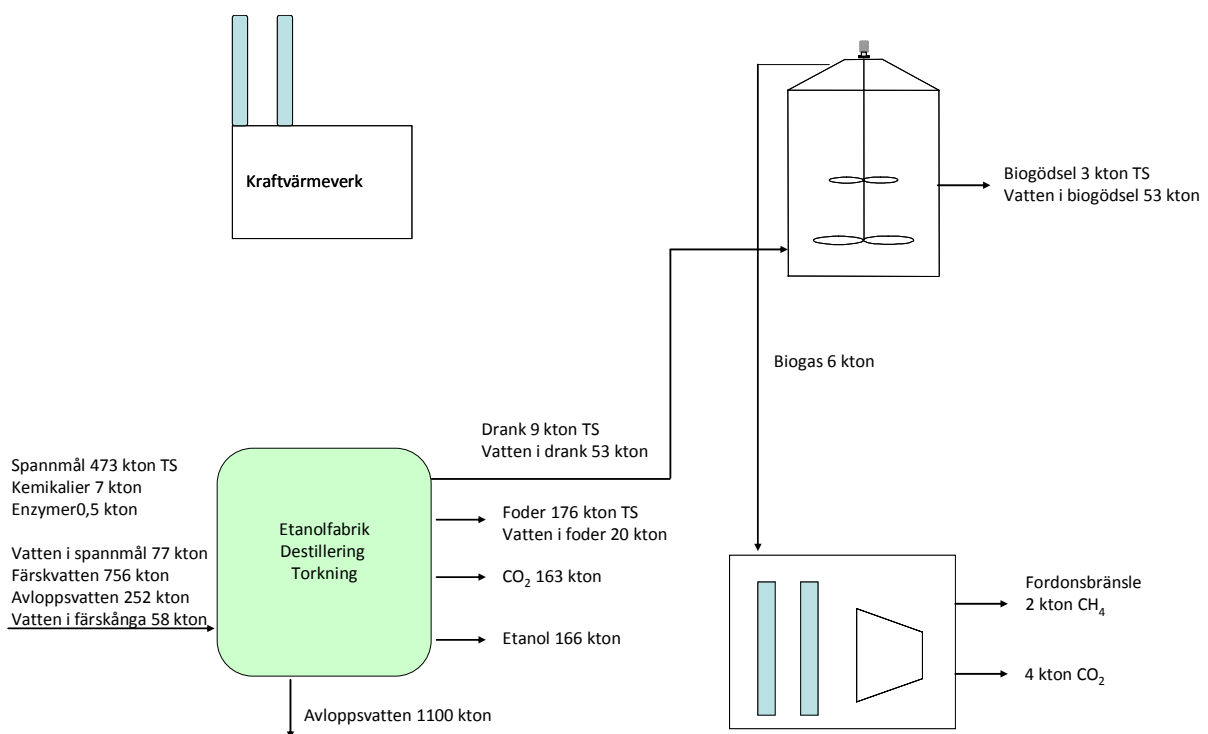
<sup>34</sup> Lars Evert Karlsson, Läckby Water AB



#### 4.1 Fallstudie 1 - liten biogasanläggning

Massbalansen för etanol- och biogasanläggningen enligt fallstudie 1 ses i Figur 28.<sup>35</sup> Till etanolfabriken tillsätts spannmål, kemikalier och enzymer. I den tillförda spannmålen finns cirka 14 % fukt och därtill tillsätts drygt 1000 000 ton/år vatten i form av 75 % färskvatten och 25 % avloppsvatten som är processvatten från industriansläggning och tork där foder torkas. 95 % av dranken torkas till foder, medan 5 % säljs som råvara till biogasanläggningen. Utgående flöden från etanolanläggningen är nära 200 000 ton/år foder och lika andelar etanol och koldioxid motsvarande drygt 160 000 ton per år vardera.<sup>36</sup> Knappt en fjärdedel av avloppsvattnet återanvänds i etanolfabriken medan resterande del behandlas i reningsverk.

Dagens biogasanläggning rötar drankvatten, sirap och spannmål men för att underlätta jämförelse med fallstudie 2 och 3 antas emellertid att all biogasproduktion i fallstudie 1 baseras enbart på drank med 14 % TS-halt. Drygt 60 000 ton/år drank körs med lastbil till biogasanläggningen. Av 9000 ton/år TS bryts två tredjedelar ned till biogas medan resterande tredjedel blir kvar i biogödseln. Gasreningsanläggningens huvuduppgift är att separera koldioxid och metan. Även om metan utgör drygt hälften av gasflödet väger koldioxiden dubbelt så mycket som metanen. Koldioxidflödet släpps ut till atmosfär medan metanen används som fordonbränsle



Figur 28. Massbalans för fallstudie 1

Figure 28. Mass balance for case study 1

<sup>35</sup> Etanolfabrikens massbalans är upprättad med data från "Energianalys av etanolproduktion; en fallstudie av Lantmännen Agroetanols produktionssystem i Norrköping", Paulsson (2007)

<sup>36</sup> Information från Lantmännen Agroetanols hemsida

En energibalans för fallstudie 1 ges i Figur 29. Insatt processenergi är illustrerad som vertikala energiflöden medan effektiva värmevärden i massflöden enligt Figur 28 visas som horisontella energiflöden. Till etanolfabriken tillsätts spannmål som har ett effektivt värmevärde på knappt 2300 GWh/år och denna energi delas därefter upp i främst etanol och foder. Den mindre mängd drank som rötas har ett effektivt värmevärde på nära 50 GWh/år. Som insats för etanol- och foderproduktionen åtgår cirka 600 GWh/år ånga, drygt 70 GWh/år el och 14 GWh/år gasol. Gasolen används som beskrivits i kapitel 2.2 till att oxidera ventilationsgaser från ångtorken som annars orsakar luktproblem. Större delen, cirka 500 GWh/år, av tillsatt energi till etanolanläggningen blir till kylvatten och värmeförluster. Cirka 90 GWh/år finns kvar i returkondensatet.

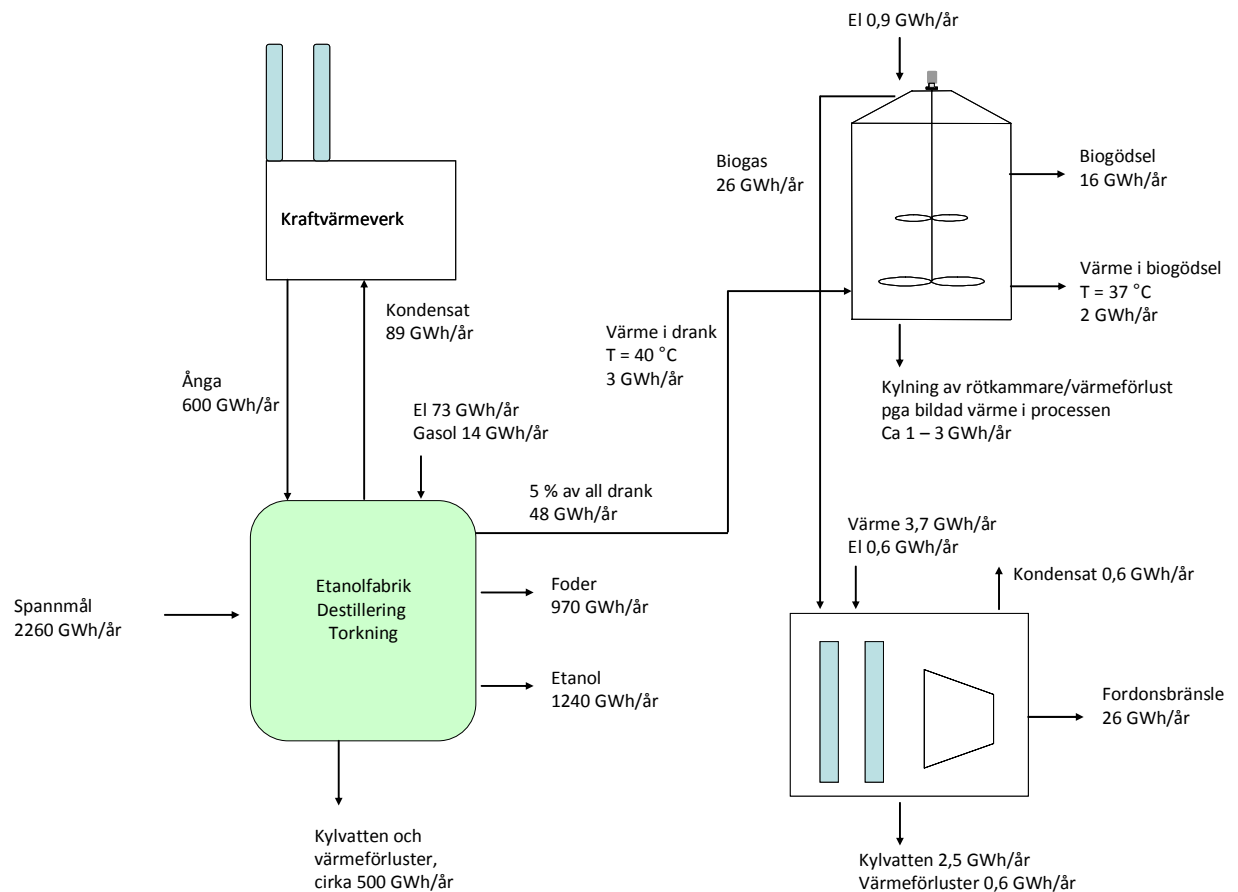
Det effektiva värmevärdet i drank motsvarar uppskattningsvis 5,5 kWh/kg.<sup>37</sup> Energiinnehållet i drank fördelas på 26 GWh/år biogas och 16 GWh/år effektivt värmevärde i biogödseln.<sup>38</sup> Därtill alstras värmeenergi av den biologiska nedbrytningsprocessen i rötammaren vilket motsvarar en okänd energimängd, betingelser för när och i vilken omfattning värme bildas i rötammare är inte helt kända.<sup>39</sup> Energibalansen till rötammaren i Figur 29 går inte riktigt ihop vilket kan bero på felkällor i uppskattat värmevärde i drank och biogödsel. Drank som går till biogasanläggningen är föruppvärmd vilket ger ett energitillskott på 3 GWh/år. Den utgående biogödseln håller nästan samma temperatur men mängden är något mindre på grund av att mer än hälften av TS brutits ned till biogas. Värmeenergin i utgående biogödsel är omkring 2 GWh/år och biogödseln kyls ned i slutlagret till omgivningens temperatur. El tillsätts också till rötammaren vilket behövs till främst pumparbete och omrörning.

I Figur 29 visas energiflödet till en gasreningsanläggning med kemisk absorption. Det ingående biogasflödet på 26 GWh/år fördelas under uppgraderingen på ett flöde med fordonsbränsle där hela energimängden återfinns och ett koldioxidflöde där ingen energi kan utnyttjas. Ingående tillsatsenergi till processen är knappt 4 GWh/år ånga och 0,6 GWh/år el. Av den ingående ångan kvarstår 0,5 GWh/år i returkondensatet medan 2,5 GWh/år kan återvinnas som lågvärdig spillvärme.

<sup>37</sup> Analys av effektivt värmevärde i Agrodrank 90 utförd av Olle Nyström, Grontmij, december 2009

<sup>38</sup> Biogödsel har effektivt värmevärde 5,0 kWh/kg enligt ”Samproduktion av etanol och kraftvärme – Integreringsmöjligheter i energikombinat”, Hagberg (2008)

<sup>39</sup> Anna Lundberg, Svensk Biogas. Referensgruppsmöte oktober 2009



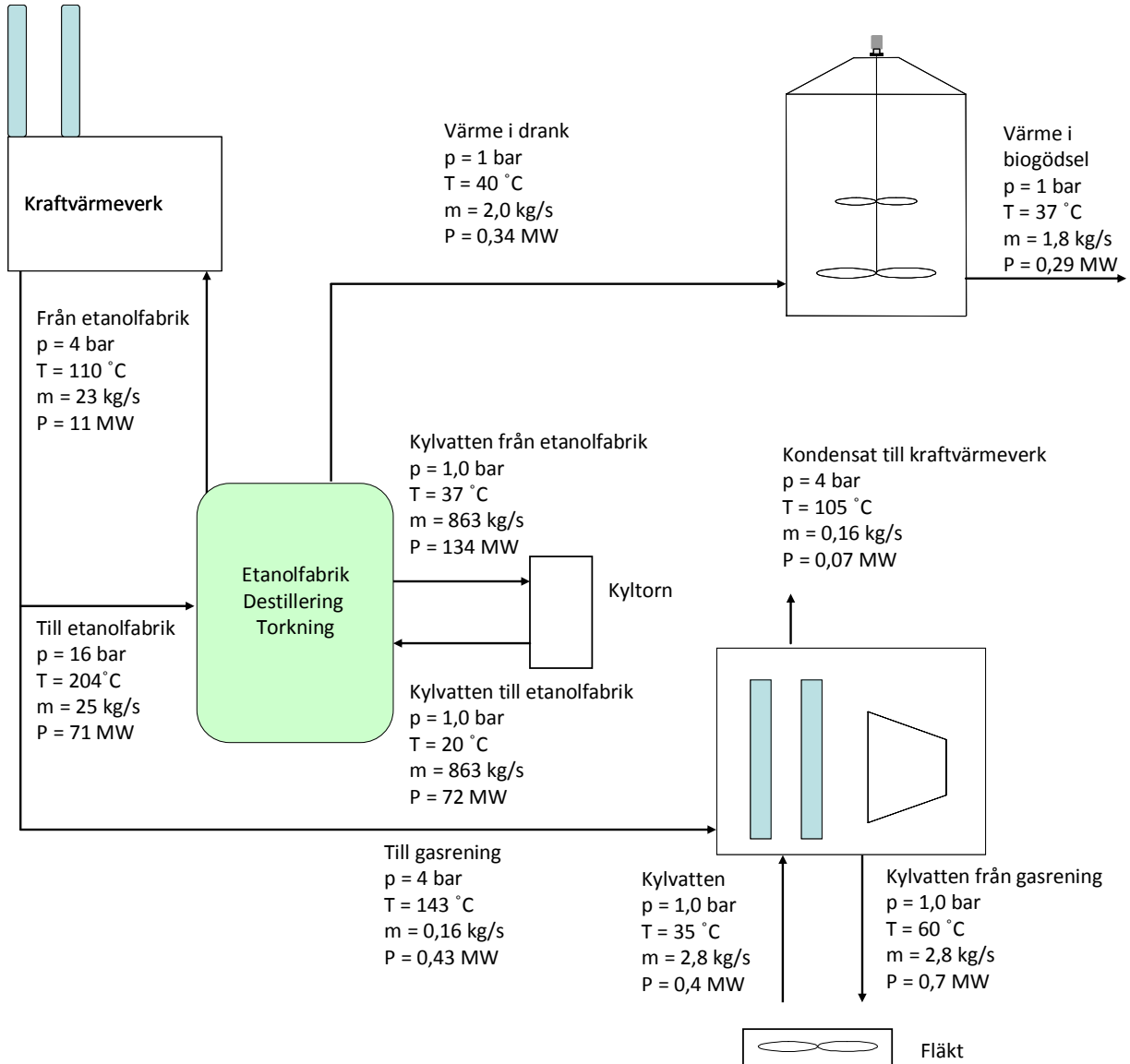
Figur 29. Dagens energikombinat där gasrening byts ut mot kemisk absorption.

Figure 29. Today's combined energy plant where the upgrading technique is changed to chemical absorption.

I Figur 30 visas ång- och värmeflöden för fallstudie 1. Till etanolfabriken kommer ånga vid 16 bar och returkondensatet har temperaturen 110 °C. I produktionsprocessen åtgår 10 % av ångflödet medan 90 % återfinns i returkondensatet. Den största delen av tillförd energi till etanolfabriken övergår i spillvärme vid knappt 40 °C som kyls bort i kyltorn.

Biogasanläggningen är integrerad genom att drank redan är uppvärmd till rätt temperatur för rötning. Ibland är dranken alltför varm och då kyls den innan den skickas in till rötkammaren. Skillnaden mellan fallstudie 1 och dagens energikombinat är att gasreningstekniken byts ut från vattenskrubbning mot kemisk absorption. Ånga som behövs till regenereringsprocessen tas från Händelöverket och det antas att ångan tryckreduceras till 4 bar. Returkondensatet leds därefter tillbaka till Händelöverket. Ingen avsättning föreligger för spillvärme från gasreningensanläggningen som håller 60 °C, utan spillvärmens kyls bort. Om uppgraderingsanläggningen hade varit installerad vid en biogasanläggning där substratet inte redan är föruppvärmt, så hade det varit möjligt att använda en del av spillvärmens från gasreningen till att värma upp

rötkammaren. I normalfallet behövs uppvärmning i rötkammaren men inte i detta fall. Normalt värmeväxlas även utgående flöde av biogödsel mot inkommande kallt substrat, vilket inte är möjligt i fallstudie 1 då dranken levereras varm.



Figur 30. Ång- och värmeflöden till fallstudie 1.

Figure 30. Energy flows of case study 1.

#### 4.1.1 Ekonomi – Fallstudie 1

En översikt över investerings- och driftskostnader till fallstudie 1 ges av Tabell 15. Som jämförelse ges totalkostnad som Mkr/år för respektive kostnadspost i högra kolumnen.

Tabell 15. Investerings- och driftskostnader till fallstudie 1.

Table 15. Investment and operational costs to case study 1.

			<b>Mkr/år</b>
Gasproduktion	26	GWh/år	
<b>Rötning</b>			
Investeringskostnad	42	Mkr	4,0
El <sup>40</sup>	950	MWh/år	0,7
Värme	1 200	MWh/år	0,6
Drift			2,1
Kostnad rötning	0,28	kr/kWh	7,4
<b>Uppgradering, vattenskrubber</b>			
Investeringskostnad	16	Mkr	1,5
El	1 420	MWh/år	1,0
Värme	0	MWh/år	0
Drift			0,4
Kostnad uppgradering	0,11	kr/kWh	2,9
<b>Uppgradering, kemisk absorption</b>			
Uppgraderingsanläggning	16	Mkr	1,6
Anslutning ånga, 1 km	3,3	Mkr	0,3
El	615	MWh/år	0,4
Värme	3 070	MWh/år	1,6
Drift			0,2
Kostnad uppgradering	0,16	kr/kWh	4,1

Kostnaden för rötning är ungefär dubbelt så stor som gasreningskostnaden. Vattenskrubber har lägre totalkostnad i jämförelse med kemisk absorption för fallstudie 1. I uppgraderingskostnaden för kemisk absorption ingår en 1 km lång ledning för ånga respektive returkondensat med en investeringskostnad på uppskattningsvis drygt 3 Mkr. Denna kostnad blir lägre för anläggningar som är belägna närmare värmekällan. Om det

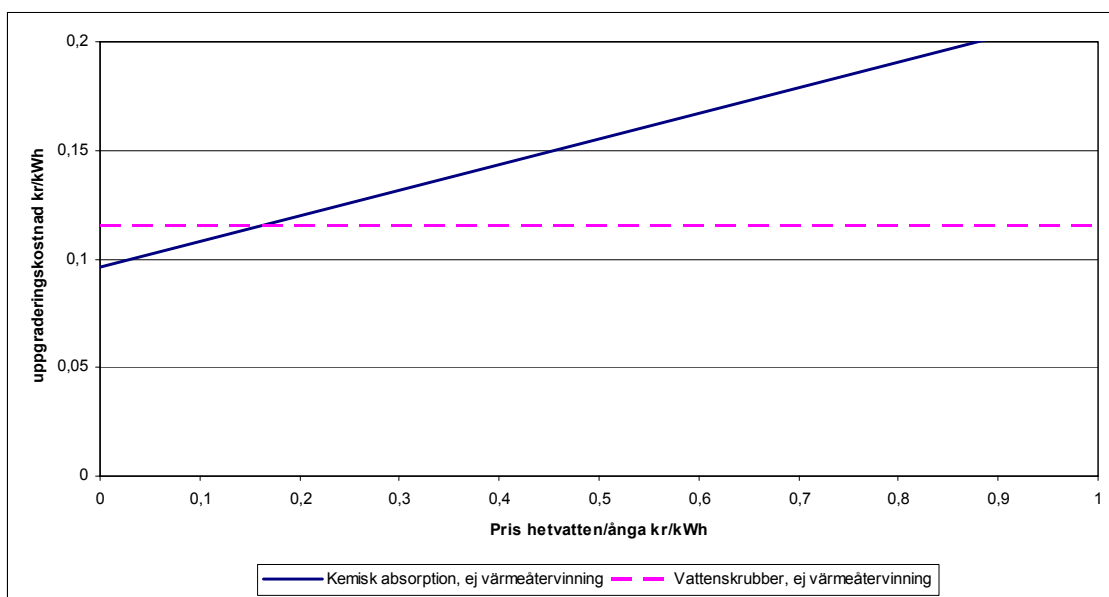
<sup>40</sup> Enligt Tomas Reinhold, drifttekniker på Grontmij AB, är elanvändningen cirka 0,2 kWh/Nm<sup>3</sup> rågas för rötning

ej finns tillgång till närbelägen ånga måste emellertid investering göras i ångpanna eller tryckvattenpanna.

Kemisk absorption har en högre totalkostnad än vattenabsorption i detta beräkningsfallet då ingen avsättning för spillvärme föreligger. Kemisk absorption har emellertid fördelen att metanförlusten är så låg som 0,1 %, medan metanförlusten för vattenabsorption är omkring 1 % av ingående metangas till anläggningen. Kostnaden för den extra gasproduktion som kemisk absorption ger är  $4,1 - 2,9 = 1,2$  Mkr/år vilket för en extra produktion av 0,25 GWh/år motsvarar 4,8 kr/kWh. Denna marginalkostnad är drygt tio gånger så hög som biogasens produktionskostnad på cirka 0,4 kr/kWh. Om metanförlust som uppkommer vid vattenabsorption ska destrueras för att inte komma ut i atmosfären tillkommer en investering. En sådan investering höjer uppgraderingskostnaden för vattenabsorption med cirka 0,01 kr/kWh<sup>41</sup>, motsvarande en kostnad på en kvarts miljon kronor per år. Kemisk absorption är därför inget ekonomiskt alternativ i fallstudie 1.

#### 4.1.2 Känslighetsanalys – Fallstudie 1

Figur 31 visar en känslighetsanalys över hur priset på hetvatten eller ånga styr valet av gasreningsteknik. Idag är priset 0,53 kr/kWh på hetvatten eller ånga. För detta fall ska värmeenergi ha ett pris understigande 0,15 kr/kWh för att det ska vara mer ekonomiskt med kemisk absorption i jämförelse med vattenskrubbteknik.

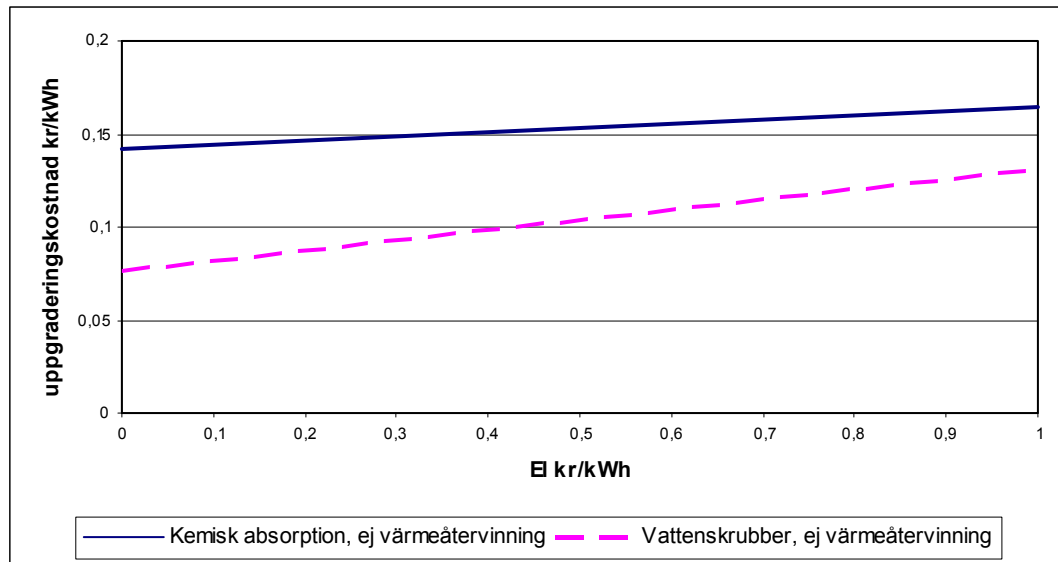


Figur 31. Ång-/hetvattenprisets inverkan på val av uppgraderingsteknik i fallstudie 1.

Figure 31. Steam/Hot water price impact on upgrading technique regarding case study 1..

<sup>41</sup> Distributionsformer för biogas och naturgas i Sverige, Benjaminsson et al (2009).

Figur 32 visar elprisets inverkan på val av uppgraderingsteknik. Inget studerat elpris gör kemisk absorption till en mer kostnadseffektiv uppgraderingsteknik för fallstudie 1. Idag är elpriset 0,7 kr/kWh.



Figur 32. Elprisets inverkan på val av uppgraderingsteknik i fallstudie 1.

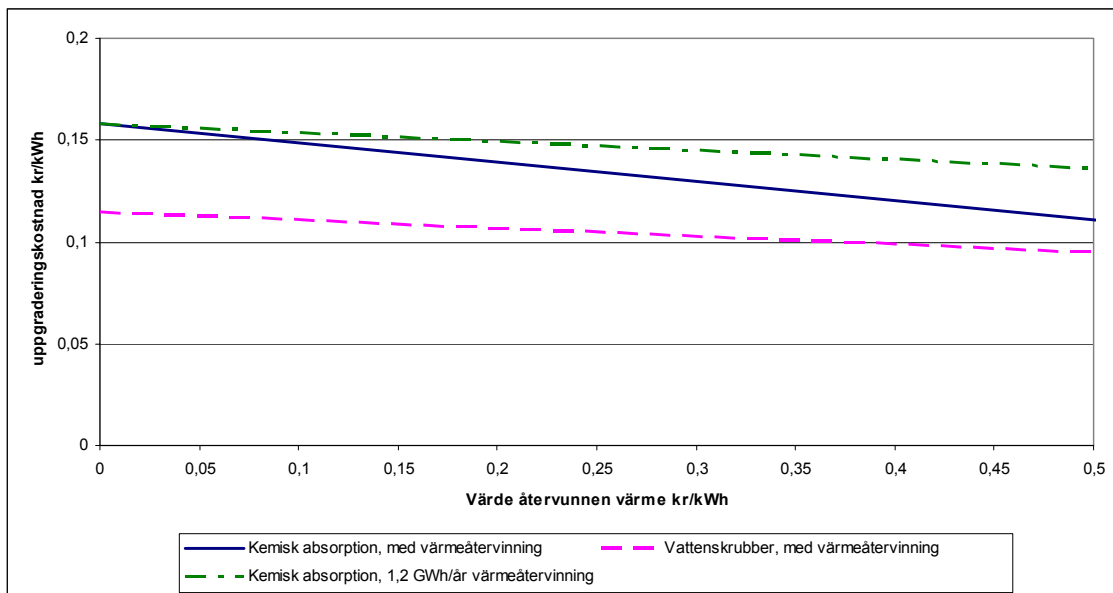
Figure 32. Electricity price impact on upgrading technique in case study 1.

Det är möjligt att återvinna värme även från gasreningsanläggningarna och använda värmen för uppvärmning av exempelvis rötkammare eller till förångning av propan vid propaninblandning då gas matas in till naturgasnätet.<sup>42</sup> För fallstudie 1 föreligger inte någon avsättningsmöjlighet för spillvärme, men följande resonemang gäller för biogasanläggningar med ett värmebehov. Från vattenskrubbers kylsystem kan värme återvinnas då dess kompressorer kyls. Cirka 70 % av ingående el till vattenskrubbern kan på det sättet återvinnas vid 53 °C. Från kemisk absorption kan omkring 80 % av ingående värmeenergi återvinnas vid 60 °C. Till uppvärmning av rötkammare behövs cirka 1,2 GWh/år för denna storlek av biogasanläggning. Känslighetsanalys i Figur 33 visar priset för uppgradering med 100 % avsättning för spillvärme respektive om avsättningen begränsas till 1,2 GWh/år vilket motsvarar den värmeenergi som behövs i rötkammaren. Från gasreningsanläggningen med kemisk absorption finns cirka 2,5 GWh/år spillvärme och från vattenskrubbern kan maximalt 1 GWh/år återvinnas som lågvärdig värme. Det gör att avsättning för all spillvärme finns för en vattenskrubberanläggning, medan kemisk absorption måste ha större avsättning än vad som normalt är nödvändigt för uppvärmning av rötkammaren. Därför visas två fall för avsättning av spillvärme från kemisk absorption.

Figur 33 visar priset för uppgradering då ingående ånga till gasreningsanläggningen har ett fixt pris på 0,5 kr/kWh, medan värdet av spillvärmens varierar mellan 0 och 0,5

<sup>42</sup> Propaninblandning sker för att höja den uppgraderade biogasens värmevärde till samma värmevärde som naturgas.

kr/kWh. I känslighetsanalysen har det antagits att värmeenergi vid 53 °C som återvinns från vattenskrubbern har samma värde i kr/kWh som värmeenergi vid 60 °C som återvinns från kemisk absorption. Känslighetsanalysen visar att även om avsättning föreligger för all spillvärme från kemisk absorption är ändå vattenabsorption mer intressant för denna storleksordning av anläggningar.



Figur 33. Hetvattenprisets inverkan på val av uppgraderingsteknik då värme kan återvinnas från uppgraderingsanläggningen i fallstudie 1.

Figure 33. Hot water price impact on upgrading technique when heat can be recovered from the upgrading plant in case study 1.



## 4.2 Fallstudie 2 - stor biogasanläggning med kombinerad trum- och bandtork

Fallstudie 2 är ett fiktivt fall med ett system där halva mängden drank går till biogasproduktion, medan andra halvan på samma sätt som idag torkas till foder. I Figur 34 visas en massbalans för fallstudie 2. I jämförelse med fallstudie 1 är foderproduktionen halverad eftersom halva drankflödet går till biogasproduktion. I röttkammaren bryts två tredjedelar av torrsubstansen ned till biogas medan en tredjedel av torrsubstansen finns kvar i biogödseln. I gasreningsanläggningen delas biogasflödet upp på en separat ström med koldioxid och en annan separat ström med fordonsbränsle innehållande metan.

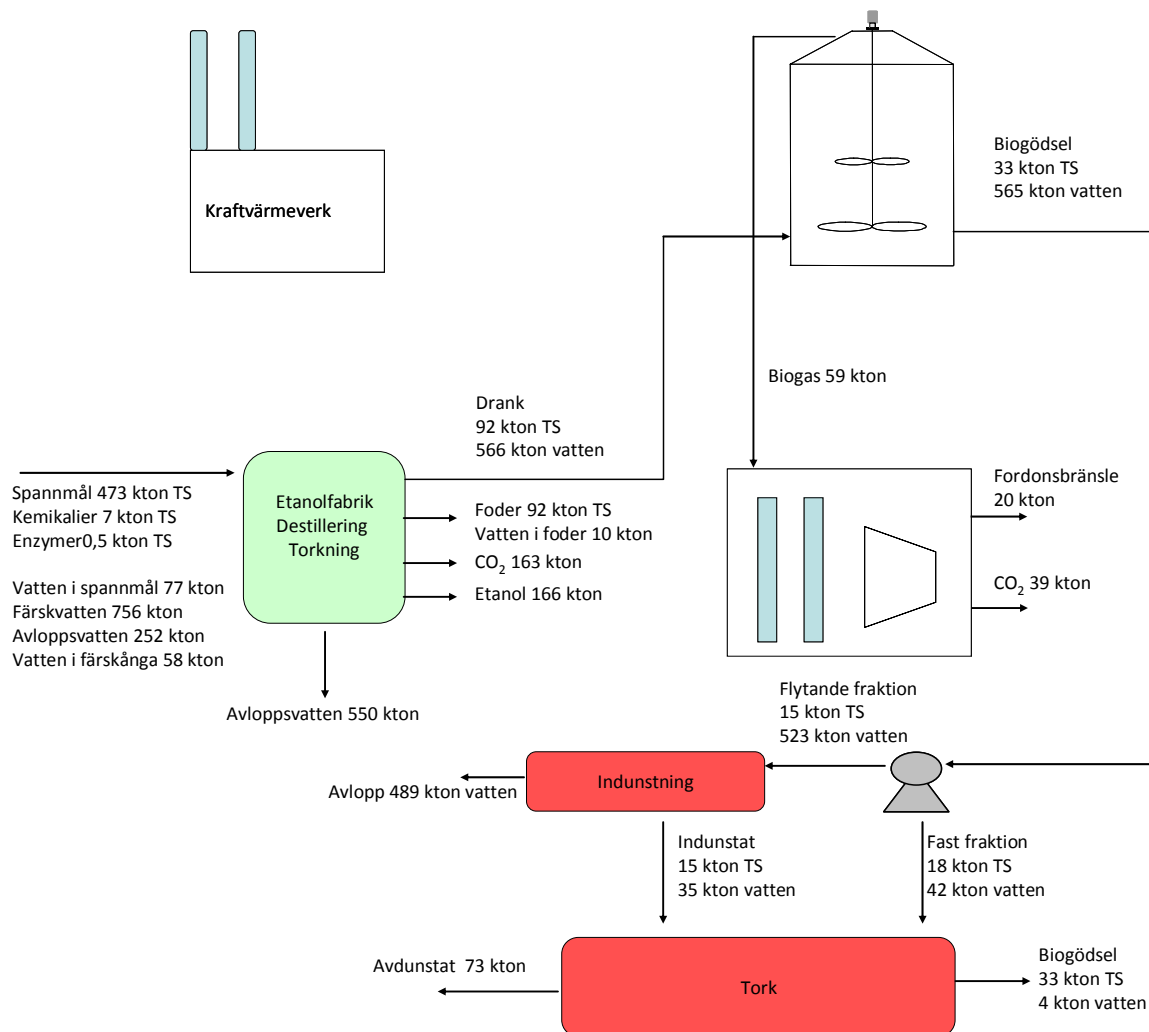
Vid dagens biogasanläggning avvattnas inte biogödsel utan den körs ut i blöt form ut till lantbrukare. För fallstudie 2 skulle uttransport av blöt biogödsel medföra mycket transporter. Således är det aktuellt att titta på system för torkning av biogödsel. Mekanisk avvattning, indunstning, torkning och pelletering används för att separera biogödseln till torra pellets, avloppsvatten och avdunstat vatten som följer med torkluft ut till atmosfären. Under mekanisk avvattning delas det 600 000 ton/år stora biogödsel-flödet upp i en fast fraktion om 60 000 ton med 30 % TS-halt<sup>43</sup> och en flytande fraktion om 540 000 ton med 3 % TS-halt. Den fasta fraktionen från mekanisk avvattning går till torken medan den flytande fraktionen koncentreras i en indunstningsanläggning. I indunstningsanläggningen dunstas 490 000 ton/år bort medan en fast fraktion om 50 000 ton/år återstår och leds till torken. Till torken kommer således ett flöde från indunstningsanläggningen och ett flöde från den mekaniska avvattningen. Båda flödena har en TS-halt omkring 30 %.<sup>44</sup> Utgående torkad biogödsel har en TS-halt på 90 %. Etanolanläggningen använder endast 250 000 ton/år avloppsvatten som spädvatten med malt vete. Då det redan finns tillgång till tillräckliga mängder avloppsvatten från etanolfabriken i fallstudie 2, måste avlopp från indunstningsanläggning och tork behandlas i befintligt reningsverk som etanolfabriken är ansluten till eller användas som bevattningsvatten. Enligt Figur 34 avdunstas drygt 70 000 ton/år i biogödseltorken, av detta kommer cirka 20 000 ton från ångtorken och detta flöde kommer i kondenserad fas eftersom värmeåtervinning sker från bortdunstate ångor. Merparten av det avdunstate vattnet, drygt 50 000 ton/år, förs bort med ett stort luftflöde. Hela avluftmängden från bandtorken kommer att lukta och platsens deodoriseringskrav avgör hur luftflödet ska behandlas. Om lukten är vattenbunden kan kondensering lösa luktproblemet, men då kan det krävas att vattnet behandlas. Annars kan en kemisk lösning i skrubber avlukta luftströmmen.

I Figur 34 visas en massbalans för fallstudie 2. Förklaringar till massflöden i etanolanläggningen beskrivs under massbalansen för fallstudie 1 i Figur 28. Gasreningstekniken i Figur 34 kan vara både vattenskrubberteknik och kemisk absorption, då funktionen att separera koldioxid och metan är densamma för båda

<sup>43</sup> Daniel Frosterud, Christian Berner. Tester behöver dock utföras för att verifiera 30 % TS-halt.

<sup>44</sup> Det är möjligt att indunsta biogödsel från rötad drank upp till 30 % TS-halt. Det finns en referensanläggningar för ändamålet i Tyskland enligt Frank Börner, GEA Wiegand GmbH den 25 september 2009

teknikerna. I flödesdiagrammen för energi och värme i Figur 35 och Figur 36 visas emellertid energianvändning för gasrening med kemisk absorption.



Figur 34. Massbalans för fallstudie 2

Figure 34. Mass balance for case study 2

Energibalansen för fallstudie 2 ges av Figur 35. I etanolfabriken reduceras ångbehovet med 25 % jämfört med fallstudie 1, eftersom halva drankflödet nu går till biogasproduktion istället för till foder och således reduceras ångbehovet till fodertorken. Torrsubstansen i den drank som går till biogasanläggningen har ett effektivt värmevärde på uppskattningsvis 510 GWh/år. I rötningsprocessen bildas knappt 280 GWh/år biogas medan återstoden av torrsubstansen i biogödseln har ett effektivt värmevärde på 165 GWh/år. Balansen för biogasanläggningen går således inte riktigt ihop. En felkälla är att nedbrytningsprocessen i röttningskammarna gör att värme produceras vid gröngasanläggningar baserade på grödor. Dessutom finns det en osäkerhet i uppskattningen av biogödselns sammansättning och energiinnehåll.

I Figur 35 visas uppgradering med kemisk absorption. Processen har ett nettoenergibehov på 33 GWh/år ånga och 7 GWh/år el. Cirka 80 %, motsvarande 26

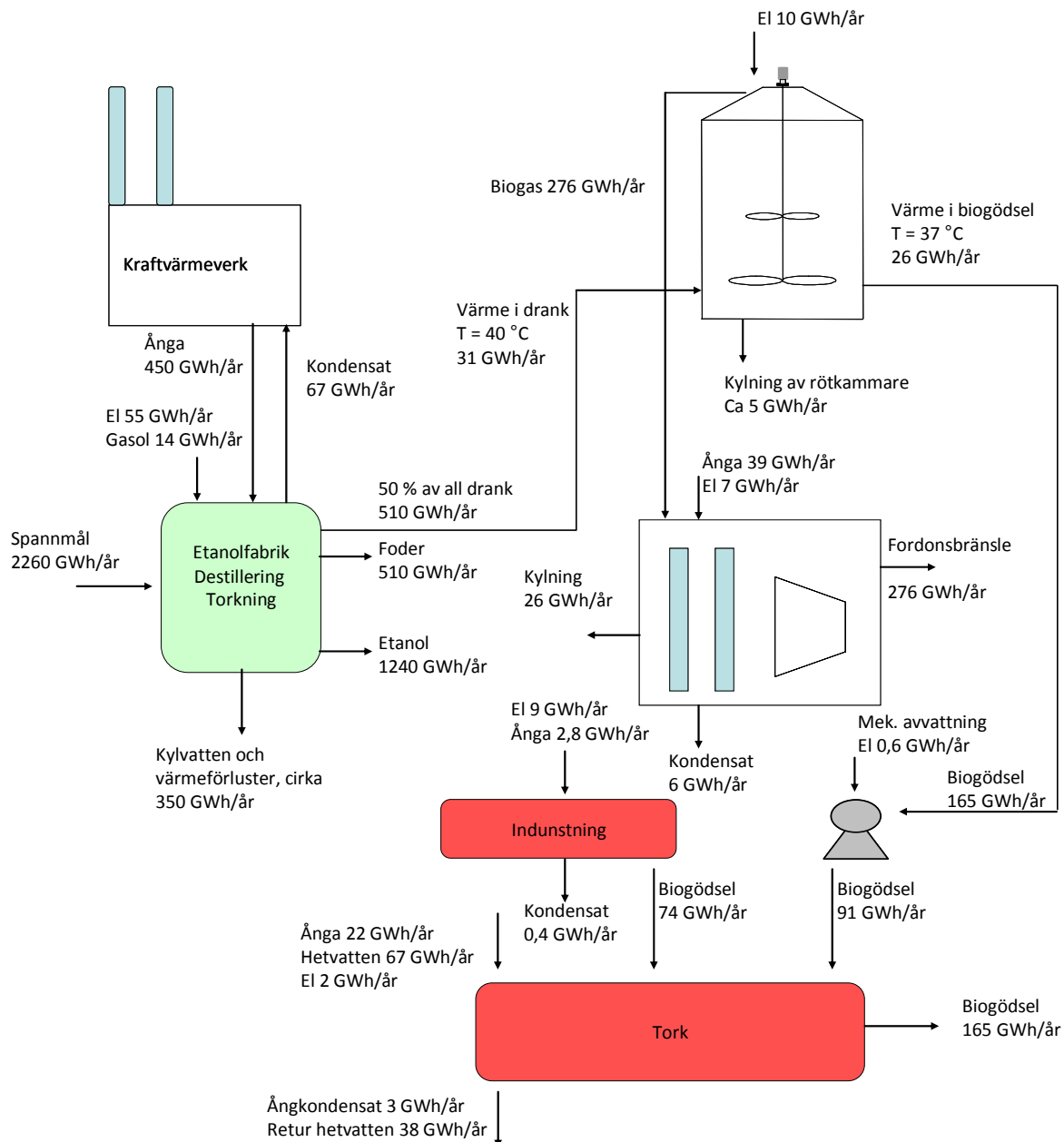
GWh/år, kyls bort med kylvatten och kan vid behov återvinnas från gasreningsanläggningen som lågvärdig spillvärme medan resterande 20 % är värmeförluster från anläggningen. Skillnaden om vattenskrubbteknik istället hade använts är att inget värmebehov då förelegat, medan elanvändningen hade varit drygt 8 GWh/år högre, det vill säga 15 GWh/år. Se närmare jämförelse mellan gasreningsteknikerna för fallstudie 2 i Tabell 16 och i bilaga C.

Till rötningsprocessen åtgår cirka 10 GWh/år el. På grund av värmeinnehållet i inkommande drank, som tidigare diskuterats, behövs ingen värmning. I stället behövs kylning i röt-kammaren under större delen av året för att hålla rötningstemperaturen vid 37 °C. Till mekanisk avvattning krävs omkring 0,6 GWh/år el. Industningsanläggningen är av typen mekanisk ångrekompresion och förbrukar främst el, 10 GWh/år. Nettoenergibehovet av värme för industningsanläggningen är 2,4 GWh/år vilket illustreras med ett ingående ångflöde av 2,8 GWh/år och utgående kondensatflöde om 0,4 GWh/år. Här antas att industningsanläggningen är i kontinuerlig drift. Om anläggningen har många driftstopp kommer ångbehovet att öka, då mycket ånga behövs vid igångsättning. Vid driftstart behövs 8000 kg ånga/h under 20 minuter, medan det i kontinuerlig drift åtgår 613 kg ånga/h<sup>45</sup>.

Principen för torken ses i bilaga B. Torkningen görs med en kombination av två typer av torkar, där avdunstade ångor från en ångtork samt kondensat från etanolfabriken driver en bandtork. Nettoenergibehovet för ångtorken är 19 GWh/år, vilket illustreras med ett inkommande ångflöde på 22 GWh/år och utgående kondensatflöde på 3 GWh/år. Bandtorken har ett nettoenergibehov på 29 GWh/år, där ett förslag enligt bilagan är att använda utgående kondensat (hetvatten i Figur 35) från etanolfabriken för att värma torkluften till bandtorken. Således skulle 29 GWh/år av de 67 GWh/år som finns i returkondensatet från etanolfabriken kunna användas i bandtorken.

---

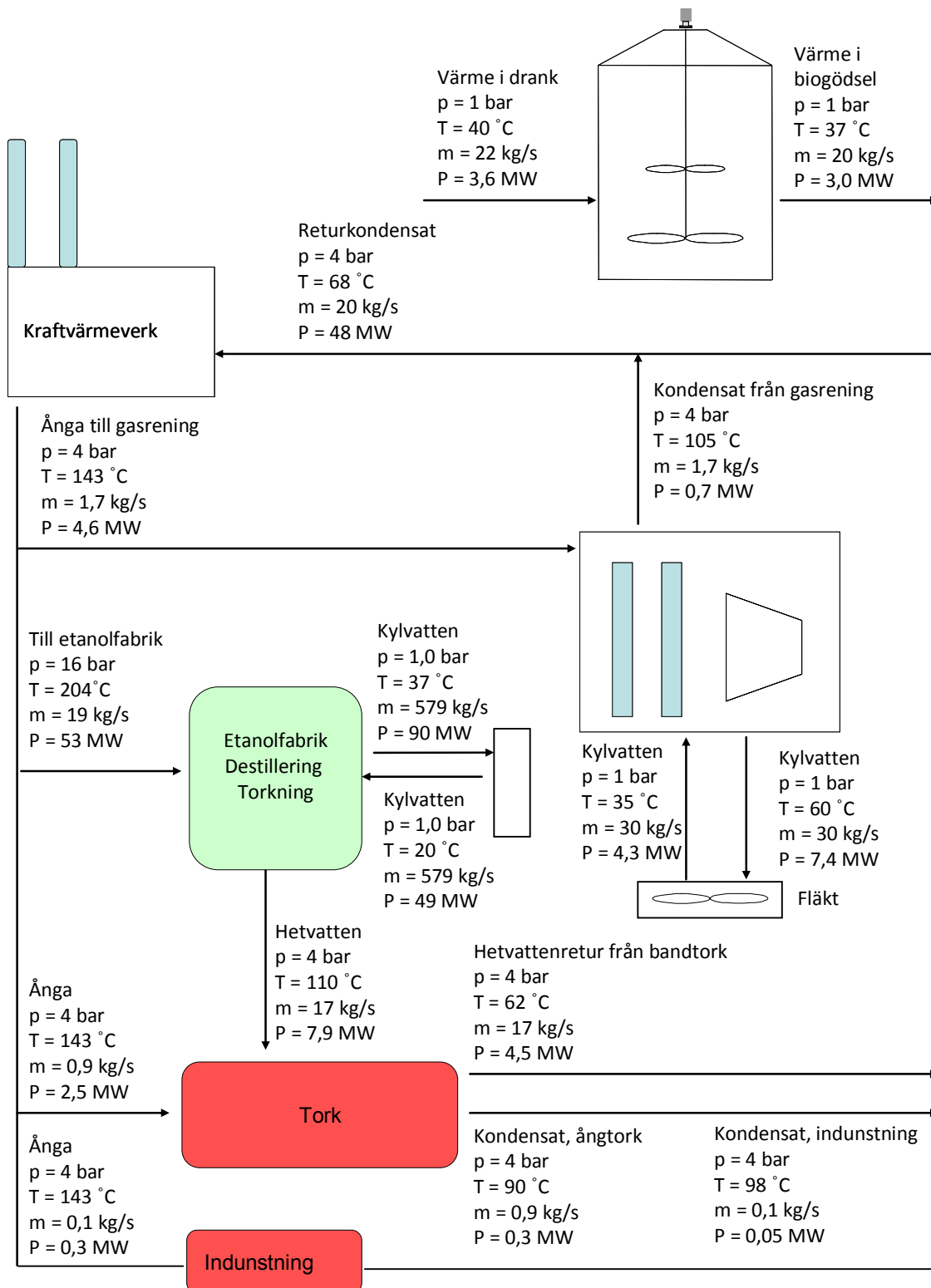
<sup>45</sup> GEA Wiegand 2008-12-03



Figur 35. Energibalans för fallstudie 2.

Figure 35. Energy balance for case study 2.

Figur 36 visar värmeflöden för hur ånga från kraftvärmeverket kan integreras med tork- och indunstningsanläggningen för biogödsel. Kondensat från etanolfabriken används för att värma torkluften till bandtorken, där rötresten förtorkas. Ånga från kraftvärmeverket används i ångtorken, där sluttorkningen sker. Se närmare illustration av konceptet för torkning i bilaga B.



Figur 36. Energiflöden till fallstudie 2.

Figure 36. Energy flows to case study 2.

#### 4.2.1 Ekonomi – Fallstudie 2

En sammanställning över ekonomi till fallstudie 2 ges av Tabell 16. För detaljer i kalkyl hänvisas till bilaga C. Som jämförelse ges totalkostnad som Mkr/år för respektive kostnadspost i högra kolumnen.

För rötning åtgår ungefär lika mängder el och värme. Att dranken levereras varm motsvarar ett värde av 6,5 Mkr/år, då denna uppvärmningskostnad annars hade infallit om dranken levererats kall. Kapitalkostnaden för anläggningsdelar till rötning, som rötkammare, omrörare och pumpar, motsvarar ungefär halva totalkostnaden för rötning. Totala kostnader dividerat med producerad biogas ger en rötningkostnad på cirka 0,15 kr/kWh biogas.

Vid jämförelse mellan uppgradering med vattenskrubber respektive kemisk absorption ses att investeringskostnaden för kemisk absorption är lägre. Det beror på att det är möjligt att bygga kemisk absorption i en linje, i jämförelse med vattenskrubber där maxkapaciteten idag är omkring 2000 Nm<sup>3</sup>/år per linje motsvarande en energimängd på nära 100 GWh/år. Kemisk absorption är en gasreningsprocess med lågt systemtryck vilket gör att exempelvis godstjockleken i absorptionskolonner inte ökar markant med ökande diameter på kolonner vilket gör tekniken gynnsammare för uppskalning än vattenskrubberteknik. Med givna förutsättningar i Tabell 14 ges bäst ekonomi för vattenskrubber (0,07 kr/kWh) i jämförelse med kemisk absorption (0,1 kr/kWh). Till uppgraderingsanläggningen med kemisk absorption åtgår knappt 33 GWh/år för uppvärmning, vilket utgör 60 % av totala uppgraderingskostnaden. I jämförelse mellan teknikerna har vattenabsorption en högre kostnad för elanvändning då mer än dubbelt så mycket el åtgår för vattenabsorption i jämförelse med kemisk absorption.

Mekanisk avvattning ger en total kostnad på 10 Mkr/år eller 17 kr/ton oavvattnad biogödsel. 90 % av kostnaden utgörs av polymerer vilket behövs för att göra avvattningen effektiv.<sup>46</sup>

Indunstning kostar omkring 37 kr/ton avdunstat eller motsvarande 31 kr/ton oavvattnad biogödsel. De största kostnaderna är kapital- och elkostnader. Då indunstningen är av typen mekanisk ångrekompresion åtgår det nästan fyra gånger mer el än ånga. En osäkerhetsfaktor är åtgången av svavelsyra som behövs för att ammoniumkväve ska stanna kvar i koncentratet istället för att följa med i bortdunstade ångor. Då svavelsyra tillsätts sjunker pH vilket gör att det huvudsakliga näringsämnet i biogödseln, ammoniumkväve, inte avgår. I beräkningsexemplet har en åtgång på 2 kg svavelsyra per ton avdunstat använts men tester bör utföras för att verifiera bedömningen om åtgång av svavelsyra.

Kostnaden för torkning i den kombinerade ång- och bandtorken är 440 kr/ton avdunstat eller 53 kr/ton oavvattnad biogödsel. I Tabell 16 ges kostnaden för nettoenergianvändning i torken, vilket betyder att kostnaden beräknas på ingående

---

<sup>46</sup> Inom föreliggande projekt har Noxon utfört ett avvattningstest där en större polymeranvändning var nödvändig för att erhålla goda separeringsdata under mekanisk avvattning

värmeenergi subtraherat med utgående värmeenergi. I grundkalkylen enligt Tabell 16 är färskånga från Händelöverket och kondensat från etanolfabriken båda värderade till 0,53 kr/kWh. Pressning av torkat gods till pellets har en uppskattad kostnad på drygt 100 kr/ton pellets.

Tabell 16. Investerings- och driftskostnader till fallstudie 2.

Table 16. Investment and operational costs to case study 2.

			<b>Mkr/år</b>
Gasproduktion	276	GWh/år	
<b>Rötning</b>			
Investeringskostnad	224	Mkr	21,6
El	10 100	MWh/år	7,1
Värme	12 400	MWh/år	6,5
Drift <sup>47</sup>			5,7
Kostnad rötning	0,15	kr/kWh	40,8
<b>Uppgradering, vattenskrubber</b>			
Investeringskostnad	72	Mkr	6,9
El	15 100	MWh/år	10,6
Värme	0	MWh/år	0
Drift			1,8
Kostnad uppgradering	0,071	kr/kWh	19,3
<b>Uppgradering, kemisk absorption</b>			
Uppgraderingsanläggning	53	Mkr	5,1
Anslutning ångkondensat, 200 m	2,2	Mkr	0,2
El	6 600	MWh/år	4,6
Värme	32 800	MWh/år	17,3
Drift			0,6
Kostnad uppgradering	0,10	kr/kWh	27,7
<b>Mekanisk avvattning</b>			
Investeringskostnad	5,5	Mkr	0,5
El	600	MWh/år	0,4
Värme	0	MWh/år	0
Polymerer	330	ton/år	9,2
Övriga driftkostnader			0,2
Kostnad mekanisk avvattning	17,3	kr/ton oavvattnad biogödsel	10,3
	283	kr/ton pellets	

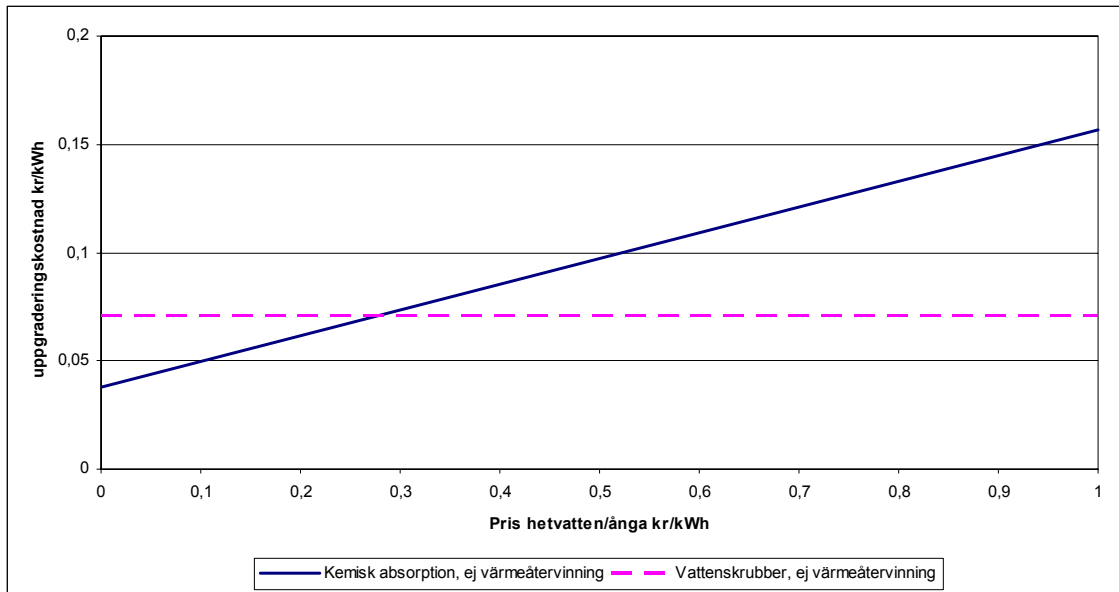
<sup>47</sup> Service och underhåll har antagits till 1,25 % av investeringskostnaden, kostnaden är avstämd med Werner Scheidegger, tidigare teknisk chef för Svensk Biogas i Linköping. I övriga kostnadsberäkningar används 2,5 % av investeringskostnaden som schablon för service- och underhållskostnader.

<b>Indunstning</b>			
Investeringskostnad inkl anslutningar och bygg	75	Mkr	7,2
El	8 900	MWh/år	6,2
Värme	2 400	MWh/år	1,3
Svavelsyra	950	ton/år	1,9
Övriga driftkostnader			1,6
Kostnad indunstning	37	kr/ton avdunstat	18,3
	31	kr/ton oavvattnad biogödsel	
	507	kr/ton pellets	
<b>Torkning med kombinerad trum- och bandtork</b>			
Investeringskostnad	46	Mkr	4,5
El-tork	1 700	MWh/år	1,2
Värme (ånga)	18 600	MWh/år	9,8
Värme (kondensat från etanolfabrik)	29 000	MWh/år	15,3
Drift			1,2
Kostnad torkning	436	kr/ton avdunstat	31,9
	53	kr/ton oavvattnad biogödsel	
	872	kr/ton pellets	
<b>Pelletspress</b>			
Investeringskostnad	16	Mkr	1,5
El	2 800	MWh/år	1,9
Värme	0	MWh/år	0
Drift			0,5
Kostnad pelletspress	6,7	kr/ton oavvattnad biogödsel	4,0
	108	kr/ton pellets	

#### 4.2.2 Känslighetsanalys avseende värmepris – Fallstudie 2

Diagrammet i Figur 37 visar hur priset på hetvatten respektive ånga styr valet av gasreningsteknik. Idag är priset 0,53 kr/kWh på hetvatten eller ånga. Ett värmepris understigande 0,3 kr/kWh ger lägst uppgraderingskostnad med kemisk absorption, medan ett värmepris över 0,3 kr/kWh gör att vattenskrubbtekniken har lägre totalkostnad. I beräkningar antas att ingen spillvärme från någon av uppgraderingsteknikerna tas tillvara utan fläktas bort.

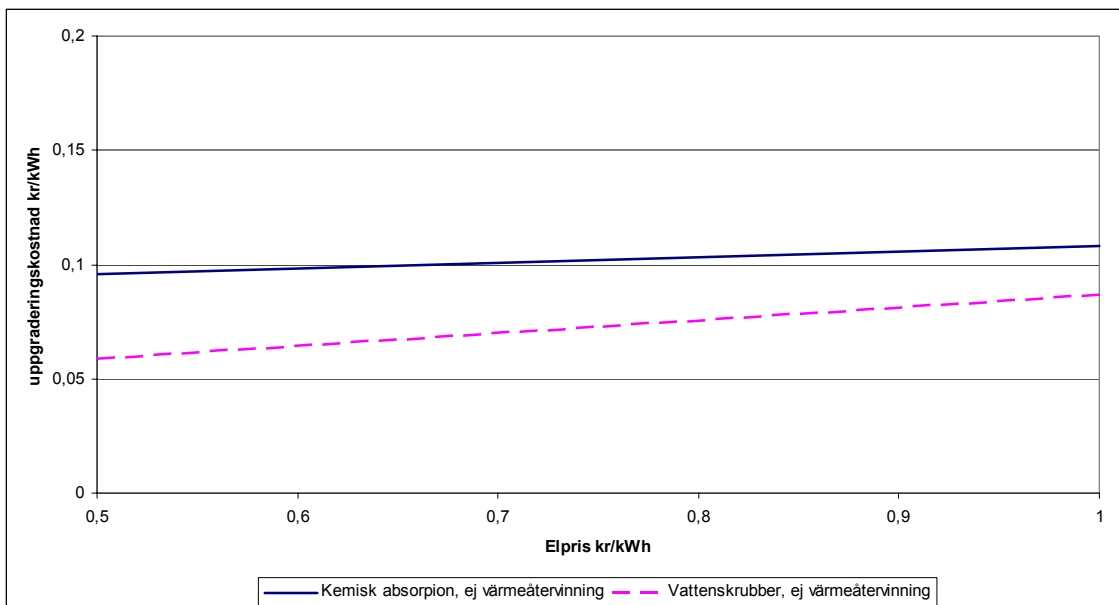




Figur 37. Hetvattenprisets inverkan på val av uppgraderingsteknik i fallstudie 2.

Figure 37. Hot water price impact on upgrading technique in case study 2.

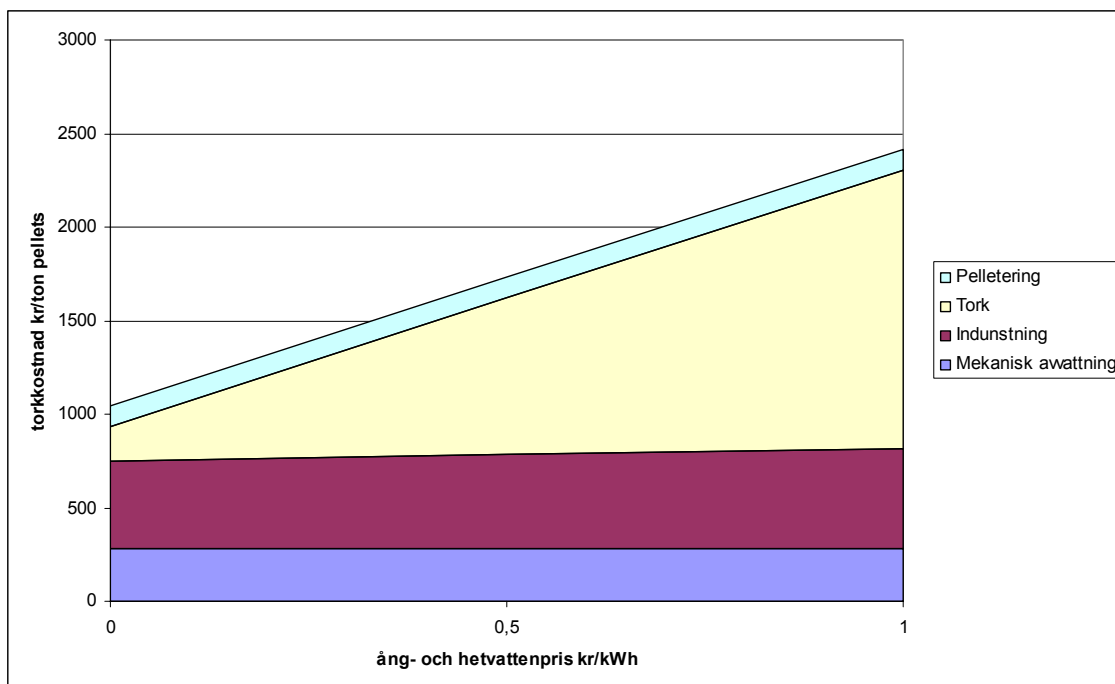
Figur 38 visar känslighetsanalys för gasreningsteknikerna avseende elpris. Idag är elpriset 0,7 kr/kWh. Då ingen avsättning för spillvärme föreligger ger inget elpris lägre uppgraderingskostnad med kemisk absorption i jämförelse med vattenskrubberteknik.



Figur 38. Elprisets inverkan på val av uppgraderingsteknik i fallstudie 2.

Figure 38. Electricity price impact on upgrading technique in case study 2.

Känslighetsanalys i Figur 39 visar total kostnad för torkning till pellets som funktion av ång- och hetvattenpris. Idag är priset 0,53 kr/kWh på hetvatten eller ånga. För mekanisk avvattning åtgår ingen ånga och således påverkas inte kostnaden av ångpriset. Industningsanläggningen påverkas marginellt av ökat ångpris då mekanisk ångrekompresion används som endast kräver mindre mängder ånga. För torken påverkar emellertid ångpriset i hög grad totalkostnaden för att torka biogödsel.



Figur 39. Ångprisets inverkan på totala kostnaden för torkning i fallstudie 2.

Figure 39. Steam price impact on total drying costs in case study 2.

#### 4.2.3 Känslighetsanalyser avseende valet mellan foder- och biogasproduktion – Fallstudie 2

Torkad biogödsel kan användas som bränsle eller till handelsgödsel. I Tabell 17 ges ett beräknat värde för biogödsel i oavvattnad form respektive torkad och pelleterad biogödsel. I tabellen bedöms biogödsel utifrån innehåll av de tre främsta näringsämnen ammoniumkväve, fosfor och kalium. Det finns även andra näringsämnen i biogödsel, som exempelvis svavel, men då biogödsel värderas är det vanligt att utgå från innehållet av de tre nämnda näringsämnen. I Tabell 17 ges ett uppskattat marknadsvärde baserat på priset för handelsgödsel samt innehållet i kg/ton. Förutsatt att industning och torkning kan utföras på ett sådant sätt så att samtliga näringsämnen stannar kvar i pelletsen, blir värdet på näringsvärdet i pellets 16 gånger högre än för biogödsel i oavvattnad form, vilket medger längre transportavstånd. Till industningsanläggningen sänks pH i biogödseln med syra varvid avgången av lättflyktigt ammoniumkväve hämmas. Vid torkning med bandtork är torktemperaturen i fallstudie 2 något lägre än vid torkning med ånga. Ingående luftflöde till bandtorken är cirka 95 °C medan

ångtorken använder 4 barsånga vid 140 °C. Ju högre temperatur, desto lättare avgår ammoniumkväve. Det bör utföras vidare utredningar för att fastställa hur torkning bör gå till för att ammoniumkvävet ska stanna kvar i biogödseln under torkningen och inte följa med i de bortdunstade ångorna. Detta bekräftas av leverantörer som betonar vikten av praktiska försök för den aktuella biogödseln. Om kvävet avgår minskat värdet som gödsel och därtill kommer ett utsläppsproblem.

Till åkermark behövs ett visst tillskott av respektive näringsämne och lämplig sammansättning av näringsämnena varierar beroende på flera faktorer som jordart och bördighet. Det betyder att för att biogödseln ska kunna ha det värde som visas i Tabell 17, måste gödslingen kompletteras med något näringsämne, så att rätt sammansättning av N, P och K tillförs åkern. Således kan beräknade gödselvärden i tabellen antas vara maximala värden för spridning på jordbruksmark med konventionell odling. Om biogödsel sprids på åkermark med ekologisk odling kan ett högre värde erhållas för gödsel. Dock är det inte tillåtet att sprida biogödsel där polymerer tillsätts på åkermark som är certifierad enligt KRAV, se kapitel 3.3.1. Till röt-kammaren tillsätts normalt järnklorid för att svavelvätehalten i biogasen ska vara låg och därmed reduceras kostnader för rening av svavel från biogas samt eventuella luktproblem som svavel kan orsaka. I denna rapport har det inte tagits reda på om tillsats av järnklorid medför att biogödsel inte kan spridas på ekologisk jordbruksmark. Dock är det tillåtet att sprida biogödsel med tillsatt järnklorid till konventionell jordbruksmark. Det har i Sverige utförts försök med gödsling av pellets från slam i skogsmark med bra resultat.<sup>48</sup> En negativ aspekt med pellets som gödsel till åkermark kan vara att näringen har svårt att lösa ut sig direkt då den sprids. Det skulle innebära att näringen inte direkt kommer växtligheten till del.

I Tyskland finns exempel på system för torkning av biogödsel till pellets, men här används pelletsen till förbränning. Se jämförelse i Tabell 17 med bedömt värde av pellets som gödsel respektive värmepellets. I tabellen visas en kolumn för våta ton med 5,5 % TS-halt medan kolumnen längst till höger visar torkad biogödsel med 90 % TS-halt.

---

<sup>48</sup> ”Tillväxt och miljöeffekter vid gödsling med pelleterat slam”, hämtat från <http://www-fiberskog.slu.se/GamlaFiberskog/gamlafiberskog.htm> den 21 december 2009.

Tabell 17. Värde av pellets som gödsel respektive bränsle.

Table 17. Pellets value as fertilizer and fuel.

Näringsämne	kr/kg <sup>49</sup>	Biogödsel 5,5 % TS-halt		Pellets 90 % TS-halt	
		Innehåll kg/ton <sup>50</sup>	Värde kr/ton	Innehåll kg/ton	värde kr/ton
NH <sub>4</sub> -N	7	5,1	35,7	83,5	585
P	11	1,1	12,1	18	198
K	11	2,7	29,7	44,2	486
Summa			77,5		1269
Pellets till värme	4,38 <sup>51</sup>	kWh/kg			
Värde	0,24 <sup>52</sup>	kr/kWh			
Värde	1050	kr/ton			

Efterföljande känslighetsanalyser görs för att uppskatta vilket alternativ som ger bäst förädlingsvärde av drank. Här visas alternativet då all drank torkas till foder i jämförelse med fallstudie 2, där hälften av dranken går till biogasproduktion. Tabell 18 ger grundförutsättningarna för jämförelsen. Värde av foder är värderat utifrån dagens aktuella pris medan torkad biogödsel värderas enligt bedömt värmevärde enligt Tabell 17. Priset för rötning och uppgradering baseras på beskrivna kostnader i kapitel 4.2.2. Uppgraderingskostnaden 0,07 kr/kWh motsvarar uppgradering med vattenskrubber enligt grundförutsättningar i Tabell 14, eller uppgradering med kemisk absorption om ånga eller hetvatten har en kostnad på 0,28 kr/kWh och ingen spillvärme kan avyttras. I känslighetsanalyser i detta kapitel används vattenskrubberteknik för ångpris överstigande 0,28 kr/kWh medan kemisk absorption används för ångpris understigande 0,28 kr/kWh. I grundfallet, där ångpriset är 0,5 kr/kWh används således vattenskrubberteknik.

<sup>49</sup> Bedömning Lantmännen november 2009

<sup>50</sup> Informationsblad från Svensk Biogas April 2008: "Certifierad biogödsel från Norrköping"

<sup>51</sup> Uppskattning Big Dutchman för torkat gods 28 maj 2009

<sup>52</sup> Avvägt värde vid referensgruppsmöte oktober 2009

Tabell 18. Indata för jämförelse mellan foder- och biogasproduktion.

Table 18. Inlet data for comparison between forage and biogas production.

Foderpris <sup>53</sup>	1600	kr/ton
Pellets	1050	kr/ton
Uppgraderad biogas <sup>54</sup>	0,55	kr/kWh
Rötning	0,155	kr/kWh
Uppgradering	0,071	kr/kWh

Tabell 19 visar en jämförelse mellan dagens foderproduktion och fallstudie 2. Idag produceras nära 200 000 ton/år foder. Om hälften av all drank går till biogasproduktion skulle produktionen av foderpellets halveras och produkterna 37 000 ton/år biogödselfellets och 280 GWh/år biogas produceras. Koncentrering och torkning av drank respektive biogödsel genomförs med samma processteg, det vill säga mekanisk avvattning, indunstning och torkning. Dock ser massbalansen annorlunda ut för de båda fallen och uppskattningar i Tabell 19 baseras på Figur 11 och Figur 34. I biogasanläggningen bryts torrsbstans ned till biogas och således minskas totalvikten som går till mekanisk avvattning. Kostnader för processtegen ges längre ned i tabellen. Drank har goda egenskaper för avvattning och tillsats av polymerer är inte nödvändigt. Kostnaden för avvattning av drank är således antagen till den kostnad som avvattning av biogödsel har med avdragen utgift för polymerer som ej behövs. Avvattning av biogödsel är betydligt dyrare eftersom polymerer tillsätts för att uppnå en god separeringsgrad. På grund av att torrsbstans bryts ned i biogasprocessen samt olika separeringsgrader under mekanisk avvattning för drank och biogödsel blir massbalansen till indunstning och torkning olika. I jämförelsen antas samma kostnader per ton avdunstat för både drank och biogödsel under indunstning och torkning av drank och biogödsel enligt kostnadsbedömning i Tabell 16.

<sup>53</sup> Elisabeth Erichsen, Lantmännen Agroetanol AB. Pris i december 2009. Enligt Elisabeth har priset under 2009 varit i spannet 1400 upp till 2000 kr/ton.

<sup>54</sup> Bedömt medelpris i rapport "Mer Biogas –realisering av jordbruksrelaterad biogas", Gasföreningen m fl 2009

Tabell 19. Jämförelse mellan foder- och biogasproduktion i fallstudie 2.

Table 19. Comparison between forage and biogas production in case study 2.

	<b>Etanolfabrik utan biogasanläggning</b>	<b>Etanol- och biogasanläggning enligt fallstudie 2</b>	
<b>Produkter</b>			
Foderproduktion	200 000	98 000	ton/år
Biogödsel – pellets	0	37 000	ton/år
Biogas	0	280	GWh/år
<b>Process</b>			
Till mekanisk avvattning	1 300 000	660 000 i etanolanl. 600 000 i biogasanl.	ton/år
Avdunstat i industningsanläggning	800 000	400 000 i etanolanl. 490 000 i biogasanl.	ton/år
Avdunstat i tork	320 000	160 000 i etanolanl. 73 000 i biogasanl.	ton/år
<b>Kostnader</b>			
Mekanisk avvattning	1,9	Drank 1,9 Biogödsel 17	kr/ton oavvattnad drank/biogödse l
Indunstning	37	37	kr/ton avdunstat
Torkning	440	440	kr/ton avdunstat
Biogasanläggning		0,16	kr/kWh gas
Uppgraderingsanläggning		0,071	kr/kWh gas

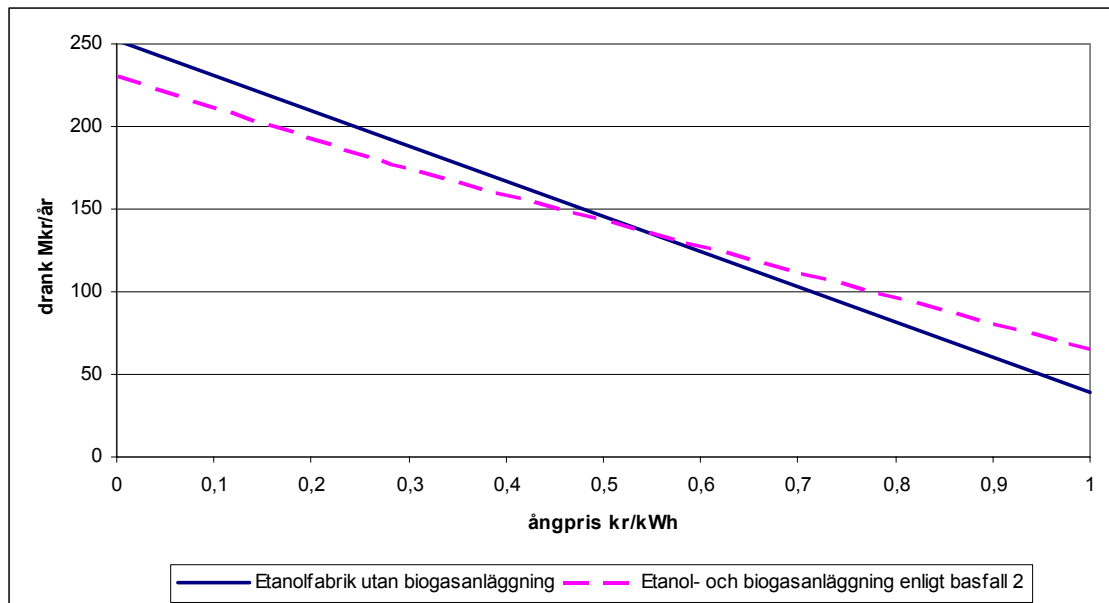
En sammanställning över intäkter och kostnader när drank används till foder- respektive till biogasproduktion ses i Tabell 20, med indata enligt Tabell 18 och Tabell 19. De båda alternativen ger liknande nettointäkter. Kostnaden för råvaran drank är ej medtagen i Tabell 20.

Tabell 20. Kalkyl för foder- respektive biogasproduktion i fallstudie 2.

Table 20. Calculation for incomes and costs for forage and biogas production in case study 2.

<b>Intäkter</b>	<b>Etanolfabrik utan biogasanläggning [Mkr/år]</b>	<b>Etanol- och biogasanläggning enligt fallstudie 2 [Mkr/år]</b>
Foder	310	160
Biogödselpellets	0	38
Biogas	0	150
Summa intäkter	310	350
<b>Kostnader</b>		
Mekanisk avvattning	3	12
Indunstning	29	33
Torkning	140	100
Rötning	0	41
Uppgradering	0	20
Summa kostnader	170	210
<b>Intäkt - kostnader</b>	140	140

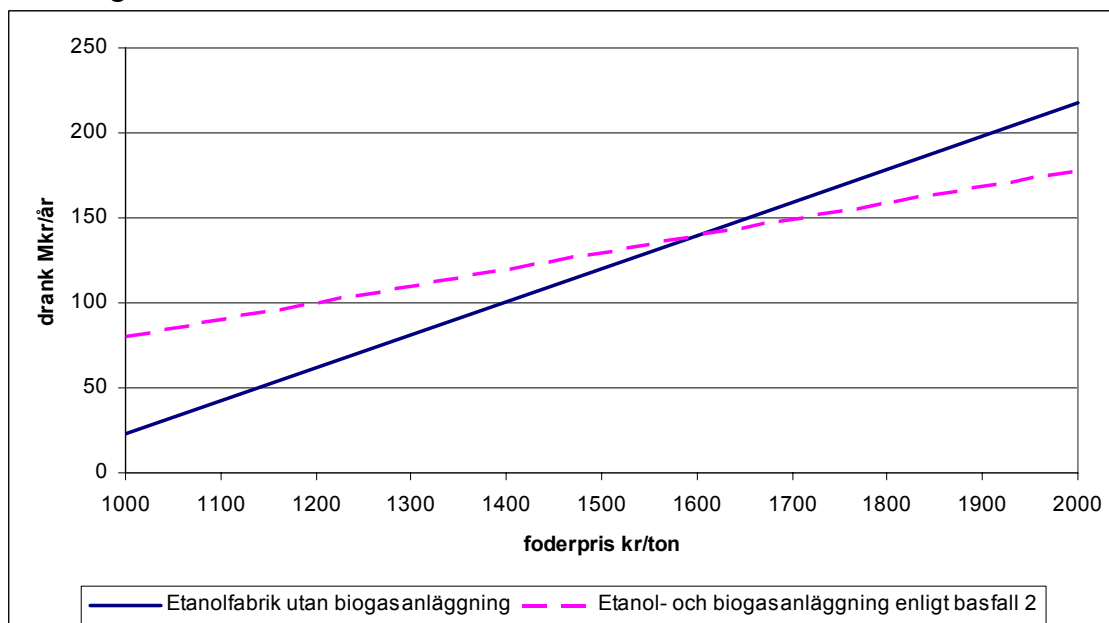
Figur 40 visar hur ång- respektive värmepriset styr valet mellan foder- och biogasproduktion för dagens situation jämfört med fallstudie 2. Idag är priset 0,53 kr/kWh på hetvatten eller ånga. Med ”drank Mkr/år” avses uppskattat netto för behandling och försäljning av drankprodukter. Vid låga ångpriser är det mer lönsamt att torka all drank till foder. Ett ångpris understigande 0,28 kr/kWh medför att förstahandsval för gasreningsteknik övergår från vattenabsorption till kemisk absorption, således sker där en mindre brytning i kurvan för fallstudie 2. Då etanolfabriken har en jämförelsevis hög energianvändning blir fallstudie 2 mer intressant ju högre ångpriset är och brytpunkten går vid ett ångpris på omkring 0,55 kr/kWh.



Figur 40. Inverkan av ånga och hetvattenpris på foder- respektive biogasproduktion i fallstudie 2.

Figure 40. Steam and hot water price impact on forage and biogas production in case study 2.

Figur 41 visar att ett foderpriset vid dagens nivåer om 1600 kr/ton ger liknande ekonomi för både foder- och biogasproduktion. Under 2009 har foder handlats vid priser upp till 2000 kr/ton och då ger dagens utformning av energikombinatet bäst ekonomi. Som lägst under 2009 var foderpriset 1200 kr/ton och för de nivåerna visar fallstudie 2 högst ersättning för dranken.

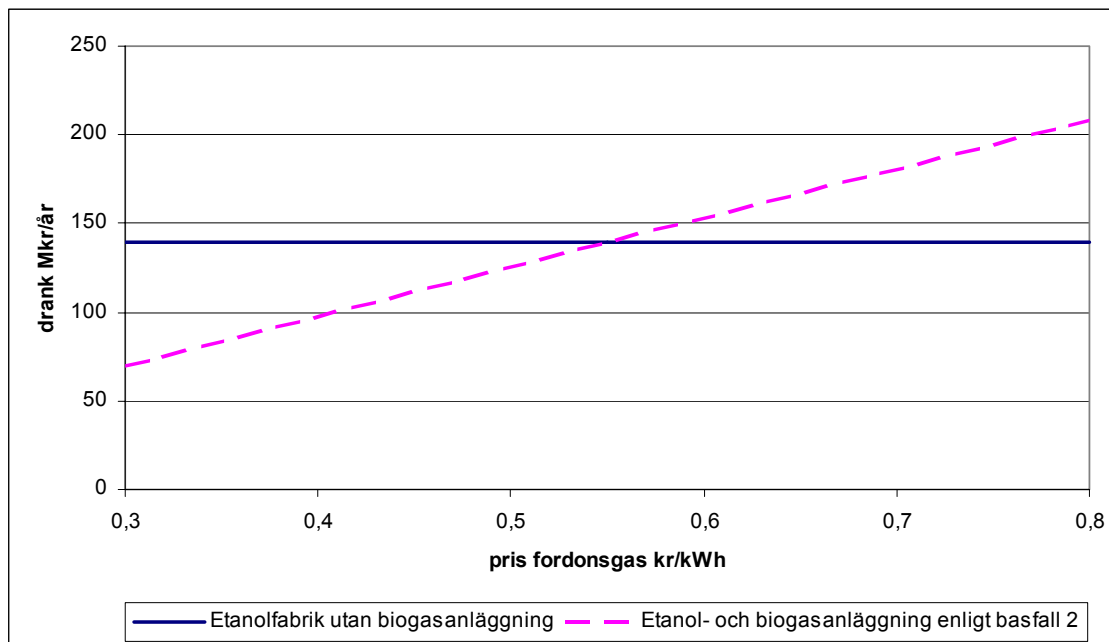


Figur 41. Foderprisets inverkan på foder- respektive biogasproduktion.

Figure 41. Forage price impact on forage and biogas production.



Också priset på uppgraderad biogas styr valet mellan produktion av foder respektive biogas. Fallstudie 2 är intressant vid ett pris på uppgraderad gas överstigande drygt 0,55 kr/kWh, det vill säga vid dagens prisnivå.



Figur 42. Priset på uppgraderad gas inverkan på foder- respektive biogasproduktion.

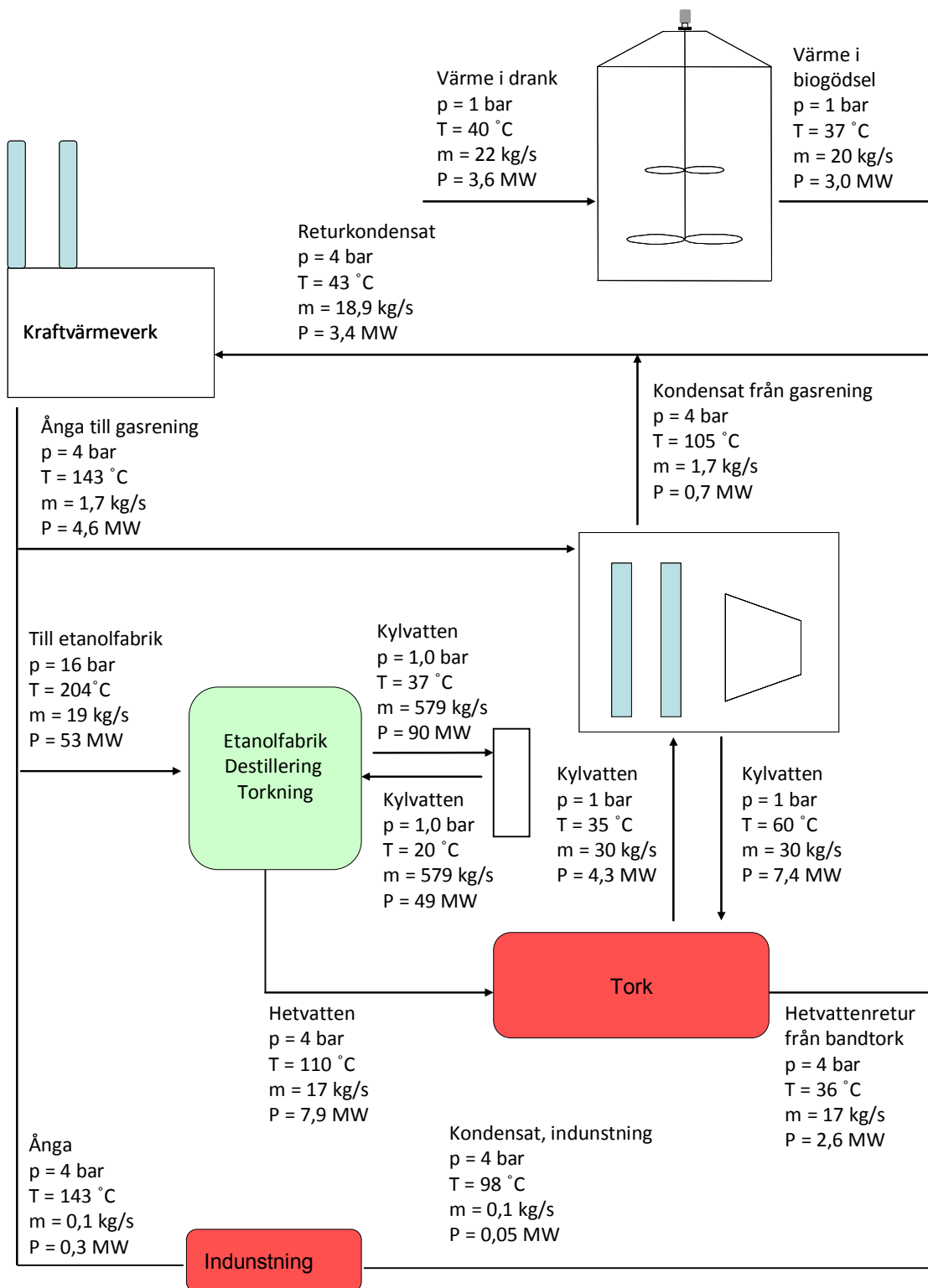
Figure 42. Upgraded biogas price impact on forage and biogas production.

### 4.3 Fallstudie 3 – stor biogasanläggning med bandtork

Fallstudie 3 innebär samma massflöden som fallstudie 2, med skillnaden att torkning sker med enbart en bandtork vars ingående luftflöde värms upp av lågvärdig spillvärme. Leverantör har föreslagit en bandtork som värms av luft uppvärmd till 40 °C. Enligt uppgift finns en pilotanläggning för torkning av biogödsel med tekniken i Tyskland. Det gör att exempelvis spillvärme från gasreningsanläggningen kan användas för att värma luft till 40 °C. Utgående biogödsel får upp till 85 % TS-halt, det vill säga något lägre TS-halt än vad som uppnåddes i ångtorken. Enligt förslaget används tre linjer av bandtorkar som är 50 meter långa och 12 etager höga. Banden är i drift under 1 – 2 h per dag under fyllning och tömning.<sup>55</sup> I Figur 43 visas ett energiflödesschema där värmeenergi till bandtorken tas från dels uppgraderingsanläggningens kylkrets, dels från returkondensatet från etanolfabriken. Det bör föras en vidare dialog med bandtorktillverkaren för att avgöra om etanolfabrikens kylvattenkrets istället kan användas till att förvärma luft in till bandtorken, eller om en sådan lösning medför orimligt stora värmeväxlare. Energiflödet till gasreningstekniken i Figur 43 gäller för

<sup>55</sup> Daniela Richter, Big Dutchman maj 2009

kemisk absorption, men i Tabell 21 visas uppgraderingskostnaden för både vattenskrubber och kemisk absorption.



Figur 43. Energiflöden till fallstudie 3.

Figure 43. Energy flows to case study 3.

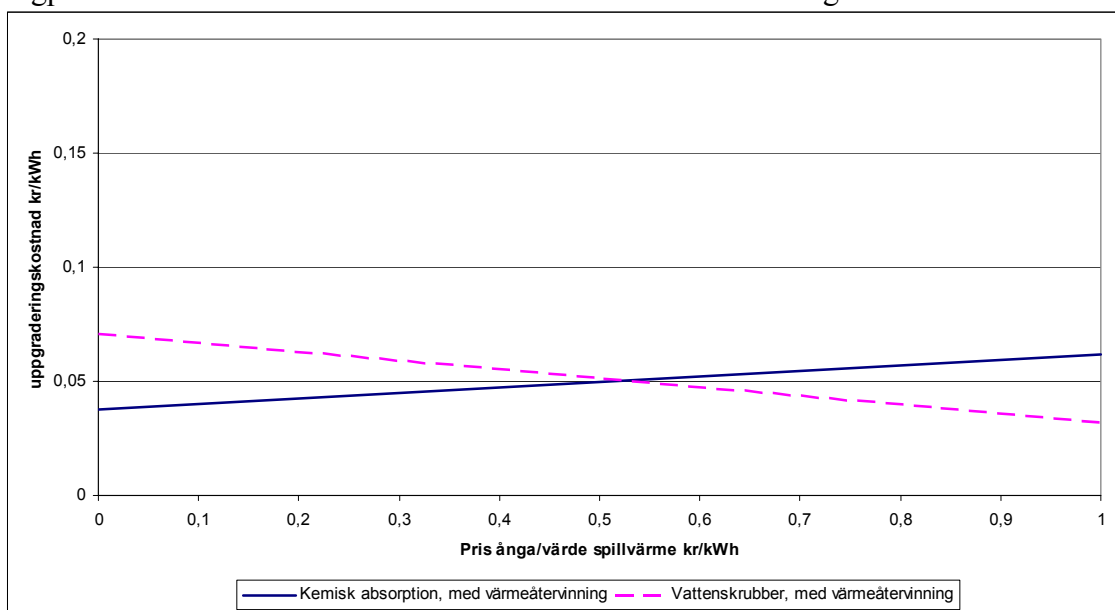
I Tabell 21 ges uppskattade investerings- och driftkostnader för en bandtork som kan värmas med värmekällor vars temperaturer är på omkring 50 – 60 °C. I fallstudie 3 kan cirka 1/3 av värmeenergin komma från en uppgraderingsanläggning med kemisk absorption medan ytterligare en värmekälla krävs för leverans av resterande värmeenergi. Denna värme skulle kunna vara fjärrvärme men här antas att condensat från etanolfabriken används. I jämförelse med fallstudie 2, där 19 GWh/år 4 bars-ånga och 29 GWh/år condensat vid 110 °C användes så åtgår i bandtorken 50 % mer värmeenergi, drygt 70 GWh/år medan elbehovet är ungefär det samma för de båda torksystemen. I tabellen visas kostnader för uppgradering då all spillvärme från gasreningen, 10,6 respektive 26,2 GWh/år, kan återvinnas till bandtorken. Det antas att spillvärme har samma värde som färskånga till gasreningensanläggningen, det vill säga 0,53 kr/kWh.

Tabell 21. Investerings- och driftkostnader till fallstudie 3.

Table 21. Investment and operational costs in case study 3.

<b>Torkning med bandtork</b>			<b>Mkr/år</b>
Investeringskostnad	66	Mkr	6,4
El	1 500	MWh/år	1,1
Värme	71 000	MWh/år	37,4
Drift			1,3
Kostnad torkning	650	kr/ton avdunstat	46,1
	77	kr/ton oavvattnad biogödsel	
	1200	kr/ton pellets (85 % TS)	
<b>Uppgradering, vattenskrubber</b>			
Investeringskostnad	72	Mkr	6,9
El	15 100	MWh/år	10,6
Värme	0	MWh/år	0
Drift			1,8
Avyttring spillvärme	10 600	MWh/år	-5,6
Kostnad uppgradering	0,050	kr/kWh	13,8
<b>Uppgradering, kemisk absorption</b>			
Uppgraderingsanläggning	53	Mkr	5,1
Anslutning ångkondensat, 200 m	2,2	Mkr	0,2
El	6 600	MWh/år	4,6
Värme	32 800	MWh/år	17,3
Drift			0,6
Avyttring spillvärme	26 200	MWh/år	-13,8
Kostnad uppgradering	0,050	kr/kWh	13,9

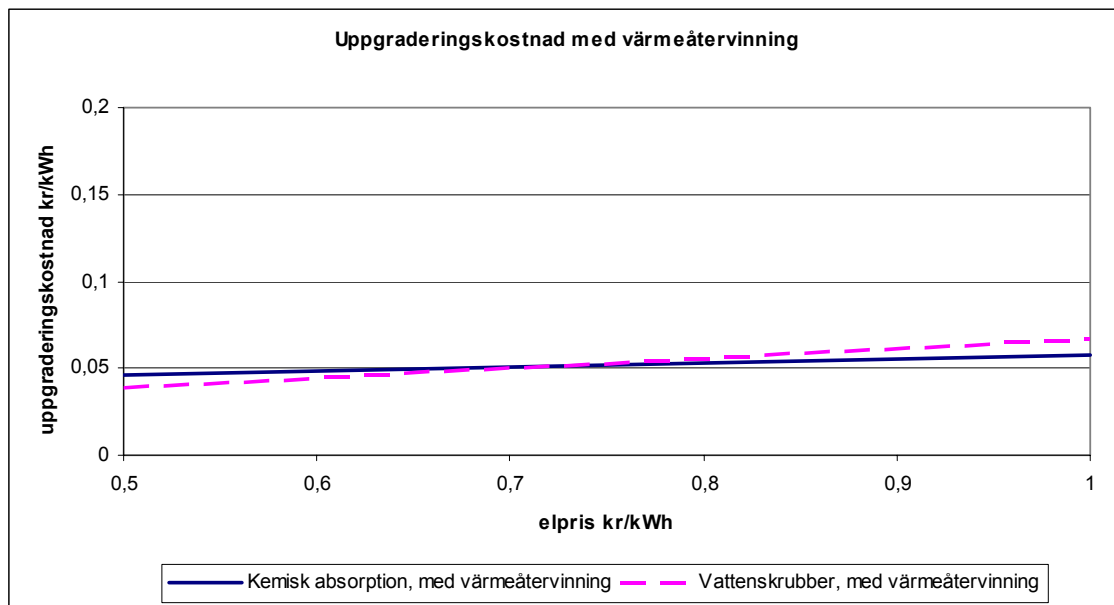
Figur 44 visar priset för uppgradering då ånga till gasreningsanläggningen varierar mellan 0 och 1,0 kr/kWh. Idag är priset 0,53 kr/kWh på hetvatten eller ånga. Värdet på spillvärme är antaget till samma som priset för färskånga. Det innebär att om ånga kostar 0,45 kr/kWh så värderas även spillvärmerna från gasreningsanläggningen till 0,45 kr/kWh. I känslighetsanalysen har det antagits att värmeenergi vid 53 °C som återvinns från vattenskrubbern har samma värde som värmeenergi vid 60 °C som återvinns från kemisk absorption i kr/kWh. Diagrammet visar att med förutsättningar enligt Tabell 14 och med varierande pris på ånga respektive återvunnen värme mellan 0 till 1 kr/kWh, är det mer intressant med kemisk absorption i jämförelse med vattenskrubber då ångpriset respektive värdet av spillvärme är under 0,53 kr/kWh. På grund av bandtorkens möjlighet att använda spillvärme från gasreningen blir alltså den kemiska absorptionen lite fördelaktigare i fallstudie 3 än i fallstudie 2. Det krävs dock fortfarande låga ångpriser för att den ska kunna konkurrera med vattenskrubbning.



Figur 44. Ångprisets inverkan på val av uppgraderingsteknik då värme kan återvinnas från uppgraderingsanläggningen i fallstudie 3.

Figure 44. Steam price impact on upgrading technique when heat can be recovered from the upgrading plant in case study 3.

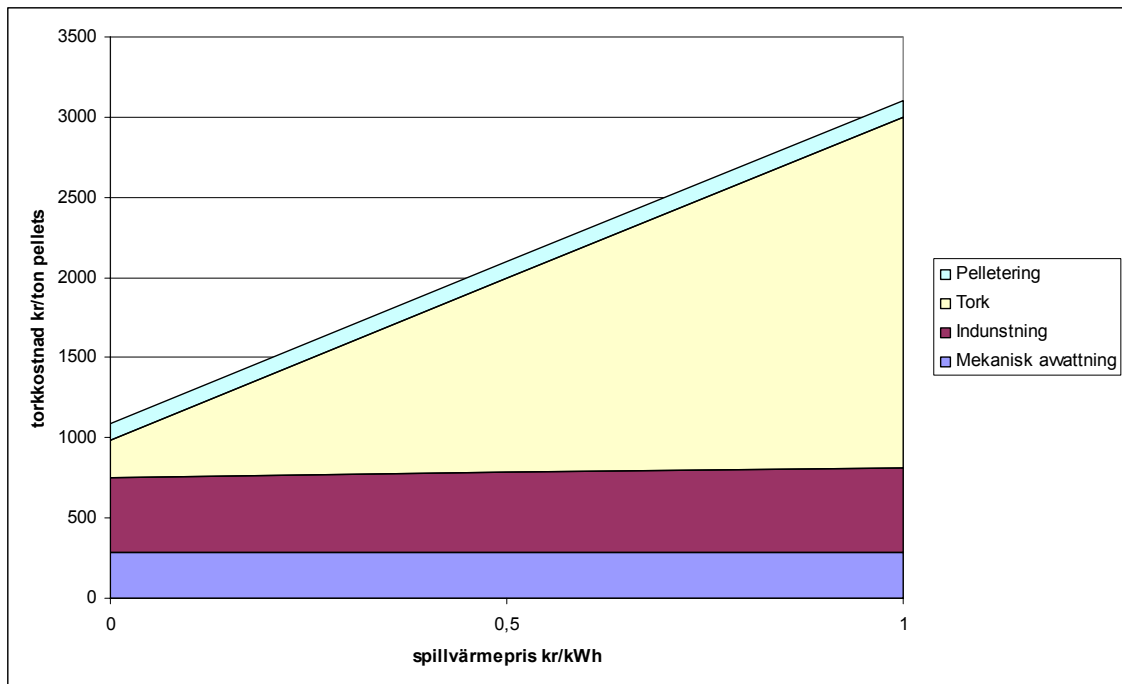
Figur 45 visar priset för uppgradering då elpriset till gasreningsanläggningen varierar mellan 0,5 och 1,0 kr/kWh. Spillvärme värderas till samma pris som färskånga, det vill säga 0,53 kr/kWh. Vid ett elpris över 0,7 kr/kWh ger kemisk absorption lägst uppgraderingskostnad och vid elpris under 0,7 kr/kWh ger vattenabsorption lägst kostnad. Medan kemisk absorption var dyrast vid alla studerade elpriser i fallstudie 2, kan den konkurrera med vattenskrubbning vid elpriser över 0,7 kr/kWh i fallstudie 3.



Figur 45. Elprisets inverkan på val av uppgraderingsteknik då värme kan återvinnas från uppgraderingsanläggningen i fallstudie 3.

Figure 45. Electricity price impact on upgrading technique when heat can be recovered from the upgrading plant in case study 3.

Känslighetsanalys i Figur 46 visar total kostnad för avvattning, industning, torkning och pelletering som funktion av priset för den spillvärme som är värmekälla till torkningen. Flödet av spillvärme från kemisk absorption eller alternativt vattenskrubber om 26 respektive 10 GWh/år kan användas som en del av värmeunderlaget till bandtorken. Figur 46 visar totala kostnaden som kr/ton pellets för systemet med torkning med bandtork. Vid jämförelse med motsvarande kurva för fallstudie 2 ses att värmepriset måste vara omkring 0,25 kr/kWh lägre för spillvärme till bandtorken, än för ånga och kondensat till torken i fallstudie 2, för erhållande av samma gödselproduktionskostnad i båda fallen.



Figur 46. Spillvärmeprisets inverkan på totala kostnaden för torkning i bandtork i fallstudie 3.

Figure 46. Surplus heat energy price impact on total band dryer drying costs in case study 3.

## 5 Slutsatser och diskussion

Syftet med rapporten har varit en teknisk, ekonomisk och energimässig utredning kring hur värmeflöden vid ett energikombinat kan integreras med en biogasanläggning så att det totala energibehovet minimeras. Inom utredningen har energikombinatet på Händelö valts som fallstudie. Där finns det idag ett kraftvärmeverk, en etanolfabrik och en mindre biogasanläggning. En beskrivning över hur värmeflöden från kraftvärmeverk och etanolfabrik har integrerats med biogasanläggningen ges i Tabell 22.

Tabell 22. Beskrivning över integration av värmeflöden mellan kraftvärmeverk, etanolfabrik och biogasanläggning.

Table 22. Description regarding heat flow integration between CHP, ethanol production and biogas plant.

	<b>System för integrering av värmeflöden till biogasanläggning</b>
<b>Fallstudie 1</b>	Uppvärmad drank från etanolfabrik värmer rötchammare. Ånga från kraftvärmeverket används till gasrening med kemisk absorption.
<b>Fallstudie 2</b>	Uppvärmad drank från etanolfabrik värmer rötchammare. Ånga från kraftvärmeverket används till gasrening med kemisk absorption, ångtork och indunstningsanläggning. Ångor från ångtork samt kondensat från etanolfabriken används till bandtork.
<b>Fallstudie 3</b>	Uppvärmad drank från etanolfabrik värmer rötchammare. Ånga från kraftvärmeverket används till gasrening med kemisk absorption och indunstningsanläggning. Spillvärme från vattenskrubberanläggning respektive kemisk absorption används för att täcka en del av bandtorkens värmebehov. Övrig värmeenergi tas från kondensatflödet från etanolanläggningen.

Vid energikombinatet på Händelö finns främst tillgång till ånga vid 4 bar, fjärrvärme från kraftvärmeverket samt kondensat vid 110 °C från etanolfabriken. I Tabell 23 visas nettoenergiebehov för värme och el som är aktuella i biogasanläggningen för integrering med kraftvärmeverk och etanolanläggning. Till rötningsprocessen kan exempelvis fjärrvärme användas då processen normalt värms upp till 37 °C. I det aktuella fallet levereras substrat uppvärmd till biogasanläggningen varför någon extra uppvärmning inte är nödvändig under större delen av året. För gasrening med kemisk absorption blir nettoenergiebehovet relativt stort då spillvärme ej finner avsättning, vilket är fallet i fallstudie 1 och 2. I fallstudie 3 kan spillvärme användas till en bandtork varför nettoenergiebehovet för uppgraderingen med kemisk absorption blir betydligt lägre. Som jämförelse visas energibehovet för vattenskrubber med totalt nettoenergiebehov för hela systemet längst ned i tabellen. Mekanisk avvattning och indunstning har samma energibehov för fallstudie 2 och 3 medan energi till torkning skiljer sig åt mellan alternativen. Till torken i fallstudie 2 kommer cirka 40 % av energin som ånga och 60 % som kondensat från etanolfabriken. Till fallstudie 3 används spillvärme till torken, där torkning sker med ett luftflöde som värmts upp till 40 °C. Vid jämförelse mellan fallstudie 2 och 3, då kemisk absorption används som gasreningsteknik, ses att värmebehovet för båda systemen är nästan lika. I fallstudie 3 åtgår mer energi för torkning men det jämnas ut mot att nettoenergiebehovet för uppgraderingen är lägre. Om

vattenskrubbteknik istället används får fallstudie 3 cirka 13 GWh/år större värmebehov medan elbehovet blir detsamma för båda fallen.

Tabell 23. Nettoenergibehov för biogasanläggning, uppgradering och system för avvattning och torkning.

Table 23. Energy demand for biogas plant, upgrading unit and system for dewatering and drying.

	Fallstudie 1, 26 GWh biogas/år		Fallstudie 2, 276 GWh biogas/år		Fallstudie 3, 276 GWh biogas/år	
	Värme GWh/år	El GWh/år	Värme GWh/år	El GWh/år	Värme GWh/år	El GWh/år
Rötning	1,2	0,9	12,4	10,1	12,4	10,1
Gasrening Kemisk absorption	3,1	0,6	32,8	6,6	6,6	6,6
Mekanisk avvattning	-	-	0	0,6	0	0,6
Indunstning	-	-	2,4	8,9	2,4	8,9
Tork	-	-	47,6	1,7	71,0	1,5
Pelletering	-	-	0	2,8	0	2,8
Summa för system med kemisk absorption	4,3	1,5	95,2	30,7	92,4	30,5
Gasrening Vattenskrubber	0,0	1,4	0	15,1	-10,6	15,1
Summa för system med vattenskrubber	1,2	2,3	62,5	39,2	75,3	39

### 5.1 Rötning och gasrening

I Tabell 24 sammanfattas kostnader för rötning av drank till biogas samt kostnader för gasrening för de studerade fallen. I fallstudie 1 jämförs dagens befintliga gasreningssystem med vattenskrubbteknik med om gasrening istället hade varit med kemisk absorption. Vid dagens biogasanläggning finns ingen avsättning för spillvärme från gasreningssystemen och uppgraderingskostnaden beräknas till 0,11 kr/kWh biogas för vattenskrubbteknik och 0,16 kr/kWh för kemisk absorption. I beräkningarna har ett ångpris på 0,53 kr/kWh använts och känslighetsanalysen visar att ångpriset måste vara så lågt som 0,15 kr/kWh innan kemisk absorption ger lägre gasreningssystemkostnad än vattenskrubbteknik för fallstudie 1. Dagens lösning med vattenskrubbteknik är således lämplig.

För större gasreningssystem enligt fallstudie 2 och 3 får kemisk absorption en betydligt lägre investeringskostnad i jämförelse med motsvarande vattenskrubber. Det beror främst på att gasrening med kemisk absorption sker under lågt tryck varvid torn och utrustning kan skalas upp i storlek, utan att den större tryckbärande ytan medför att



tjockleken på utrustningen drastiskt måste ökas, vilket är fallet för vattenskrubber där absorption av koldioxid sker vid 8 bar.

På samma sätt som i fallstudie 1 finns för fallstudie 2 ingen avsättning för spillvärme från gasreningsanläggningen. Uppgraderingskostnaden blir 0,07 kr/kWh för vattenskrubberteknik och 0,10 kr/kWh för kemisk absorption. Ångpriset ska understiga 0,3 kr/kWh för att kemisk absorption ska få lägre uppgraderingskostnad än vattenskrubberteknik.

I fallstudie 3 blir uppgraderingskostnaden samma vid beräkningar enligt grundförutsättningar i Tabell 14. Ett ångpris under 0,5 kr/kWh och ett elpris över 0,7 kr/kWh ger enligt känslighetsanalysen lägre uppgraderingskostnad för kemisk absorption och vice versa. Kostnadsberäkningar och jämförelser baseras i fallstudie 3 på att spillvärme från gasreningsanläggningen används till bandtorken.

Tabell 24. Kostnader för rötning och gasrening.

Table 24. Digestion and gas purification costs.

	Fallstudie 1, 26 GWh biogas/år	Fallstudie 2, 276 GWh biogas/år	Fallstudie 3, 276 GWh biogas/år
	kr/kWh	kr/kWh	kr/kWh
Rötning	0,28	0,15	0,15
Uppgradering vattenskrubber	0,11	0,07	0,05
Uppgradering kemisk absorption	0,16	0,10	0,05

Om gasen ska injiceras till naturgasnätet har kemisk absorption fördelen att metanhaltan kan komma upp till omkring 99 vol-%, medan vattenabsorption högst kommer upp till en halt av 97 – 98 vol-%. Då det krävs gasoltillsats för att komma upp i naturgaskvalitet har kemisk absorption en fördel då mindre gasol erfordras ju högre metanhalt den uppgraderade gasen har.

Vid uppgradering med kemisk absorption finns möjlighet att avlägsna all koldioxid. Det har fördelen att om flytande biogas, som är effektiv vid storskalig gasdistribution bortom naturgasnätet, produceras har tekniken en fördel. Om vattenskrubberteknik används, behövs ett efterliggande finreningssteg för att avlägsna all koldioxid innan gasen kan kondenseras vid temperaturen – 160 °C. Om all koldioxid inte är avlägsnad så fryser värmeväxlare igen av fryst koldioxid, så kallad torris.

## 5.2 Avvattning, indunstning och torkning

I fallstudie 2 och 3 upparbetas biogödsel genom mekanisk avvattning, indunstning och torkning. Kvar blir pelleterad torkad biogödsel samt avloppsvatten som behandlas i befintlig reningsanläggning i anslutning till etanolfabriken. Eventuell kostnad för behandling av torkluft från respektive fallstudies bandtork tillkommer och är ej medtagen i Tabell 25. I Tabell 25 visas totala kostnader utslagna per ton oavvattnad biogödsel respektive pelleterad torkad biogödsel. Jämförelsekostnaden i kr/ton

avdunstat visas för indunstningsanläggning och tork. För båda fallstudier ses att för koncentrerings har mekanisk avvattning lägst kostnad, följt av indunstning och dyrast är torkning. Det betyder att systemets utformning är riktig, det vill säga att eftersom indunstning är dyrare än mekanisk avvattning bör biogödseln avvattnas med mekanisk avvattning först. Då torken har i särklass störst kostnad är det sinnrikt att så långt som möjligt koncentrera med mekanisk avvattning och indunstning.

Tabell 25. Kostnad för avvattning, indunstning och torkning av biogödsel.

Table 25. Dewatering, evaporation and drying costs for digestion residue.

	Fallstudie 2			Fallstudie 3		
	kr/ton oavvattnad biogödsel	kr/ton pellets	kr/ton avdunstat	kr/ton oavvattnad biogödsel	kr/ton pellets	kr/ton avdunstat
Mekanisk avvattning	17	283	-	17	283	-
Indunstning	31	507	37	31	507	37
Tork	53	872	436	77	1190	650
Pelletspress	7	108	-	7	108	-
Summa	108	1770	-	132	2088	-

Värdet av pelleterad biogödsel som värmepellets är bedömt till 0,24 kr/kWh vilket motsvarar 1050 kr/ton. För att koncentrerings och torkning inte ska innebära en kostnad, måste värdet för torkad och pelleterad biogödsel bli 1770 respektive 2090 kr/ton för fallstudie 2 och 3. Det motsvarar energipriset för pellets på 0,40 respektive 0,48 kr/kWh. Näringsinnehållet i biogödselpellets har bedömts motsvara knappt 1300 kr/ton vilket ger en nettokostnad för upparbetningen för både fallstudie 2 och 3. Ett värmepris till torken på 0,2 kr/kWh respektive 0,15 kr/kWh ger för fallstudie 2 och 3 en total torkkostnad på 1300 kr/ton. Då pellets används som gödsel måste lagring kunna ske under längre tid och således bör det här vara lämpligt med en hög TS-halt. För fallet då pellets används till förbränning är det möjligt med en lägre TS-halt eftersom längre lagring inte är nödvändig. Om torkning istället sker upp till 70 % TS-halt reduceras torkkostnaden med cirka 14 % vilket bör ställas i relation till hur mycket värmevärdet minskar.

De pellets, eller granuler, som produceras i pelletspressen lämpar sig främst till skogsgödsling då de bryts ned och släpper ifrån sig sitt näringsinnehåll under ett långt tidsintervall. Den samtidiga gödslingseffekt som krävs vid gödsling på grödor kan sannolikt inte erhållas då granuler sprids i växande gröda. Fosfor är en begränsad växtnärsresurs och kväve har ett proportionellt pris mot energipriset, således kan värdet på växtnäring förväntas stiga i framtiden.

I fallstudie 2 kommer cirka 60 % av värmeenergin från hetvatten och 40 % från ånga. Hetvatten är i fallstudien kondensat från etanolfabriken men kan även tänkas vara fjärrvärme. För platser med ett ökat behov för avsättning av fjärrvärme kan möjligtvis låga fjärrvärmepriser motiveras ur ett elproduktionsperspektiv. Ett ökat värde på biogödsel till skogsgödsling i kombination med låga priser på fjärrvärme motiverade ur

ett elproduktionsperspektiv kan göra konceptet med torkning intressant för realisering av stora biogasanläggningar.

Oavsett om torkning sker med en kombinerad trum- och bandtork eller helt med bandtork så påverkas torkkostnaden i hög grad av uppnådd effektivitet i mekanisk avvattning och indunstning. I studien har en TS-halt om 30 % i fast fraktion från både avvattning och indunstning antagits baserat på leverantörsuppgifter, men leverantörer påpekar att tester bör utföras för att bestämma TS-halt i fast fraktion.

Anläggningens utformning i fallstudie 3 för torkning med 40 gradig luft finns ej verifierad i fullskala för biogödsel men uppges finnas i pilotskala. En jämförelse mellan torkarna i fallstudie 2 och 3 visar att bandtorken i fallstudie 3 har en bedömd investeringskostnad på 66 Mkr, vilket kan jämföras med investeringskostnaden för den kombinerade trum- och bandtorken i fallstudie 2 på 46 Mkr. Energibehovet för bandtorken är 71 GWh/år vilket kan jämföras med fallstudie 2 där totala energibehovet är 48 GWh/år, uppdelat på 19 GWh ånga och 29 GWh hetvatten. Bandtorken har således en 20 Mkr högre investeringskostnad samt en energianvändning som är 23 GWh/år högre. För att bandtorken i fallstudie 3 ska vara konkurrenskraftig krävs således ett lågt ingående värmepris (på spillvärme).

En fördel med bandtorken i båda fallstudierna är att vattenånga följer med luft ut till atmosfär och ingen kostnad för avyttring eller behandling av kondensat i reningsverk tillkommer. Det bör utredas hur mycket luktämnen som följer med i luftflödet och om det medför ett problem. På samma sätt behöver tester utföras för att avgöra om näringsämnen följer med i luftflödet respektive i ventilationsgaserna från trumtorken. Bandtorkar med relativt låg torktemperatur kan förväntas ha en fördel gentemot torkning vid hög temperatur, då ammoniumkväve avgår lättare ju högre temperaturen är.

### 5.3 Totala kostnader

En jämförelse mellan totala kostnader för fallstudie 2 och 3 ses i Tabell 26. Det är endast kostnad för uppgradering och torkning som skiljer åt mellan fallstudierna. I fallstudie 2 används vattenskrubberteknik för gasrening. För fallstudie 3 ger vattenskrubberteknik och kemisk absorption samma totalkostnad. Enligt jämförelsen får fallstudie 2 lägre totalkostnad. I fallstudie 3 visas uppgraderingskostnaden då spillvärme säljs till bandtorken för 0,53 kr/kWh. Från gasreningsanläggningen levereras 26 GWh/år till bandtorken och utöver det behövs 45 GWh/år extern spillvärme. Den externa inkommande spillvärmens till bandtorken i fallstudie 3 måste ha cirka 20 öre/kWh lägre pris än medelpriset på ånga och hetvatten till den kombinerade trum- och bandtorken i fallstudie 2, för att totalkostnaden för de båda koncepten ska bli lika.

Tabell 26. Jämförelse av totalkostnader för rötning, uppgradering och koncentrerings av biogödsel för fallstudie 2 och 3.

Table 26. Comparison of total costs regarding digestion, biogas upgrading and treatment of digestion residue for case studies 2 and 3.

	<b>Fallstudie 2 Kostnader Mkr/år</b>	<b>Fallstudie 3 Kostnader Mkr/år</b>
Rötning	40,8	40,8
Uppgradering	19,3	13,8
Mekanisk avvattning	10,3	10,3
Indunstning	18,3	18,3
Tork	31,9	46,1
Pelletering	4,0	4,0
Summa	124,6	133,3

Torkning av drank till foder i jämförelse med om hälften av dranken används till biogas har diskuterats i rapporten. Känslighetsanalyser visar att de båda koncepten med dagens förutsättningar ger likvärdigt resultat. Ett ångpris över 0,5 kr/kWh gör biogasproduktionen mer intressant, då mindre ånga åtgår totalt i energikombinatet om en del av dranken rötas. Det beror på att antal ton avdunstat i torken är mindre för konceptet med biogödseltorkning än fodertorkning. Istället indunstas en högre andel i indunstaren vid biogödseltorkning. Om värdet på foder är högt ger dagens utformning av anläggningen bäst ekonomi medan ett högt pris på biogas gör att dranken istället bör rötas till biogas.

## 6 Behov av marknadsanalys och tekniktester

För att utvärdera om torkning är ett bra alternativ måste alternativkostnaden för avyttring av biogödsel studeras. Problemet uppstår särskilt vid större biogasanläggningar, i rapporten har ett system med 600 000 ton/år biogödsel studerats. En lösning kan vara ett pipelinesystem med ledningar där flytande biogödsel pumpas ut. Det kan även vara ett alternativ att endast koncentrera den avvattnade flytande fraktionen i indunstningsanläggningen till en TS-halt omkring 10 % där fraktionen fortfarande är flytande, men att koncentrerad fraktion därefter körs ut flytande med lastbil så att den höga torkkostnaden minskar.

Hur mycket näringsämnen som försvinner med bortdunstade ångor i indunstning samt i trum- respektive bandtork är en viktig fråga. Svavelsyra tillsätts till indunstningen för att ammoniumkväve ska stanna kvar och tester behöver utföras för att verifiera åtgången. Ammoniumkväve avlägsnas lättare ju högre temperaturen är vilket tyder på fördel för bandtorkstekniken med lågtemperatortorkning.

Vid avvattning, indunstning och torkning har torken den i särklass största kostnaden. Det är således viktigt att avvattning och indunstning görs så effektiv som möjligt, för att minska behovet att avdunsta vatten i torken. Teknik behöver testas fram för aktuellt substrat för att få fram effektiv avvattnings- och indunstningsteknik.

För torkning med bandtork ska luftflödet enligt det studerade fallet värmas upp till 40 grader. Det bör här vara möjligt att använda det stora kylvattenflöde som finns i etanolfabriken till att förvärma luftflödet vilket hade varit en värmekälla med låg kostnad. Dock har det i fallstudie 3 antagits att returkondensatet från etanolfabriken används som värmekälla istället för etanolfabrikens kylvatten. Närmare diskussion med bandtorktillverkaren behövs för att avgöra om etanolfabrikens kylvatten kan användas som värmekälla till bandtorken, eller om det skulle medföra att värmeväxlare blir orimligt stora. Bandtorkteknik som värms med så lågvärdig värme som 40 gradig luft finns i pilotskala i Tyskland. Dock behöver tekniken testas i större skala för att verifiera funktionen.

## 7 Litteraturreferenser

Evaporation Technology using mechanical vapour recompression, GEA Wiegand GmbH

Gode, Hagberg, Rydberg, Rådberg, Särholm (2008), *Effektiv produktion av biodrivmedel*, Svensk Fjärrvärme 2008:8

Hagberg (2008). *Samproduktion av etanol och kraftvärme, Integreringsmöjligheter i energikombinat*, SLU Institutionen för bioenergi

Johansson, Larsson, Wennberg (2004). *Torkning av biobränslen med spillvärme*, Värmeforsk A4-312

Norin (2008). *Översikt över metoder för biogödselhantering*, Avfall Sverige rapport B2008:02

Paulsson (2007). *Energianalys av etanolproduktion; En fallstudie av Lantmännen Agroetanolproduktionssystem i Norrköping*, SLU Institutionen för biometri och teknik

Rausen, Lootsma (2008). *Verfahren der Gärrestaufbereitung*, Witzenhausen-Institut GmbH, presentation vid BioEnTa 08.

## Bilagor

### A Kostnadsdata för fallstudie 1, liten biogasanläggning

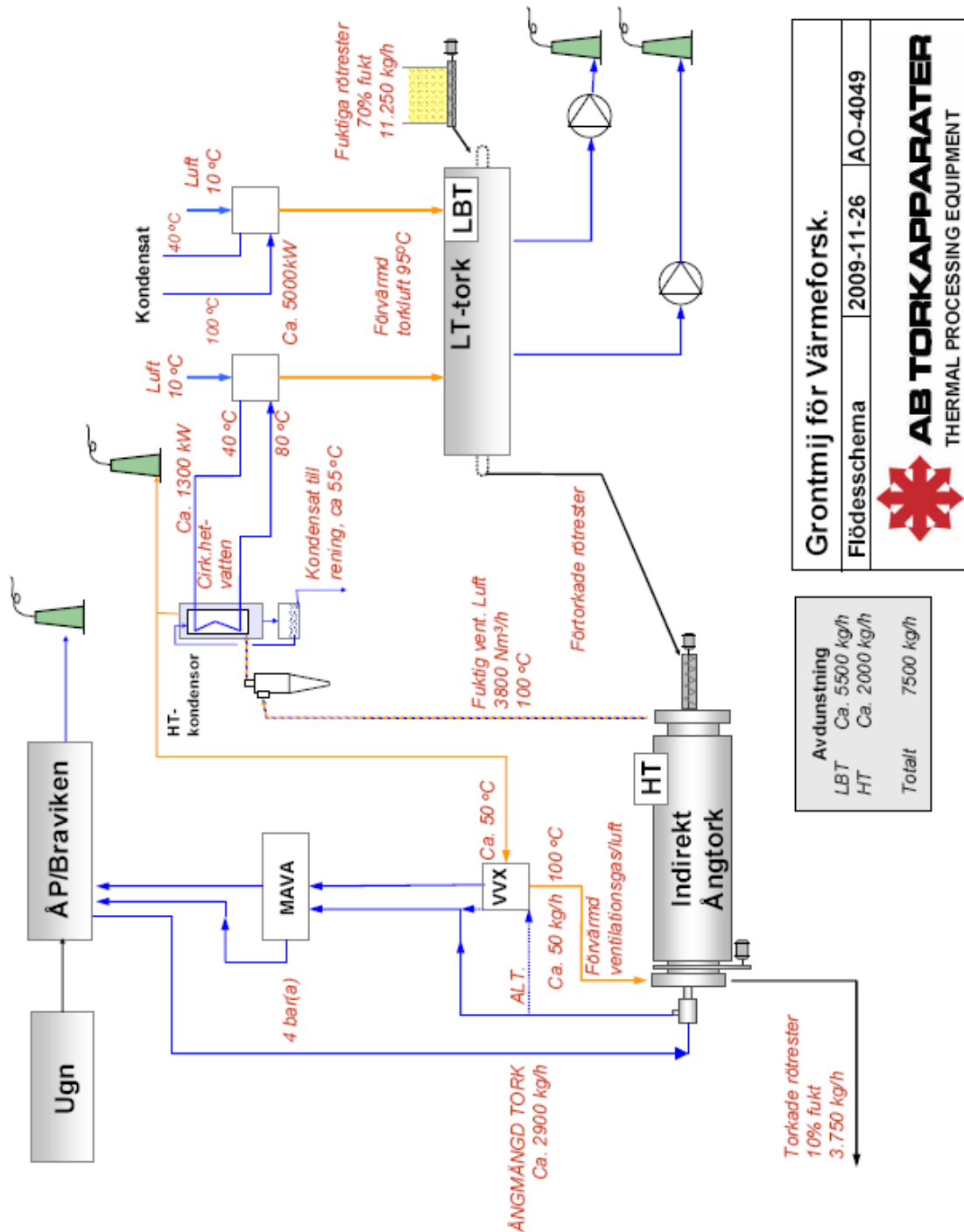
<b>Biogasanläggning</b>		
Biogasanläggning inklusive anslutningar, mark och bygg	41 800 000	kr
El	912 000	kWh/år
Värme	1 170 000	kWh/år
Kapitalkostnad	4 030 000	kr/år
El	662 000	kr/år
Värme	615 000	kr/år
Personal	900 000	kr/år
Kemikalier	100 000	kr/år
Service och underhåll	867 000	kr/år
Analyser och rengöring	200 000	kr/år
Totala kostnader	7 370 000	kr/år
Produktionskostnad rötning	0,28	kr/kWh
<b>Uppgradering, vattenabsorption</b>		
Uppgraderingsanläggning med vattenabsorption inklusive anslutningar, mark och bygg	15 800 000	SEK
El	1 420 000	kWh/år
Värme	0	kWh/år
Kapitalkostnad	1 520 000	kr/år
El	993 000	kr/år
Värme	0	kr/år
Personal	75 000	kr/år
Vatten, odoriseringsmedel och kalibreringsgaser	53 700	kr/år
Service och underhåll	300 000	kr/år
Totala kostnader	2 940 000	kr/år
Uppgraderingskostnad	0,11	kr/kWh

Möjlig återvinning av värme	990 000	kWh/år
Värmebehov i rötkammare	1 170 000	kWh/år
Värde återvunnen värme	520 000	kr/år
Kostnad uppgradering efter värmeåtervinning	0,094	kr/kWh
<b>Uppgradering, kemisk absorption</b>		
Uppgraderingsanläggning med kemisk absorption inklusive anslutningar, mark och bygg	15 700 000	SEK
Kondensatledning 1 km	3 400 000	
El	615 000	kWh/år
Värme	3 070 000	kWh/år
Kapitalkostnad	2 260 000	kr/år
El	430 000	kr/år
Värme	1 620 000	kr/år
Personal	75 000	kr/år
Kemikalier	32 000	kr/år
Service och underhåll	109 000	kr/år
Totala kostnader	4 100 000	kr/år
Uppgraderingskostnad	0,158	kr/kWh
Möjlig återvinning av värme	2 460 000	kWh/år
Värmebehov i rötkammare	1 170 000	kWh/år
Värde av återvunnen värme	615 000	kr/år
Kostnad uppgradering efter värmeåtervinning	0,135	kr/kWh



## B Förslag till torkning för fallstudie 2

Figuren nedan är beräknad för torkning av 90 000 ton/år biogödsel med 30 % TS-halt. Ångflöden gäller för drifttiden 8000 h/år. I fallstudie 2 har data omräknats från figuren nedan till att gälla för torkning av 110 000 ton/år med 30 % TS-halt och drifttiden 8500 h/år.





## C Kostnadsdata för Fallstudie 2, stor biogasanläggning med kombinerad trum- och bandtork

<b>Biogasanläggning</b>		
Biogasanläggning inklusive anslutningar, mark och bygg	224 000 000	kr
El	10 100 000	kWh/år
Värme	12 400 000	kWh/år
Kapitalkostnad	21 600 000	kr/år
El	7 050 000	kr/år
Värme	6 550 000	kr/år
Personal	1 800 000	kr/år
Kemikalier	1 000 000	kr/år
Service och underhåll <sup>56</sup>	2 070 000	kr/år
VA, analyser, kemikalier, rengöring	800 000	
Totala kostnader	40 800 000	kr/år
Produktionskostnad biogas	0,148	kr/kWh
<b>Uppgradering, vattenabsorption</b>		
Uppgraderingsanläggning vattenskrubber inkl anslutningar	71 900 000	kr
El	15 100 000	kWh/år
Värme	0	kWh/år
Kapitalkostnad	6 900 000	kr/år
El	10 600 000	kr/år
Värme	0	kr/år
Personal	75 000	kr/år
Kemikalier	540 000	kr/år
Service och underhåll	1 200 000	kr/år
Totala kostnader	19 300 000	kr/år
Uppgraderingskostnad	0,071	kr/kWh
<b>Uppgradering, kemisk absorption</b>		
Uppgraderingsanläggning kemisk absorption	53 200 000	kr
Anslutningar	2 200 000	kr

<sup>56</sup> 1,25 % av investeringskostnad, här har 2,5 % enligt grundförutsättningar i Tabell 14 frångåtts.

El	6 600 000	kWh/år
Värme	32 800 000	kWh/år
<b>Kapitalkostnad</b>	5 330 000	kr/år
El	4 590 000	kr/år
Värme	17 300 000	kr/år
Personal	75 000	kr/år
Kemikalier	309 000	kr/år
Service och underhåll	170 000	kr/år
<b>Totala kostnader</b>	27 700 000	kr/år
<b>Uppgraderingskostnad</b>	0,10	kr/kWh
<b>Mekanisk avvattning</b>		
Mekanisk avvattning inklusive anslutningar och bygg	5 500 000	kr
El	600 000	kWh/år
Värme	0	kWh/år
<b>Kapitalkostnad</b>	530 000	kr/år
El	420 000	kr/år
Värme	0	kr/år
Personal	60 000	kr/år
Kemikalier (polymertillsats)	9 220 000	kr/år
Service och underhåll	110 000	kr/år
<b>Totala kostnader</b>	10 330 000	kr/år
<b>Produktionskostnad avvattning</b>	17,3	kr/ton oavvattnad biogödsel
<b>Indunstning</b>		
Indunstningsanläggning inklusive anslutningar och bygg	74 500 000	kr
El	8 920 000	kWh/år
Värme	2 450 000	kWh/år
<b>Kapitalkostnad</b>	7 200 000	kr/år
El	6 240 000	kr/år
Värme	1 290 000	kr/år
Personal	180 000	kr/år

Svavelsyra	1 900 000	kr/år
Service och underhåll	1 470 000	kr/år
Totala kostnader	18 300 000	kr/år
Kostnad indunstning	37,4	kr/ton avdunstat
		kr/ton
	30,6	oavvattnad biogödsel
<b>Trum- och bandtork</b>		
Kombinerad trum- och bandtork inklusive anslutningar och bygg	46 000 000	kr
El	1 700 000	kWh/år
Ånga	18 600 000	kWh/år
Kondensat	29 000 000	kWh/år
Kapitalkostnad	4 500 000	kr/år
El	1 200 000	kr/år
Värme	25 100 000	kr/år
Personal	300 000	kr/år
Kemikalier	0	kr/år
Service och underhåll	2 260 000	kr/år
VA,analyser,kemikalier, rengöring	0	
Totala kostnader	32 000 000	kr/år
Produktionskostnad torkning	436	kr/ton avdunstat
		kr/ton
	53	oavvattnad biogödsel
<b>Pelletspress</b>		
Pelletspress inklusive anslutningar och bygg	16 000 000	kr
El	2 800 000	kWh/år
Värme	0	kWh/år
Kapitalkostnad	1 500 000	kr/år
El	1 900 000	kr/år
Värme	0	kr/år
Personal	150 000	kr/år

---

Kemikalier	0	kr/år
Service och underhåll	320 000	kr/år
VA,analyser,kemikalier,rensöring	0	
Totala kostnader	3 950 000	kr/år
Produktionskostnad torkning	6,7	kr/ton oavvattnad biogödsel
	108	kr/ton pellets

**D Kostnadsdata för fallstudie 3, stor biogasanläggning med bandtork**

<b>Bandtork</b>		
Bandtork inklusive anslutningar och bygg	66 000 000	kr
El	1 500 000	kWh/år
Värme	71 000 000	kWh/år
Kapitalkostnad	6 370 000	kr/år
El	1 070 000	kr/år
Värme	37 400 000	kr/år
Personal	600 000	kr/år
Kemikalier	0	kr/år
Service och underhåll	670 000	kr/år
VA,analyser,kemikalier, rengöring	0	
Totala kostnader	46 100 000	kr/år
Produktionskostnad biogas	650	kr/ton avdunstat
		kr/ton oavvattnad
	77	biogödsel
	1190	kr/ton pellets
<b>Uppgradering, vattenabsorption</b>		
Uppgraderingsanläggning vattenskrubber inkl anslutningar	71 900 000	kr
El	15 100 000	kWh/år
Värme	0	kWh/år
Kapitalkostnad	6 900 000	kr/år
El	10 600 000	kr/år
Värme	0	kr/år
Personal	75 000	kr/år
Kemikalier	540 000	kr/år
Service och underhåll	1 200 000	kr/år
Totala kostnader	19 300 000	kr/år
Uppgraderingskostnad	0,071	kr/kWh
Värmeåtervinning	10 600 000	kWh/år
Värmebesparing pga återvinning	5 580 000	kr/år

Total kostnad efter värmeåtervinning	13 800 000	kr/år
Uppgraderingskostnad efter värmeåtervinning	0,050	kr/kWh
<b>Uppgradering, kemisk absorption</b>		
Uppgraderingsanläggning kemisk absorption	53 200 000	kr
Anslutningar	2 200 000	kr
El	6 600 000	kWh/år
Värme	32 800 000	kWh/år
Kapitalkostnad	5 330 000	kr/år
El	4 590 000	kr/år
Värme	17 300 000	kr/år
Personal	75 000	kr/år
Kemikalier	309 000	kr/år
Service och underhåll	170 000	kr/år
Totala kostnader	27 700 000	kr/år
Uppgraderingskostnad	0,10	kr/kWh
Värmeåtervinning till bandtork	26 200 000	kWh/år
Värde återvunnen värme	13 800 000	kr/år
Total kostnad efter värmeåtervinning	13 900 000	kr/år
Uppgraderingskostnad efter värmeåtervinning	0,050	kr/kWh



Värmeforsk är ett organ för industrisamverkan inom värmeknisk forskning och utveckling. Forskningsprogrammet är tillämpningsinriktat och fokuseras på energi- och processindustriernas behov och problem.

Bakom Värmeforsk står följande huvudmän:

- Elforsk
- Svenska Fjärrvärmeföreningen
- Skogsindustrin
- Övrig industri

VÄRMEFORSK SAMARBETAR MED  
STATENS ENERGIMYNDIGHET

VÄRMEFORSK SERVICE AB

101 53 Stockholm

Tel 08-677 25 80

Fax 08-677 25 35

[www.varmeforsk.se](http://www.varmeforsk.se)

Beställning av trycksaker

Fax 08-677 25 35