

ERFARINGER MED NITROGENFANGST FRA REJEKTVANN FRA  
UTRÅTNET ORGANISK MATERIALE MED LUKKET  
AMMONIAKKSTRIPPING I ESLØV

EXPERIENCES WITH CAPTURE OF NITROGEN FROM ANAEROBICALLY TREATED  
ORGANIC MATERIALS WITH CLOSED LOOP AMMONIA STRIPPING IN ESLØV

VIGØRN BERNHARD GREGERS ARNTZEN JR.

UNIVERSITETET FOR MILJØ- OG BIOVITENSKAP  
INSTITUTT FOR MATEMATISKE REALFAG OG TEKNOLOGI  
MASTEROPGAVE 30 STP - 2012



## Forord

Først og fremst ønsker jeg å takke min veileder førsteamanuensis ved Universitetet for miljø- og biovitenskap, Lasse Vråle for at han tidlig så behovet for å sammenfatte informasjon om behandling av rejektivann for resirkulering av næringsstoffer. Jeg ønsker å takke ham for å ha sett på mitt arbeide som inspirerende, og for å ha tatt av sin tid til å komme med innspill og forslag slik at jeg har kunnet ferdigstille oppgaven.

Uten hjelp fra Katarina Hansson og Gabriella Eliasson (tidligere driftsingeniører ved VA-SYD og Ellinge renseanlegg i Sverige) hadde min oppgave ikke vært mulig å gjennomføre. En stor takk ønsker jeg å rette til dere for velvillig å ha delt av deres erfaringer med drift av ammoniakkstrippanlegget i Esløv.

I tillegg ønsker jeg å rette en stor takk til min kjære kone Rebecca har vært en stor støtte for meg igjennom arbeidet, og også min nærmeste familie (familien til Rebecca inludert).

Min arbeidsgiver Sørums Kommunalteknikk KF (ved blant andre Hogne Røisheim) har vist interesse i min oppgave, og de har vært fleksible i forhold til å gi meg tid til å jobbe med oppgaven samtidig som jeg har vært i fulltids jobb. En stor takk til dere!

## Sammendrag

Rejektivannsstrømmer fra avvanning av slam på renseanlegg og avvanning av utrånnet biologisk materiale fra biogassanlegg inneholder ofte store mengder plantenæringsstoffer. I Norge sendes hovedsakelig disse rejektivannstrømmene tilbake til hoved innløpet på renseanlegg, og plantenæringsstoffene ender opp i utfelt slam, slippes ut til atmosfæren eller ledes ut til resipient. I tillegg kan det høye innholdet av plantenæringsstoffer i rejektivannstrømmene medføre store belastninger på renseprosessene i renseanlegg. I de seinere årene har det vært økt fokus på gjenvinning av ressurser, og interessen har økt for å finne muligheter for å behandle rejektivannstrømmene separat å gjenvinne næringsstoffene for bruk på dyrkede arealer eller i industriell sammenheng.

Hensikten med denne oppgaven har vært å se nærmere på aktuelle metoder for å resirkulere hovednæringsstoffene nitrogen, fosfor og kalium. Ammoniakkstripping er en av metodene som benyttes for uthenting av næringsstoffet nitrogen fra rejektivann. På Ellinge avløpsrenseanlegg i Eslöv i Sverige, benyttet de seg av denne prosessen i årene 1992 til 2006 da det ble nedlagt. Informasjon om oppbygning og drift av anlegget, samt rensresultater og avsetning av ammoniumsulfatproduktet har blitt samlet inn fra personer som har vært sentrale i driften av anlegget. Dessuten har det vært av interesse å finne ut hvorfor anlegget ble lagt ned. På Vestfjorden avløpssekskap (VEAS) utenfor Oslo finnes et liknende ammoniakkstrippeanlegg som leverer tilfredsstillende resultater. Dette anlegget har blitt brukt som referanseanlegg i vurderingen av prosessen på Eslöv.

Noen av de viktigste konklusjonene som har blitt trukket etter å ha utført litteraturstudie rundt temaet uthenting av næringsstoffer fra rejektivann etter anaerob utrånning, og vurdering av ammoniakkstrippeanlegget i Eslöv er:

- Ammoniakkstripping er en effektiv metode for gjenvinning av nitrogen fra rejektivann. Ammoniakkstrippeanlegget på Eslöv hadde en gjennomsnittlig nitrogenfjerningsgrad med utgangspunkt i mottatte data fra de første driftsårene, på rundt 80 %. Av dette ble omkring 60 % akkumulert i ammoniumsulfat løsning (gjødselprodukt) mens de resterende 20 % fulgte slammet fra lutfellingstrinn. Rejektivannstrømmen til strippeanlegget representerte omkring 15- 20 % av nitrogenbelastningen til renseanlegget.
- På Eslöv førte alkalisering av rejektivannet i lutfellingstrinnet før strippetårn til 74 % reduksjon av fosfor og 61- 94 % reduksjon av metaller i utløpsvannet. Suspendert stoff ble redusert med 76 %.
- På Eslöv ble det ble tilsatt omkring 4,5 liter 50 %-ig lut per m<sup>3</sup> rejektivann for økning av pH til 10,5
- På Eslöv ble det ble tilsatt omkring 0,5 liter 95 %-ig svovelsyre per m<sup>3</sup> rejektivann i scrubbertrinnet.
- Rejektivannet har en meget høy alkalinitet (45 milliekvivalenter ) på grunn av høyt innhold av CO<sub>2</sub>.
- På Eslöv lå elektrisitetsforbruket i snitt rundt 6 kWh/m<sup>3</sup> rejektivann. Anslagsvis 10 % av dette gikk til drift av blåsemaskin i lutfellingsbasseng, altså 0,6 kWh/m<sup>3</sup>. Omkring 60 % av elektrisitets- energien gikk til drift av vifter i strippetårn, altså 3,6 kWh/m<sup>3</sup> rejektivann.

- Avsetningen av ammoniumsulfat som gjødselprodukt med et ammonium innhold på 10- 12 % var god. Bøndene i området viste interesse for produktet og de betalte rundt 24 SEK/100 kg produkt.
- Total kostnad for avskilling av nitrogen i ammoniakkstrippetanlegget lå mellom 22- 25 SEK/kg
- Det første av to seriekoblede strippetårn viste unormalt lav renseseffekt på 36,3 %. Innholdet av suspendert stoff inn til strippetårnene var mellom 77 og 404 mg/l. Mye tyder derfor på at spesielt strippetårn 1 har slammet ned og dermed mistet renseseffekt muligens på grunn av lavere luftsirkulasjon.
- VEAS- prosessen har all kjemikalietilsats før avvanning for å sikre god avvanning, og sikrer lavt tørrstoffinnhold i rejektvannet på grunn av filtrering ved bruk av kammerfilterpresser. På Esløv opplevde man problemer med nedslamming av strippetårn.
- VEAS bruker kalk for heving av pH istedenfor lut siden kalk er vesentlig billigere.
- VEAS har ingen problemer med kalsiumkarbonatutfelling i strippetårnet, men gjennomfører rutinemessig syrevask.
- Prosessen med lufting av rejektet i utjevningstank hadde motstridende prosesser. Man luftet for å redusere innholdet av CO<sub>2</sub>, men samtidig økes sannsynligheten for noe uønsket nitrifikasjon og dermed tap av ammonium og ammoniakk til nitrat. I tallmateriale fra 2005 ser man at uønsket nitrifikasjon har forekommet i utjevningbassenget og også i selve strippetårnene, noe som har redusert avdrivingsgraden noe.

## Abstract

Reject water streams from dewatering of sludge in sewage treatment plants and dewatering of anaerobically treated organic matter from biogas plants often contain great amounts of plant nutrients. In Norway these streams are often sent back to the inlet of the sewage treatment plants, and the plant nutrients end up in the separated sludge, is disposed of to the atmosphere or is led with the effluent to the recipients. The large amount of plant nutrients in these reject water streams can lead to increased load on the treatment processes in the treatment plants. The later years there has been an increased focus on recycling of resources, and there has been an increased interest of finding ways to treat the reject water streams in separate processes for extracting the plant nutrients for use on agricultural areas or in industrial processes.

The main purpose of this study has been to closer investigate possible methods for recycling the main plant nutrients nitrogen, phosphorous and potassium. Air stripping of ammonia is one of the methods that are used to extract nitrogen from reject water. At Ellinge sewage treatment plant in Esløv, Sweden, this process was in operation from 1992 until 2006 when the process was ended. For the purpose of this work information on how the process was built up, how it was run as well as treatment results has been collected and presented. In addition a study of why the process was shut down has been executed. For comparison a similar existing plant outside Oslo has been used (VEAS), since this plant is delivering satisfying results. Some of the main conclusions that have been drawn from this work are:

- Air stripping of ammonia is an effective way of recovering nitrogen from reject water.
- The ammonia stripping plant in Esløv reduced the incoming nitrogen by 80 %. 60 % of this was accumulated in the ammoniumsulphate solution (fertilizer product), and the remaining 20 % ended in separated sludge. The reject water stream to the stripping plant represented about 15 – 20 % of the nitrogen load to the treatment plant.
- In Esløv the alkalisation of reject water before the stripping towers led to a reduction of phosphorous of 74 % and a reduction of metals in the effluent of 61 – 94 %. Suspended solids were reduced by 76 %.
- In Esløv an average of 4,5 liters 50 % lye per m<sup>3</sup> reject water was added to increase pH to 10,5
- In Esløv an average of 0,5 liters 95 % sulfuric acid per m<sup>3</sup> reject water was added in the scrubber.
- The reject water had a high degree of alkalinity (45 meq) because of high levels of CO<sub>2</sub>.
- In Esløv the electricity consumption was in average 6 kWh/m<sup>3</sup> reject water. About 10 % of this went to the blower in the sedimentation stage and 60 % went to the fans in the stripping towers.
- The ammoniumsulphate product was easy to sell to farmers for use on agricultural land. They paid around 24 SEK/100 kg finished product.
- Total cost of separation of nitrogen in the strippingplant was between 22 - 25 SEK/kg

- The first of the two serially connected stripping towers showed an unusually low degree of nitrogen separation. The levels of suspended solids in reject water into the towers were high and therefore the first tower did likely get clogged with sludge.
- The VEAS- process adds all chemicals before the dewatering stage followed by dewatering in a chamber filter press. This way they eliminate sludge being led to the stripping towers.
- VEAS uses lime instead of lye to increase pH. Lime is much cheaper compared to lye.
- The process in Esløv of aerating the reject water to drive out CO<sub>2</sub> for adjusting alkalinity may have worked against its purpose since unwanted nitrification occurred in the process.

# Innholdsfortegnelse

<b>Kapittel 1</b> .....	1
1 Innledning.....	1
1.1 Formål.....	2
1.2 Metoder.....	2
1.3 Avgrensinger.....	2
<b>Kapittel 2</b> .....	3
2 Litteraturundersøkelser (om biorest og næringsstoffer).....	3
2.1 Produksjon av biogass og biorest.....	3
2.2 Disponering av biorest.....	3
2.3 Rejektvann.....	4
2.4 Aktuelle metoder for separat behandling av rejevtvann og biorest med hensikt å resirkulere næringsstoffer.....	5
2.4.1 Inndampning av nitrogen og kalium.....	5
2.4.2 Luftstripping for produksjon av ammoniumsalt.....	6
2.4.3 Produksjon/ resirkulering av struvitt for gjenvinning av nitrogen og fosfor.....	7
2.4.4 Andre metoder.....	8
<b>Kapittel 3</b> .....	10
3.1 Strippeprosessen.....	10
3.2 Bakgrunn for ammoniakkstripping.....	12
3.2.1 Kjemiske forutsetninger.....	12
3.2.2 Fysiske forutsetninger.....	14
<b>Kapittel 4</b> .....	17
4.1 Generelt om Ellinge renseanlegg, tilførsler, og enhetsprosesser.....	17
4.1.1 Næringsmiddelbedriften Procordia.....	17
4.2 Oppbygning av renseanlegget etter ombygging (slik det fremstår i dag).....	19
4.2.1 Linje for kommunalt avløp.....	19
4.2.2 Linje fra Procordia.....	20
4.2.3 Slambehandling og anaerobisk utråtning.....	20
4.2.4 Produksjon av biogass ved Ellinge renseanlegg.....	21
4.3 Tidlige forsøk med biologisk behandling av avløpsvannet for fjerning av nitrogen.....	22
4.4 Opprettelse av ammoniakkstrippesystem for fangst av nitrogen for resirkulering direkte til jordbruk.....	22
4.4.1 Utjevningsbasseng for avvannet rejevtvann.....	23
4.4.2 Rensetrinn for pH-økning ved lutdosering og sedimentering av utfellingsprodukter.....	24
4.4.3 Strippeprosessen.....	25
4.4.4 Styring, kontroll og overvåkning av anlegget.....	26
4.4.5 Prosedyrer for vedlikehold og service av anlegget.....	28
<b>Kapittel 5</b> .....	29
5 Driftsresultater, informasjon om materialflyt, styring av anlegget, avsetting av materiale.....	29

5.1 Erfaringer fra tidlige forsøk med biologiske rensemetoder for fjerning av nitrogen (årene 1987-1991) i rejektvannet fra sentrifuge som gikk i retur tilbake til hoved innløpet.....	29
5.2 Erfaringer med opprettelse og drift av ammoniakkstrippaanlegg for fjerning av nitrogen (årene 1992-2006).....	30
5.2.1 Rejektvannets egenskaper.....	31
5.2.2 Utjevningsbasseng.....	31
5.2.3 Alkaliserings- og sedimenteringstrinn.....	32
5.2.3.1 Kjemisk felt slam med lut.....	33
5.2.3.2 Reduksjon av suspendert materiale, fosfor og metaller.....	35
5.2.4 Driftserfaringer med strippetårnene.....	36
5.2.5 Driftserfaringer fra scrubber.....	39
5.2.6 Nitrogenreduksjon gjennom prosessen.....	40
5.2.7 Nitrogenreduksjon for hele rensaanlegget etter overgang fra biologisk nitrogenfjerning til ammoniakkstrippaanlegg.....	41
5.2.8 Avsetting av ammoniumsulfat og kvalitet på produktet.....	41
<b>Kapittel 6</b> .....	<b>49</b>
6 Økonomi og kostnader.....	49
6.1 Kostnader, inntekter og grunnlagsdata.....	49
6.2 Elekrisitetskostnader og strømforbruk.....	49
6.3 Kjemikaliekostnader.....	51
6.4 Driftskostnader for rensing og fanging av nitrogen i ammoniakkstrippaanlegget årene 1993, 1994 og 2005.....	52
<b>Kapittel 7</b> .....	<b>55</b>
7 Vurdering av ammoniakkstrippaanlegget i Esløv.....	55
<b>Kapittel 8</b> .....	<b>60</b>
8 Konklusjoner.....	60
<b>Kapittel 9</b> .....	<b>62</b>
9 Referanser.....	62



## Kapittel 1: Innledning

De siste årene har det utviklet seg en økende interesse for gjenvinning av ressurser. Behandling av organisk avfall i biogassanlegg for produksjon av metangass har blitt sett på som en effektiv metode for gjenvinning av energi. I biogassanlegg blir biogass samlet opp på en kontrollert måte hvorpå den kan brukes til energiformål isteden for å bli sluppet ut til atmosfæren. Metangass er en relativt potent drivhusgass, og har omkring 23 ganger større negativ effekt som drivhusgass sammenliknet med CO<sub>2</sub>. (Jungkunst & Fiedler 2007)

I tillegg til metangass får man fra prosessen store mengder utrånnet materiale som inneholder organiske og uorganiske nedbrytningsprodukter, derunder høye konsentrasjoner av viktige plantenæringsstoffer. Innhold og sammensetning av denne såkalte bioresten eller råtneresten avhenger av hvilke organiske materialer som er tilført prosessen samt hvilke former for behandling den gjennomgår under og etter utråningsprosessen. Det har de seinere årene vært fokus på bærekraftig utvikling, og med dette som grunnlag er det viktig å se på bioresten som en ressurs og ikke som et problem.

Ved å sørge for optimal behandling av bioresten, kan man sikre at næringsstoffene blir ført tilbake til jordbruket for produksjon av ny mat. Ved mindre optimal behandling av bioresten, kan den utgjøre en potensielt stor kostnadsdrivende og ressurskrevende faktor og medføre belastning på miljøet.

I forprosjektet «Utvikling av biogass i Norge», utført i regi av Norsk Vann (Nedland & Ohr 2010), påpekes et økt kunnskapsbehov om separasjonsprosesser for nitrogen, fosfor og kalium fra biogjødsel og rejektivann. I Norge finnes det flere biogassanlegg som produserer store mengder utrånnet organisk materiale som videre gjennomgår avvanning. I de fleste tilfellene blir vannfasen eller rejektivannet ledet til rensing i et renseanlegg med biologisk og/ eller kjemisk rensetrinn. Økende interesse for mottak av nitrogenrike avfallsfraksjoner som matavfall, fisk etc. i biogassanlegg kan gi høye nitrogenkonsentrasjoner i råtnetanker og returstrømmer fra avvanning. Dette har sammenheng med at mesteparten av nitrogenet og kaliumet vil følge vannfasen mens fosfor i hovedsak forblir i den tørrere slamdelen.

Rejektivannsstrømmene har ofte svært høyt innhold av plantenæringsstoffer og kan senke rensesgraden i et renseanlegg betydelig, i enkelte situasjoner også føre til overbelastning i rensesprosessen og vanskeligheter med å overholde renseskravene.

De seinere årene har det blitt utviklet metoder for behandling og fjerning av plantenæringsstoffer fra disse returstrømmene. Særlig i utlandet, blant annet Sverige, Danmark og Tyskland finnes det en del erfaringer og kunnskap rundt emnet. Enkelte av metodene går ut på å hente ut plantenæringsstoffer i ren form for produksjon av enten gjødselprodukter eller andre produkter med salgsv verdi.

En av disse behandlingsmetodene er lukket ammoniakkstripping, og metoden går ut på å øke pH i rejektivannet eller vannet fra avvanningsmaskinene slik at mesteparten av nitrogenet foreligger i form av

ammoniakk. Denne gassen kan videre drives ut av væskefasen og absorberes i syre slik at man sitter igjen med et salgbart produkt med flere anvendelsesområder, deriblant gjødsel. På Ellinge avløpsrensaneanlegg i Eslöv, Sverige ble et slikt ammoniakkstrippaneanlegg opprettet i 1992 for separat behandling av rejektivann etter biogasstrinn, men etter 13 års drift ble anlegget lagt ned. Det har vært av interesse å hente frem mest mulig data fra driftsperioden for deretter å gjøre en teknisk og økonomisk vurdering av anlegget og prosessmetodene. Vestfjorden Avløpsselskap (VEAS) utenfor Oslo driver en sammenlignbar lukket strippeprosess, med tilfredsstillende resultater. Dette anlegget har derfor blitt brukt som referanseanlegg.

### **1.1 Formål**

Oppgaven har hatt som formål å vurdere ammoniakkstrippaneanlegget på Ellinge rensaneanlegg i Eslöv i Sverige. Dette ble satt i drift i 1992, og pågikk frem til 2006 da det ble nedlagt. Det har blitt lagt vekt på å samle inn hvilke erfaringer som ble gjort i forbindelse med drift av anlegget, kartlegge hvordan rensaneanlegget (strippaneanlegget) var bygget opp, hvordan forbehandlingen fra avvanning og behandling av rejektivannet har vært, analysere driftsdata, driftsproblemer, kostnader, avsetning av produkt og årsaken til at prosessen ikke ble opprettholdt. Vestfjorden avløpsselskap (VEAS) utenfor Oslo driver en sammenlignbar prosess, og prosessen der har delvis blitt brukt som et sammenligningsgrunnlag i den grad data fra dette anlegget er kjent. I tillegg har oppgaven hatt som formål å samle informasjon som kan kaste lys over status på behandling av vannfasen fra avvanningsmaskiner etter anaerobisk utråtning i Norge, og hvilke aktuelle metoder som finnes for utvinning av plantenæringsstoffer fra rejektivann.

### **1.2 Metoder**

Et litteraturstudium har blitt gjennomført for å skaffe oversikt over hvilke metoder som finnes for resirkulering av næringsstoffer fra biorest etter anaerobisk utråtning. Sentrale personer innenfor fagmiljøet har blitt kontaktet enten direkte eller per epost for innspill. Undertegnede har deltatt på seminar hvor fagmiljøet har vært representert (Avløpsteknikk for fremtiden, i regi av Tekna 7.1.2011). I tillegg har det blitt gjennomført befaringspåk Ellinge ARV i Eslöv, Sverige for innhenting av materiale samt intervju med relevante personer involvert i drift av ammoniakkstrippaneanlegget der.

### **1.3 Avgrensinger**

I denne oppgaven har det blitt fokusert mest på behandlingsmetoder for flytende fraksjon av biorest etter avvanning. Denne flytende fraksjonen kan behandles enten av hensyn til rensaneanleggets renseseffekt, eller for å få tak i verdifulle næringsstoffer for resirkulering til jordbruk eller industrielle prosesser. De fleste behandlingsmetodene som brukes i dag har ikke resirkulering av næringsstoffer som formål. Disse metodene har derfor ikke blitt beskrevet nærmere her. Ammoniakkstripping dreier seg hovedsakelig om fjerning av næringsstoffet nitrogen fra rejektivann, og derfor har hovedfokus vært på dette næringsstoffet. Likevel nevnes enkelte aktuelle metoder for fjerning av andre plantenæringsstoffer i kapittel 2. Dessuten inneholder en del av datamaterialet fra Eslöv informasjon om fjerning av næringsstoffet fosfor. Mengden av mottatt måledata er relativt stor, og kun de viktigste tallene er tatt med i oppgaveteksten og vedlegg.

## 2. Litteraturundersøkelser (om biorest og næringsstoffer)

### 2.1 Produksjon av biogass og biorest

Organiske materialer som kan benyttes i biogassprosessen for produksjon av biogass kalles substrater. Eksempler på substrater kan være fiskeriavfall, slakteriavfall, meieriavfall, avfall fra næringsmiddelindustri, husdyrgjødsel av forskjellige typer og energivækster (Nedland & Ohr 2010). For en oversikt over forskjellige aktuelle substrater for produksjon av biogass henvises til «Substrathandbok för biogasproduktion», utgitt av Svenskt Gastekniskt Center i 2009. Foreløpig finnes ikke en slik oversikt på norsk, men det arbeides med å lage en norsk utgave. Biorest er den massen som gjenstår når biogassen er produsert fra substratet. Flytende biorest kan benyttes direkte som gjødsel i landbruket istedenfor mineralgjødsel. Bioresten er organisk materiale som det ikke er lov å deponere (Biogass Østfold, url 1), og for et biogassanlegg er det viktig å finne beste måten å håndtere bioresten på. Hva som kommer ut av en biogassreaktor avhenger av hva man tilfører, og renheten på bioresten er avgjørende for hva den videre kan brukes til. Dette bestemmes av hvilke avfallstyper som mates inn i biogassanlegget, og reguleres gjennom gjødselvereforskriften. Mens biorest fra matavfall og husdyrgjødsel normalt tillates benyttet som gjødsel direkte på landbruksarealer, tillates det vanligvis ikke å benytte biorest fra kloakkslam til dette formålet. I den svenske rapporten «Rötrest från biogasanläggningar - användning i Lantbruket» av Baky A. et al (2006) brukes begrepet «rötrest» om utrånnet materiale som har sitt opphav i de ovenfor nevnte substrater og kan benyttes direkte som gjødsel i jordbruket, mens begrepet «röt slam» blir brukt om utrånnet slam fra avløpsrensaneanlegg. Likevel finnes det metoder for uthenting av plantenæringsstoffer som for eksempel nitrogen i ren form fra bioresten.

### 2.2 Disponering av biorest

Organisk materiale som har gjennomgått anaerobisk utrånning betegnes altså som biorest, men ordet råtnerest blir også brukt. Bioresten fra matavfall og husdyrgjødsel kan som nevnt ovenfor benyttes direkte på jordbruksarealer som gjødsel. I blant annet Sverige er det vanlig å ikke avvanne dette restproduktet, men den såkalte "biogjødselen" blir benyttet slik den er fra råtnetanken for bruk på jordbruksarealer som gjødsel og jordforbedringsmiddel. Ved utrånning vil mesteparten av næringsstoffene som finnes i avfallet finnes igjen i bioresten før eventuell avvanning. Det er hovedsakelig den organiske andelen av innholdet som reduseres i form av gassproduksjon. En viss andel av svovelet vil imidlertid inngå i biogassen i form av hydrogensulfid. (Bøen et al. 2005). Det betyr at også noe av svovelinnholdet i materialet reduseres. I Norge er det vanlig å separere denne bioresten i en fast og en flytende fraksjon ved at slammet avvannes. (Hvitsand & Kleppe, 2011). Fast fraksjon betegnes som fast biorest eller avvannet biorest, og på vann- og avløpspråket kalles avvannet slam. Den flytende fraksjonen etter avvanningen kalles gjødselvann, mens den av enkelte (kanskje litt upresist) kalles supernatant. Noen næringsstoffer er først og fremst knyttet til fast biorest (for eksempel fosfor), mens andre næringsstoffer finnes hovedsakelig i vannfasen (for

eksempel ammonium og kalium). Faktorer som type avvanningsteknologi, alkalinitetsnivå og avvanningsegenskapene til bioresten påvirker sammensetningen av fast og avvannet biorest.

### 2.3 Rejektvann

Siden avvanning av biorest fra biogassprosessen foregår etter samme prinsipper som avvanning av slam fra renseprosesser på avløpsrenseanlegg, blir samlebetegnelsen rejevtvann ofte brukt i litteraturen om flytende fraksjon etter avvanningsprosesser uavhengig om opphavet er biorest eller kloakkslam. I for eksempel «Forskrift om tømning av slam» for Sarpsborg kommune defineres rejevtvann som flytende del etter avvanning av kloakkslam. (Lovdata, url 2) Videre i denne oppgaven vil betegnelsen rejevtvann konsekvent benyttes om flytende fraksjon fra avvanningsprosesser. Andre begreper som blir brukt i litteraturen i forbindelse med avvanning av slam eller biorest er bl.a. returvann, filtratvann, dekantat og dekantvann. På vann- og avløpsspråket brukes begrepet filtratvann når det kommer fra en silbåndspresse eller kammerfilterpresse. Dekantvann brukes i VA-språket vanligvis om vannfasen fra fortykker- enheten for slam.

En spørreundersøkelse utført i regi av Norsk Vann REF Utvikling av biogass forprosjekt) så nærmere på hvordan rejevtvann fra avvanning av råtnere rest brukes i Norge. I de fleste tilfellene blir rejevtvannet sendt som returstrøm tilbake til innløpet i renseanlegg med biologisk og/eller kjemisk rensetrinn. Vanlig metode for reduksjon av nitrogen i avløpsrenseanlegg er via biologisk rensing ved nitrifikasjon og denitrifikasjon. Utslippene som oppstår er CO<sub>2</sub> fra nedbrytning av organisk stoff i avløpsvannet som er nødvendig for å få i gang nitrifikasjonen, produksjon av nitrogengass N<sub>2</sub>, og litt lystgass N<sub>2</sub>O som også slippes til atmosfæren. Denne delen av nitrogenet blir således ikke fanget og tilbakeført til jordsmonn som plantetilgjengelig næringsstoff.

Rejevtvanns-strømmene tilbake til innløpet er ikke uproblematisk hva angår belastning av renseprosessene på renseanlegg (Emiroglu 2008). Rent hydraulisk blir belastningen neglisjerbar siden rejevtvannsstrømmer typisk bare bidrar med rundt 1-2 % av total avløpsmengde til et renseanlegg (Gustavsson 2010). Innholdet av næringsstoffer derimot, kan være svært høyt i forhold til det som er typisk for vanlig avløpsvann i renseanleggets innløp. Ammoniumkonsentrasjoner på opptil 2500 mg/L er ikke uvanlig (Emiroglu 2008), og nitrogen i rejevtvannsstrømmer kan bidra med opptil 15 -25 % av nitrogenbelastningen til renseanleggets innløp. (Emiroglu 2008; Gustavsson 2010)

Typisk sammensetning av rejevtvann er vist i tabell 2.1.

**Tabell 2.1: Typisk sammensetning av rejevtvann (Fra Emiroglu 2008)**

Reject water	Range	Unit	References
N-Kj	690- 1700	mg/l	Thorndahl (1993), Wett <i>et al.</i> , (1998)
NH <sub>4</sub> -N	600- 1513	mg/l	Arnold <i>et al.</i> , (2000), Jenicek <i>et al.</i> , (2004)
P <sub>total</sub>	trace-130	mg/l	Fux <i>et al.</i> , (2003), Pitman <i>et al.</i> , (1991)
SS	<800	mg/l	Mossakowska <i>et al.</i> , (1997)
COD	700-1400	mg/l	Thorndahl (1993), Laurich and Gunner, (2003)
Temperature	25-40	°C	
pH	7-13	-	Fux <i>et al.</i> , (2003), Wett <i>et al.</i> , (1998)
Alkalinity	53-150	mmol/l	Fux <i>et al.</i> , (2003), Wett <i>et al.</i> , (1998)

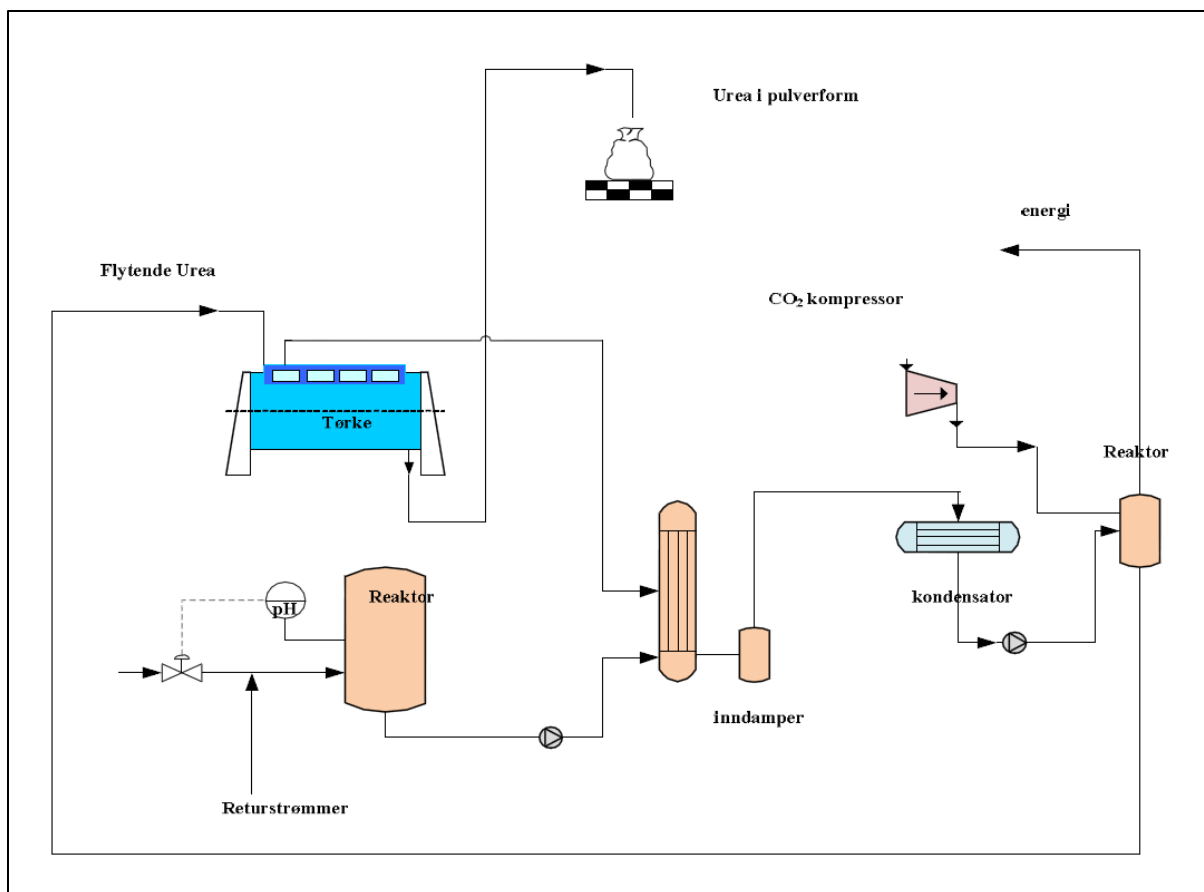
Rejevtvannsstrømmene kan senke rensegraden i et renseanlegg betydelig, og i enkelte situasjoner føre til overbelastning. Dette kan resultere i utvidet kapasitetsbehov på anlegget, og biologiske rensetrinn i tillegg til kjemiske trinn må bygges for å overholde de nye rensekravene. (Vråle 2012, personlig meddelelse). Alternativt kan separat behandling av rejevtvannet vurderes som en mulig løsning på problemet. En del forsøk har blitt gjort for å finne gode måter å behandle dette næringsrike rejevtvannet av hensyn til den totale vannrenseeffekten ved renseanlegget. Det har også blitt gjort noen forsøk og opprettet fullskala renseanlegg med metoder for å hente ut næringsstoffene i ren form fra rejevtvannet. En kort oversikt over aktuelle metoder følger under.

## **2.4 Aktuelle metoder for separat behandling av rejevtvann og biorest med hensikt å resirkulere næringsstoffer**

I Norge har man relativt nylig kommet i gang med å se på mulige metoder for utvinning av hovednæringsstoffene nitrogen, fosfor og kalium i rejevtvannsstrømmer og biorester. I følge Oddvar Tornes, fagansvarlig for slam og gassbehandling ved IVAR i Sør- Rogaland, deltar de i et treårig prosjekt (FixNuT) i regi av bl.a. Bioforsk, IVAR, Lyse, Cambi og Lindum for å vurdere aktuelle metoder for utvinning av NPK (Nitrogen, fosfor og kalium) fra rejevtvann og biorest. I forbindelse med innledende screeningprosess av aktuelle metoder er hans innspill til prosessen gjengitt under. Siden det planlegges bygging av nytt biogassanlegg for slam, matavfall og våtorganisk avfall fra industri og næringsliv på Grødalaland, er det enkelte metoder de mener kan være interessante i forhold til gjenvinning av NPK i forhold til deres anleggsspesifikke behov.

### **2.4.1 Inndampning av nitrogen og kalium**

Et alternativ til tradisjonell luftstripping og tilsetning av syre er å gjenvinne ammonium i returstrømmene ved hjelp av direkte inndampning (med pH heving) for produksjon av konsentrert ammoniakk løsning. Ammoniakk løsningen kan i prinsipp tørkes for videre oppkonsentrering; alternativt kan CO<sub>2</sub> tilsettes i egen reaktor slik at det kan dannes flytende urea. Prinsippet er vist i figuren under:



Figur 2.1 Prinsipp for gjenvinning av urea. (Fra notat: Innspill gjenvinning av NPK – Tornes 2011)

Inndampingen kan skje i egen inndamper etter pH heving for å sikre at mest mulig nitrogen foreligger som ammoniakk. Avdampingen kan skje ved å utnytte spillvarmen i avdampen fra for eksempel tørkeanlegget. Ammoniakkdampen ledes deretter til en kondensator hvor avdampen utkondenseres før kondensatet føres inn i en trykksatt reaktor for tilsetning av CO<sub>2</sub>. Flytende urea kan i prinsipp kan føres inn i tørken hvor urea utkrystalliseres under atmosfæres trykk. Det må derfor tilføres ekstra damp til tørken for å dampe av vanninnholdet i urea/vann blandingen.

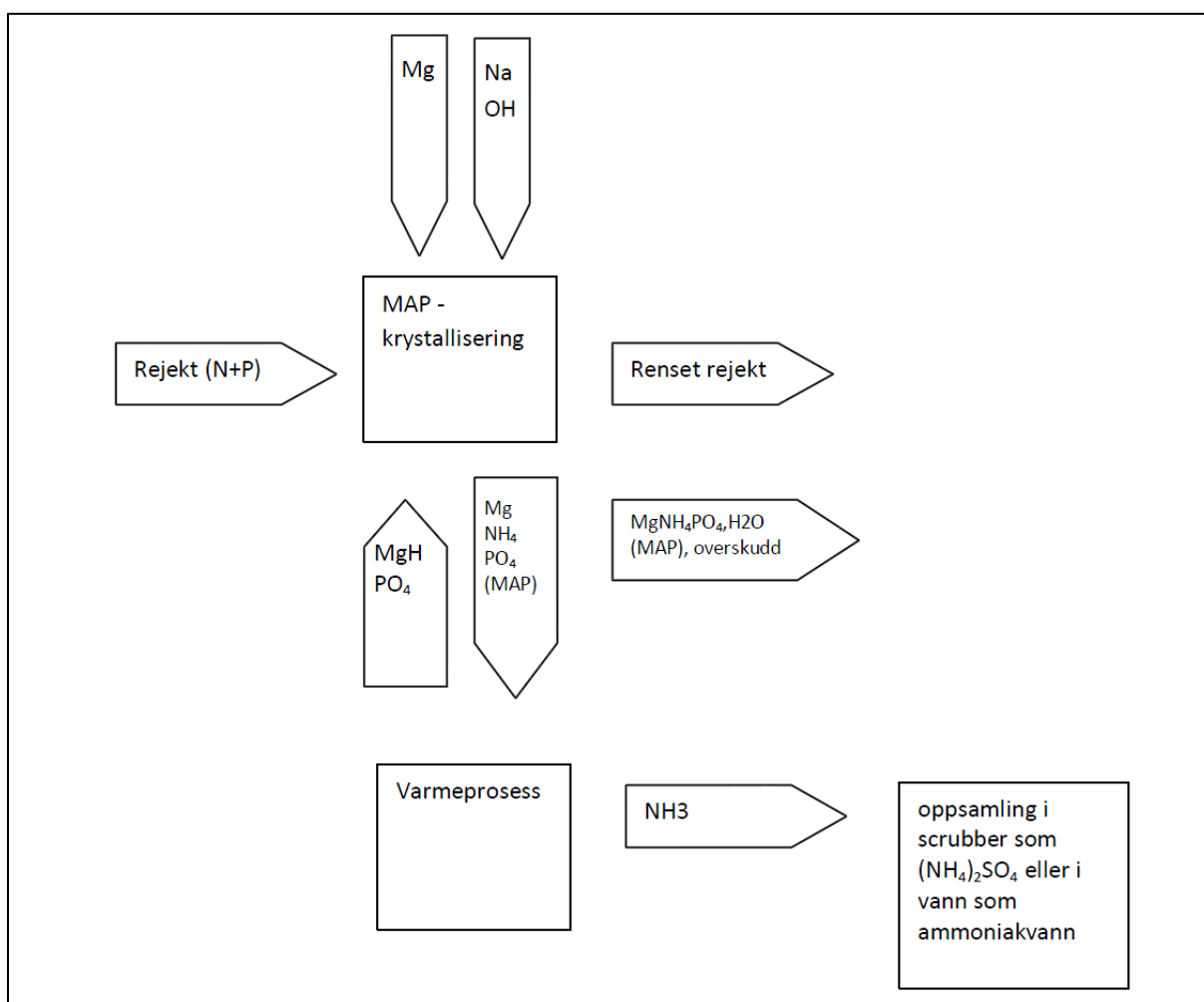
Kalium antas i stor grad å følge vannfasen. Det er derfor grunn til å tro at det også skal være mulig å gjenvinne kalium fra rejektet på denne måten. CO<sub>2</sub> produseres i store mengder i oppgraderingsanlegg for biogass og det er derfor lett tilgang på CO<sub>2</sub>.

#### 2.4.2 Luftstripping for produksjon av ammoniumsalt

Tornes henviser til luftstrippinganlegg på VEAS som fremstiller ammoniumnitrat som selges til Yara. Dette dreier seg om et fullskala anlegg med meget gode resultater,- Tornes påpeker at Danmark og Tyskland har stor interesse for ammoniumproduktet i forbindelse med røykgassrensing fra forbrenningsanlegg. Siden hovedfokus i denne oppgaven er på ammoniakkstripping, blir temaet tatt opp mer inngående i videre kapitler.

### 2.4.3 Produksjon/ resirkulering av struvitt for gjenvinning av nitrogen og fosfor

Struvitt ( $\text{MgNH}_4\text{PO}_4 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ ) eller MAP (Magnesium Ammonium Fosfat) er et gjødselprodukt med høyt planteopptak og dannes ofte i biogassanlegg under spesielle hydrauliske forhold og kan forårsake driftsproblemer i form av belegg i rør, varmevekslere etc. Det er derfor mulig å felle ut struvitt i form av små krystaller (0,01 - 0,2 mm) i en enkel omrørt reaktor, eller å danne granulat (1-4 mm) i en fluidiserende prosess. Under oppvarming omdannes struvitt gradvis til magnesiumhydrogenfosfat  $\text{MgHPO}_4$ . Erfaringer fra forsøk i Danmark (Åby renseanlegg) viser at det er mulig å gjenoppta N i returstrømmer som inneholder  $\text{NH}_4/\text{NH}_3$  (f.eks. rejeckt vann) ved å varme opp og resirkulere oppvarmet struvitt, deretter strippe av  $\text{NH}_3$  og blande magnesiumhydrogenfosfat inn i returstrømmen. Prinsippet er vist i figuren under:



Figur 2.2: Prinsippkisse produksjon av struvitt (MAP) for resirkulering av nitrogen og fosfor (Fra notat: Innspill gjenvinning av NPK – Tornes 2011)

På Grødaland biogassanlegg ser de for seg en potensiell mulighet for produksjon av struvitt i biologiske renseprosesser i kombinasjon med termisk hydrolyse på slambehandlingen.

For felling av struvitt tilsettes magnesium normalt i form av  $MgCl_2$ . (Tornes 2011) Ved å varmebehandle og resirkulere utfelt struvitt kan magnesium og fosfat resirkuleres og med uttak av struvitt overskudd pga. P-tilførselen. Nitrogen kan avdampes som  $NH_3$  og kan skrubbes med svovelsyre ( $H_2SO_4$ ) for produksjon ammonium sulfat eller som ammoniakkvann.

#### 2.4.4 Andre metoder

A3- Water Solutions er et tysk firma basert i Gelsenkirchen, som har spesialisert seg på å levere løsninger knyttet til vann- og avløpsrensing basert på ultrafiltrering og omvendt osmose. De har satset på en metode (A3- Water Solutions, url 3) som går ut på å konsentrere næringsstoffene i rejektivannet i størst mulig grad gjennom filtreringsprosesser, til et fritt flytende næringskonsentrat som er egnet for spredning på jordbruksområder. I tillegg til næringskonsentratet sitter man igjen med næringsfattig prosessvann som kan gjenbrukes i prosessen eller tilbakeføres til naturen. Bioresten fra utråtningen behandles i en såkalt tretrinns-prosess som består av:

- Avvanning, kombinert med dosert tilsats av fellingskjemikalier for å eliminere suspendert stoff og redusere organiske komponenter, etterfulgt av siling.
- Ultrafiltrering med bruk av keramiske membraner for å redusere uoppløste makromolekyler.
- Omvendt osmose for fjerning av oppløste substanser av mindre molekylære størrelser. Eksempler på dette kan være salter eller hardhetsfremmende stoffer som kalsium

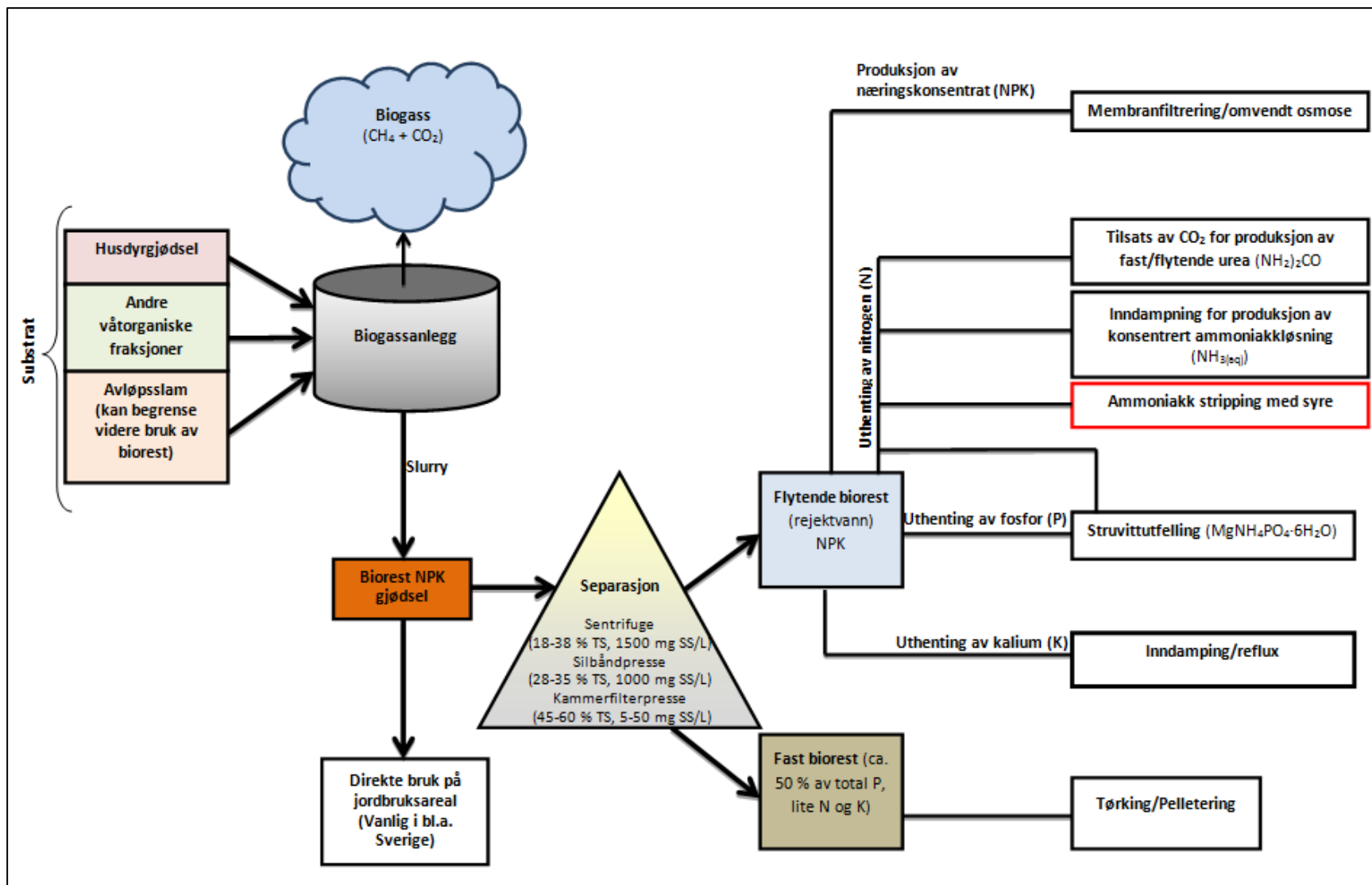
Denne formen for behandling av næringssubstrat fra biogassanlegg resulterer i et permeat som består av rent vann i tillegg til en fast og en flytende fraksjon.

Den flytende fraksjonen fra omvendt osmosebehandling er et næringskonsentrat som ifølge produsenten tilfredsstiller alle betingelsene i det tyske lovverket rundt gjødselbruk og produksjon, blant annet: 'German regulation on the principles of good manuring and fertilizing practice (Duengeverordnung), the German Ordinance of Biowastes (Bioabfallverordnung) og German soil protection and protected sites ordinance (Bodenschutz- und altlastenverordnung).

Det finnes i tillegg enkelte andre metoder som baserer seg på blant annet utkrystallisering av hydroxyapatite (HAP) for fjerning av fosfor, samt utfelling av fosfor ved å tilsette magnesiumsalter, men siden disse metodene fortsatt synes å være på et eksperimentelt stadium, omtales disse ikke videre her. For flere detaljer rundt disse metodene henvises det til masteroppgaven «New trends in treatment of reject water from dewatering of sludge» (Ocansey 2005).

Figur 2.3 nedenfor viser en oversikt over behandlingsmetoder som blir brukt i forbindelse med anaerob behandling av organisk materiale.





Figur 2.3: Oversikt over mulige metoder for utvinning av næringsstoffer etter anaerob utråtning av organisk materiale (V. Arntzen mai 2012)

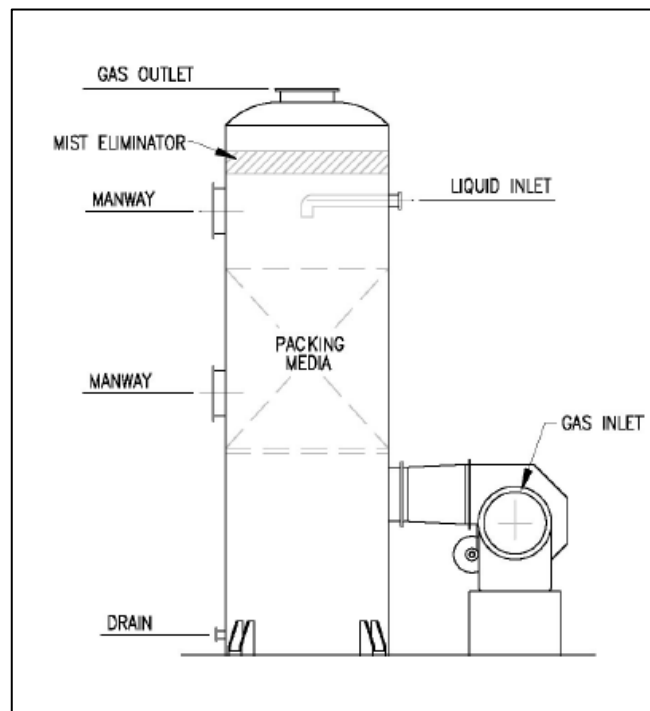
## Kapittel 3: Lukket ammoniakkstripping som metode for fanging av nitrogen (litt teori)

### 3.1 Strippeprosessen

Ammoniakkstripping er en kjent og velutprøvd metode for reduksjon av nitrogen i næringsrike avløpstrømmer. Prosessen bygger på prinsippet om desorpsjon; at løste gasser kan drives ut av en væske ved å sørge for stor kontaktflate og høy konsentrasjonsforskjell mellom luft- og væskefasen. I rejektivann fra slam med nøytrale eller lavere pH verdier foreligger nitrogen hovedsakelig i form av ammonium, og utløpene fra utråtning- og avvanningsprosesser kan inneholde over 2500 mg N/L i form av ammonium nitrogen. (Emiroglu 2008). Ved tilsats av kjemikalier, økes pH i rejektivannet slik at tett opptill 100% av ammoniumet foreligger som ammoniakk. Avdrivning kan oppnås ved å videre lede vannet til et avdrivingstårn eller strippetårn hvor vannet fordeles over et kolonnemedium med stort overflateareal. Luft tilføres i strippingkolonnen, og siden ammoniakk er en vannløselig gass vil den tilstrebe å komme i likevekt i forhold til innholdet av  $\text{NH}_3$  i vannet og luften; ammoniakkgassen vil dermed gå fra vann til luft. Likevekt vil ikke inntreffe så lenge det stadig tilføres ny og rensset luft, og det ammoniakkholdige vannet vil følgelig stripes for nitrogen.

Strippeprosessen kan kjøres i åpen eller lukket form, avhengig av hvordan man videre ønsker å disponere den avdrevne ammoniakkgassen. I den åpne prosessformen, som også blir betegnet som den enkleste av strippemetodene, ledes ammoniakkholdig luft direkte til atmosfæren. Lavere investerings- og driftskostnader kjennetegner denne prosessen, og siden luften som tilføres prosessen ledes direkte fra omgivelsene er det viktig at lufttemperaturen ligger i et område som sikrer optimal gassoverførsel fra væske til luft. Denne prosessen er som vist seinere i kapitlet temperaturavhengig, og lave temperaturer bidrar negativt i gassoverførings-regnskapet. Dessuten

mister man med den åpne metoden muligheten å gjenvinne nitrogenet som ressurs siden avdrevet gass ledes direkte til atmosfære. I miljøsammenheng er ammoniakkgass en forurende gass, siden den ved utslipp til atmosfæren i første omgang ville representert en luftforurensning og i neste



Figur 3.1 Forenklet skisse åpen stripping med utslipp til atmosfære (Fra Branch environmental corporation, url 4)

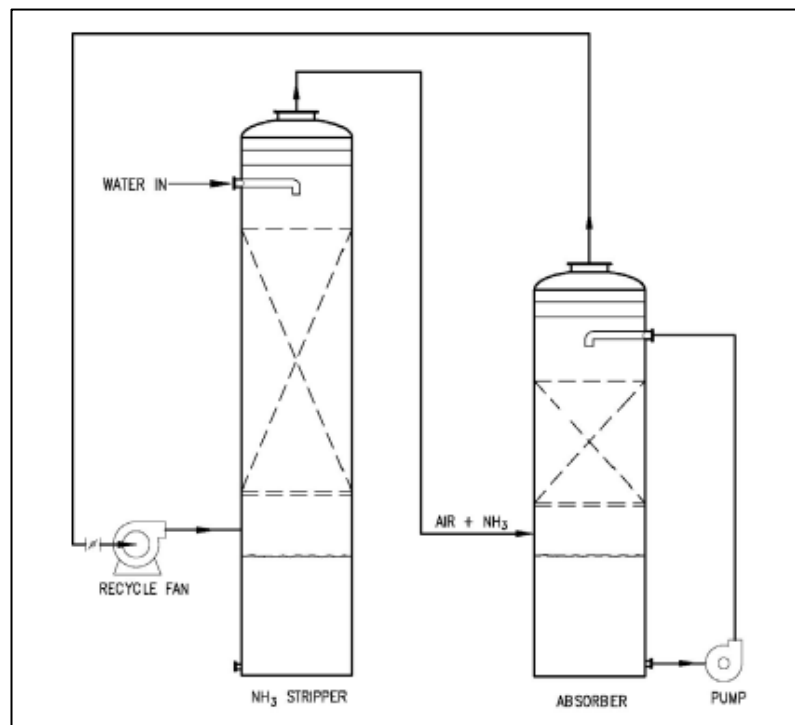
omgang en vannforurensing idet ammoniakken absorberes i nedbør som ender opp i vannforekomstene (Ødegaard 1992). Dessuten viste det store og kjente strippeanlegget i South Tahoe i USA som ble satt i drift i 1969 at åpen stripping hadde flere ulemper. Kald luft vinterstid trekkes inn og renseeffekt reduseres og anlegget kunne fryse om vinteren. Kalsium utfelling i form av  $\text{CaCO}_3$  i filteret i strippetårnene ble også et større problem. Åpen stripping får heller ikke fordelene av at luften holdes lukket i en resirkuleringsbane og varmes betydelig opp av energien fra vifta. Derved øker effektiviteten ytterligere ved lukket stripping. (Personlig meddelelse Lasse Vråle 2012)

Lukket stripping skiller seg fra den åpne ved at avstrippet ammoniakk gass ledes til en såkalt scrubber istedenfor å ledes direkte til atmosfæren. En scrubber er bygd opp etter samme prinsippene som for strippetårn. Ammoniakkholdig luft passerer scrubberens pakkmateriale som sørger for stor kontaktflate mot tilført konsentrert syre. Denne fører til reduksjon av pH, og nitrogenet bindes til væskefasen som ammoniumsalt. Saltet som dannes, f.eks  $\text{NH}_4\text{NO}_3$ ,  $(\text{NH}_4)\text{SO}_4$  eller  $(\text{NH}_4)\text{H}_2\text{PO}_4$ , avhengig av hvilken syre som benyttes til luftrensing og nitrogen

absorpsjon. Rensesyren kan konsentreres opp til 40 % - ig løsning og kan senere benyttes som «kunstgjødsel» (Ødegaard 1992). Luften som har passet gjennom scrubberen er rensert for ammoniakk, og ledes tilbake til strippetårn hvor den gjenbrukes. Det er imidlertid viktig at syredråper ikke transporteres fra absorpsjons- til avdrivningsenheten med luftstrømmen.

Siden prosessen er lukket, unngås samtidig nedkjøling av vannet idet prosess temperaturen vil bli i nærheten av vanntemperaturen slik at isdannelse under vinterdrift lettere unngås (Fettig & Ødegaard 1988).

Resirkuleringen av luft bidrar også til redusert utfelling av kalsiumkarbonat ( $\text{CaCO}_3$ ) (Ødegaard 1992), siden  $\text{CO}_2$  i løpet av kort tid fjernes fra den resirkulerte luften i det lukkede systemet. Kalkutfelling er et problem som har medført problemer i avdrivningsenheter og rørledninger på flere anlegg (Fettig & Ødegaard 1988). Det kan derfor være nødvendig med regelmessig spyling med syre eller mekanisk rengjøring for fjerning av utfellingene. I forbindelse med behandling av vann fra utråtningsanlegg kan



Figur 3.2 Prinsippskisse av lukket strippeprosess bestående av strippetårn, pumper og scrubber/absorpsjonsenhet. (Fra Branch environmental corporation. url 4)

utfelling av struvitt (magnesium ammonium fosfat hexa-hydrat,  $MgNH_4PO_4 \cdot 6 H_2O$ ), forekomme dersom nitrogen, magnesium og fosfor er tilstede. Ofte forekommer utfelling av struvitt i rør på rensaneanlegg men også i vakuumbør om bord på cruiseskip etc. Struvittutfelling, eller MAP- utfelling beskrives kort i kapittel 2.4.3.

### 3.2 Bakgrunn for ammoniakkstripping

Avdrivning av nitrogen via strippeprosessen inkluderer både fysiske og kjemiske prosesserer, og faller følgelig inn under de fysiske- kjemiske renseprosessene. Hallvard Ødegaards bok «Fjerning av næringsstoffer ved rensing av avløpsvann» beskriver grunnlaget for ammoniakkstripping godt, og de viktigste forutsetningene nevnt i hans bok er tatt med i kapittel 3.2.1 og 3.2.2.

#### 3.2.1 Kjemiske forutsetninger

Nitrogen i rejeaktvann foreligger hovedsakelig som ammonium ( $NH_4$ ). Likevekten for ammonium i vann kan beskrives som i ligning 3.1

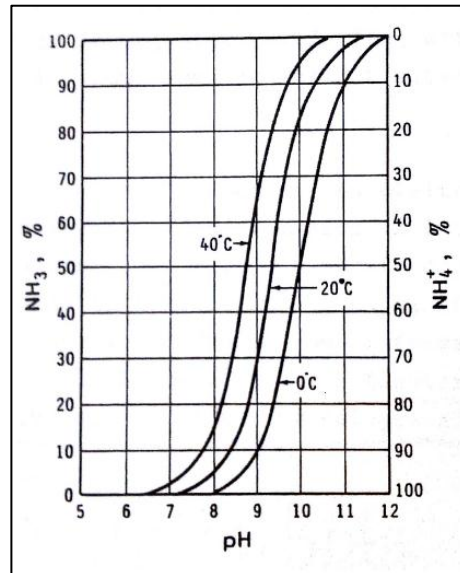


For å avgjøre hvor mye av nitrogenet som foreligger i  $NH_3$ - form benyttes følgende formel:

$$P_a = 1 - \left( \frac{1}{1 + \text{antilog}_{10}(pH - pK_a)} \right) \quad (3.2)$$

Det forutsettes at man vet pH i vannet og syrekonstanten  $pK_a$ .  $pK_a$ - verdien er gitt som den pH- verdien hvor  $NH_3$  og  $NH_4^+$  opptrer i likevekt.

Figur 3.3 viser hvordan fordelingen  $NH_3/NH_4^+$  er avhengig av pH og temperatur i vannet. Ved økende temperatur reduseres  $pK_a$ - verdien som vist i tabell 3.1. Det er differansen mellom aktuell pH og likevekts- pH ( $pK_a$ ) som er avgjørende ved beregning av hvor stor andel av nitrogenet som foreligger som ammoniakk.



Figur 3.3 Effekt av pH og temperatur på fordelingen av ammoniakk og ammonium i vann (Fra Ødegaard 1992)

Tabell 3.1 Syrekonstanten for ammoniakk ved ulike temperaturer (Fra Ødegaard 1992)

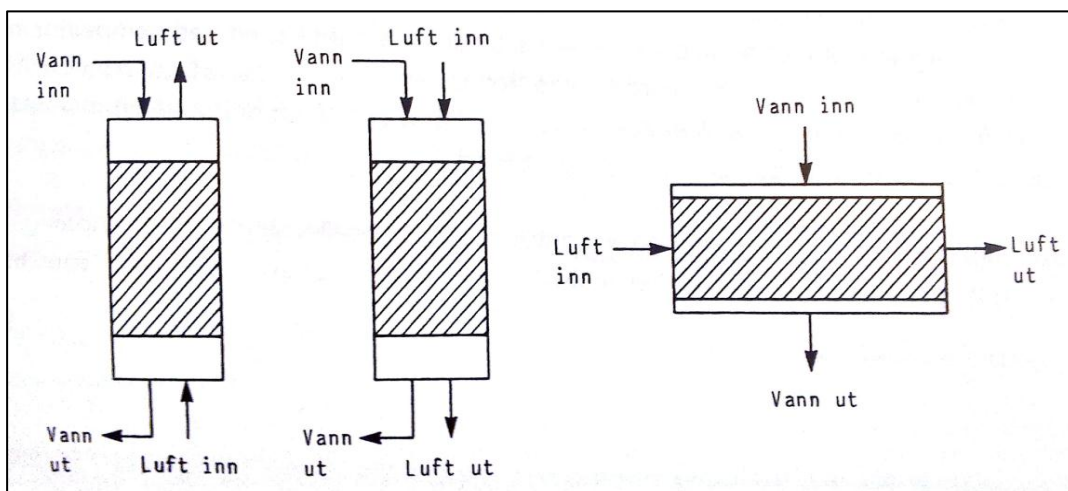
Temp., °C	pK <sub>a</sub>	Temp., °C	pK <sub>a</sub>
0	10.1	100	7.4
15	9.5	150	6.5
25	9.3	200	5.8

Enkelte erfaringer fra forsøk kan tyde på at Le Chateliers prinsipp trer i kraft når ammoniakk drives fra væskefasen (Vråle 1992). Le Chateliers prinsipp går ut på at når et system i likevekt blir utsatt for et ytre inngrep (for eksempel utdriving av ammoniakk fra væskefase over til luften i resirkuleringsbanen) vil dette fremkalle en forskyvning ved at mer ammonium vil gå over til ammoniakk for igjen å oppnå likevekt. Den dynamiske likevekts teorien fører altså til at når ammoniakken i toppen av strippetårnet forlater vannfasen og går over i luftbanen, skifter straks mere ammonium over til ammoniakk i vannfasen. Det blir derfor mulig å fjerne mer ammoniakk enn det som foreligger i utgangspunktet. Forsøket med ammoniakkstripping ved Solumstrand renseanlegg i Drammen (personlig meddelelse Lasse Vråle) viste at renseeffekten i strippetårnet

holdt seg tilnærmet konstant selv om pH sank fra ca. 11,6 til 9,6 grunnet svikt i kalkdoseringen i hovedanlegget.

### 3.2.2 Fysiske forutsetninger

Ammoniakk avdrivningen finner sted i store tårn for at vann og luft skal kunne spres over størst mulig volum og generere størst mulig kontaktflate mellom disse mediene. Det er ønskelig å ha et stort luftvolum i forhold til vannvolum. Avhengig av i hvilken retning vannet strømmer i forhold til luften, skilles det mellom motstrøms, - medstrøms, - og tverrstrømskolonner som vist i figur 3.4. Effektiviteten av ammoniakkfjerning i de forskjellige kolonnene varierer.



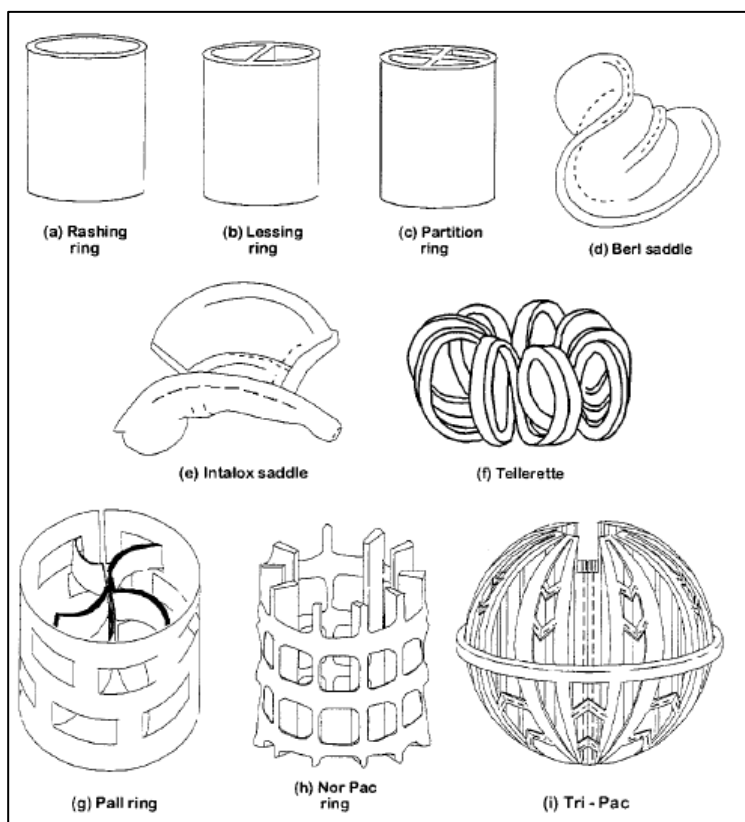
Figur 3.4 Ulike typer strippekolonner. a) Motstrøms, b) Medstrøms, c) Tverrstrøms (Fra Ødegaard 1992)

Motstrømskolonner gir høyest renseseffekt fordi vannet som forlater kolonnen møter den luft som har lavest ammoniakk- konsentrasjon. Tilnærmet 100 % gassovertøringseffektivitet kan oppnås dersom kolonnen gjøres tilstrekkelig høy. I en medstrømskolonne vil maksimal oppnåelig renseseffekt bli begrenset av likevekts forholdene. Slike kolonner benyttes derfor bare ved fjerning av svært flyktige gasser og er dårlige for fjerning av ammoniakk. Effektiviteten for tverrstrømskolonner ligger et sted mellom den for hhv motstrøms- og medstrømskolonner. For å oppnå høy renseseffekt kreves en lang overføringszone, og i praksis vil de si flere tverrstrømskolonner i serie. I praksis er det derfor kun motstrømskolonner som kan anbefales for ammoniakk- avdrivning i avløpsvann.

Tårn som inneholder en form for fyllmateriale foretrekkes i større grad enn løsninger hvor vannet sprutes i en luftstrøm. Dette skyldes hovedsakelig at man med et medium å spre vannet over, vil få en jevnere vannstrøm over tankens volum. Figur 3.5 viser eksempler på hvordan pakningsmedia kan være utformet.

I mindre gassavdrivningskolonner benyttes vanligvis ring- eller salformige gjenstander av metall, keramikk eller plast med en typisk størrelse på mellom 15 og 75 mm. Felles for disse er at de har store overflateareal som fører til bra kontaktflate mellom vann og luft. I større ammoniakkavdrivningsanlegg hvor det er behov for større kolonner, kan det vise seg ofte økonomisk og heller anvende løsninger som produseres i større skala da gjerne i gitterform eller som sammenkoblede mindre media.

Siden løseligheten av ammoniakk i vann er stor i forhold til de fleste andre gasser innebærer dette at meget store luftmengder må tilføres for at man skal nå lave restkonsentrasjoner av ammoniakk i vannfasen.



**Figur 3.5** Eksempler på pakningsmedia (Fra Hand & Hoakanson 1999)

## Dimensjonering

For å bestemme luft/vannforholdet i et strippeanlegg brukes Henry-Daltons lov som uttrykkes ved:

$$y_a P = H' x_a \quad (3.3)$$

$y_a$  = gassfasens molfraksjon

$x_a$  = væskefasens molfraksjon

$P$  = totaltrykket (bar)

$H'$  = Henry's konstant (bar)

Ligningen kan forenkles siden totaltrykket  $P_T$  ligger nær det atmosfæriske trykket og kan settes lik 1.

$H = H'$  når  $P = 1$ .

$$y_a = H x_a \quad (3.4)$$

For ammoniakk (Moen 2009) er  $H$  (25 °C) = 67,8±9,4/atm

Med utgangspunkt i dette kan man beregne luft/vann- forholdet ved hjelp av strippingfaktoren  $S$  og formelen:

$$S = 0,00075 H \left( \frac{\text{luft}}{\text{vann}} \right) \quad (3.5)$$



## Kapittel 4: Beskrivelse av Ellinge renseanlegg i Esløv, Sverige og prosesser benyttet for reduksjon av nitrogen i rejektivann

### 4.1: Generelt om Ellinge renseanlegg, tilførsler, og enhetsprosesser

Ellinge renseanlegg i Esløv ble opprettet rundt 1930 og er ett av de større renseanleggene i Sør-Sverige. I dag består anlegget av både biologiske og kjemiske rensetrinn i tillegg til en egen linje for utrånning av biologisk materiale og produksjon av biogass. Det går to ledninger inn til renseanlegget: en fra Procordia Food AB, og en som transporterer avløpsvann fra private husholdninger og industri i området. Omkring 20 000 personer er i dag knyttet til renseanlegget og det tar imot avløpsvann fra tettstedene Esløv, Gullarp, Østre Amundstorp, Stabbarp, Vestre Strø, Kungshult og Marieholm. Rundt 130 miljøfarlige virksomheter og et femtitalls næringsmiddelproduenter er knyttet til avløpsnett, dog har ikke alle disse utslipp av prosessavløpsvann til renseanlegget. Rundt 50 virksomheter har tilknyttede oljeavskillere, stort sett gjelder dette vaskehaller for kjøretøy, men også næringsmiddelindustri og vaskeri. I tillegg til dette mottar renseanlegget avløpsvann fra ett par virksomheter som driver med overflatebehandling, noen verksteder, rundt ti grafiske virksomheter samt et titalls tannleger. Totalt mottar Ellinge renseanlegg avløp fra et geografisk område på ca. 1165 hektar.

#### 4.1.1 Næringsmiddelbedriften Procordia

Den største leverandøren av avløpsvann til Ellinge renseanlegg er Procordia Food AB, som igjen er eid av det børsnoterte norske selskapet Orkla A.S.A. I 2010 leverte Procordia 679 272 m<sup>3</sup> prosessavløpsvann til renseanlegget. (Ellinge avlopsrensingsverk miljørapport 2010) Dette utgjør omkring 85 % av belastningen til anlegget (VA Syd rapport 2011). Bedriften produserer i hovedsak potetprodukter som pommes frites og potetmos, men viderefører også agurker og rødbeter i tillegg til at det produseres noe ferdigmat. Prosessvannet inneholder dermed en betydelig mengde organisk materiale og næringsmiddelprodukter som sendes til behandling på renseanlegget.

I tillegg til prosessvannet produserer bedriften store mengder organisk avfall i form av blant annet stivelsesslam, silrens og fett. Disse fraksjonene gjennomgår anaerobisk utrånning i en egen linje på renseanlegget, for produksjon av metangass og slam til jordbruk.

For å sikre tilfredsstillende håndtering av biproduktene fra Procordia Food, har bedriften inngått en avtale med Esløv kommune som innebærer at kommunen vil foreta nødvendige investeringer for å håndtere restprodukter og prosessavløpsvann iht. nye miljøkrav og innfri nye utslippsbetingelser. Avtaletiden er 10 år med fortløpende forlengelse i femårsperioder.



Figur 4.1: Procordias fabrikk i Eslöv. (V. Arntzen - 21.05.2012)

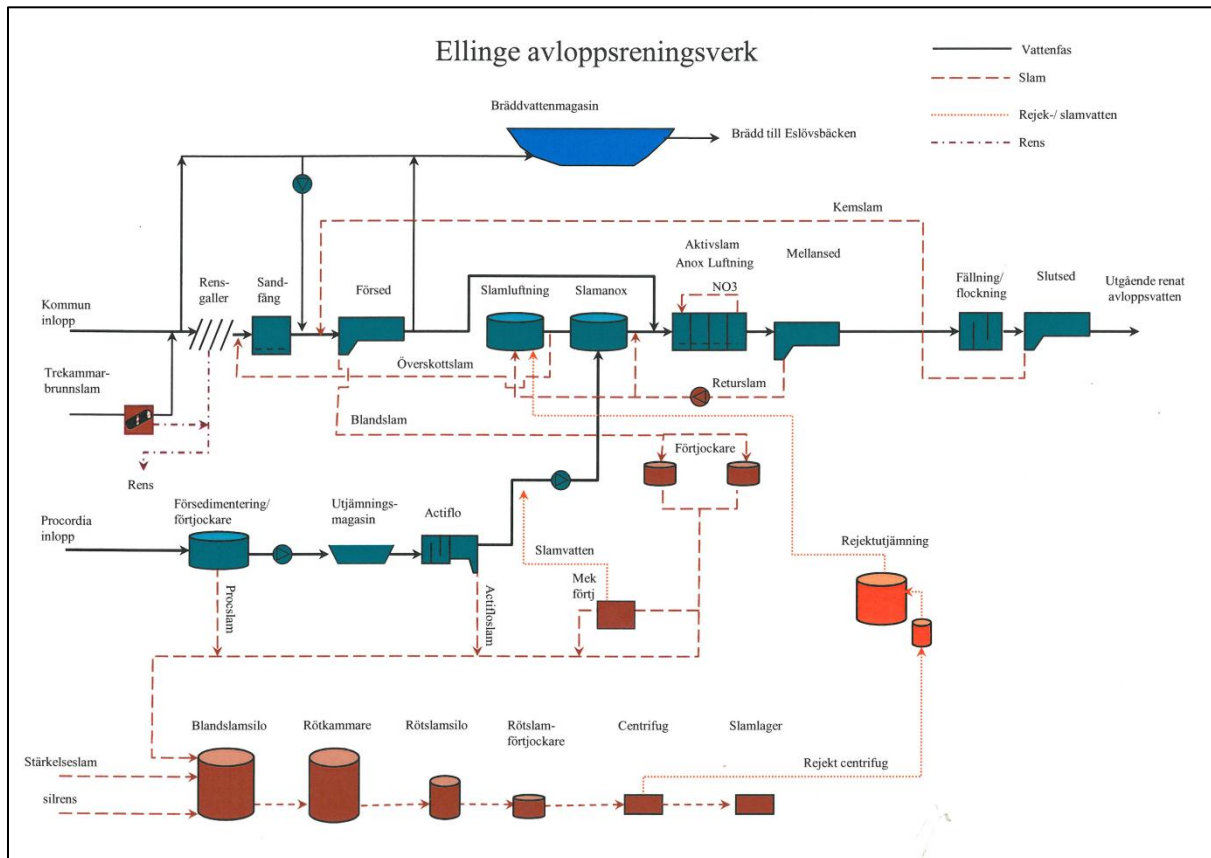


Figur 4.2: Ellinge avløpsrensning, Eslöv. (Fra Ellinge avløpsrenningsverk- miljørapport 2010)

## 4.2 Oppbygning av renseanlegget etter ombygging (slik det fremstår i dag)

### 4.2.1 Linje for kommunalt avløp

Det kommunale avløpsvannet går først gjennom grovsiling og luftet sandfang før det ledes til forsedimentering som vist i prosessdiagram, Figur 4.3.



Figur 4.3: Flyttdiagram Ellinge Renseanlegg, eksisterende konfigurasjon uten ammoniakkstrippanlegg fra etter ombygging i 2006. (Fra Katarina Hansson 2012)

Tiltransportert septikkslam blir samlet opp i en mottakstank med steinfang før det tilføres hovedstrømmen foran grovsilene. Vannfasen fra forsedimenteringstrinnet ledes til aktivslamanlegget der det blandes med avløpsvann fra slamnox-bassenget. Utfelt slam fra forsedimenteringen sendes til fortykkere og videre til biogasslinjen. I aktivslambassenget med lufting og anoksisk sone gjennomgår avløpsvannet nitrifikasjon og påfølgende denitrifikasjon for produksjon av nitrogengass som slippes ut til atmosfæren. Det aktive slammet følger avløpsvannet ut av aktivslamtanken, og separeres fra det rensede avløpsvannet i sedimenteringsbassenget. Fra sedimenteringsbassenget pumpes det aktive slammet tilbake til aktivslamtrinnet og slamutluftigstrinnet. Vannfasen fra aktivslamprosessen ledes videre til et kjemisk rensetrinn, hvor flokkdannelse og utfelling skjer ved tilsats av fellingskjemikaliet jernklorid. Vannet sendes deretter gjennom et slutsedimenteringstrinn før det ledes ut til resipient.

Renseanlegget er knyttet til et overløpsmagasin med kapasitet på ca 100 000 m<sup>3</sup> med utløp til Esløvsbekken. Det er plassert to overløpspunkter i anlegget; ett før grovsilene, og det andre etter forsedimenteringsbassenget. Det er først når vannet går i overløp fra dammen til resipienten at det defineres som overløp. Egen pumpe sørger for at magasinert vann kan pumpes tilbake og ledes tilbake til renseprosessen foran forsedimenteringsbassenget.

#### **4.2.2 Linje fra Procordia**

På renseanlegget er det avsatt en egen linje for behandling av avløpsvannet fra Procordia. Først passerer prosessvannet et forsedimenteringsbasseng og deretter pumpes det til et ukesutjevningssbasseng hvorfra en justerbar konstant væskestrøm tas ut. Videre føres vannet gjennom et actiflofilter hvor fellingskjemikalier, polymerer og finkornig sand tilsettes. Selve Actiflo prosessen har redusert arealbehov sammenlignet med konvensjonelle sedimenteringsbassenger. Prosessen kjennetegnes i tillegg av relativt korte oppholdstider og høy flatebelastning. Suspendert materiale (actifloslam) som utfelles, ledes først til en mekanisk avvanner, og videre til råtnekammere. Sanden ledes tilbake til prosessen og det rensede vannet ledes videre til slamnoxsbasseng hvor den fungerer som karbonkilde. Dersom ikke tilførselen av karbon er tilstrekkelig, tilsettes det etanol.

#### **4.2.3 Slambehandling og anaerobisk utråtning**

Slam fra primærfellingstrinnet ledes sammen med overskuddsslam og slam fra kjemisk fellingstrinn via en mekanisk avvanner og videre til en slamsilo også kalt blandslamsilo. Der blandes det med øvrige slamfraksjoner fra den interne renseprosessen, eksternt avfall fra Procordia, fett fra fettavskillere, samt andre substrat egnet for utråtning, før det pumpes inn til det første av to råtnekammere, montert i serie. Disse holder temperaturer fra 35°C til 37°C og oppholdstiden avhenger av om Procordia driftes eller ikke. Normalt ligger den på mellom 20 og 30 døgn. (Personlig meddelelse, Katarina Hansson mai 2012). Fra blandslamsiloen pumpes slammet via en råtne/råslam-varmeveksler, der varmeveksling skjer mellom varmt utgående råtneslam og kaldt inngående råslam, til de to råtnekamrene i serie. Utpumpet slam fra råtnetankene ledes via et slammagasin, hvorfra det fortykkes og videre avvannes i en sentrifuge med tilsats av ulike polymerer. Avvannet slam pumpes til slamlager 1 eller transporteres med skruer til en slamsilo hvorfra det kjøres med lastebil til det interne slamlageret, lager 2, på Ellinge avløpsrenseanlegg for langtidslagring. Langtidslagring er metoden som i dag blir anvendt for hygenisering av slammet, og salmonella blir brukt som indikatorbakterie.

#### 4.2.4 Produksjon av biogass ved Ellinge rensesanlegg

Tall fra 2010 viser at anlegget produserte rett i underkant av 1'500'000 Nm<sup>3</sup> biogass hvorav 84 % ble anvendt til oppvarming av egne bygninger på rensenanlegget i tillegg til oppvarming av en del leiligheter i Sallerupsområdet. 7 % har gått til videreproduksjon av gass for bruk i kjøretøy og den resterende mengden har blitt faklet (Ellinge avloppsreningsverk miljørapport 2010). Rensenanlegget har som mål å redusere fakling av biogassen til et minimum siden dette innebærer utslipp av karbondioksid og nitrogenoksider til luften. Det gjør den biologiske renseprosessen også. VA-avdelingen arbeider kontinuerlig for å øke andel av gass som går til drift av transportmidler og til oppvarming, siden utslipp til luft via fakling bidrar negativt i klimaregnskapet.



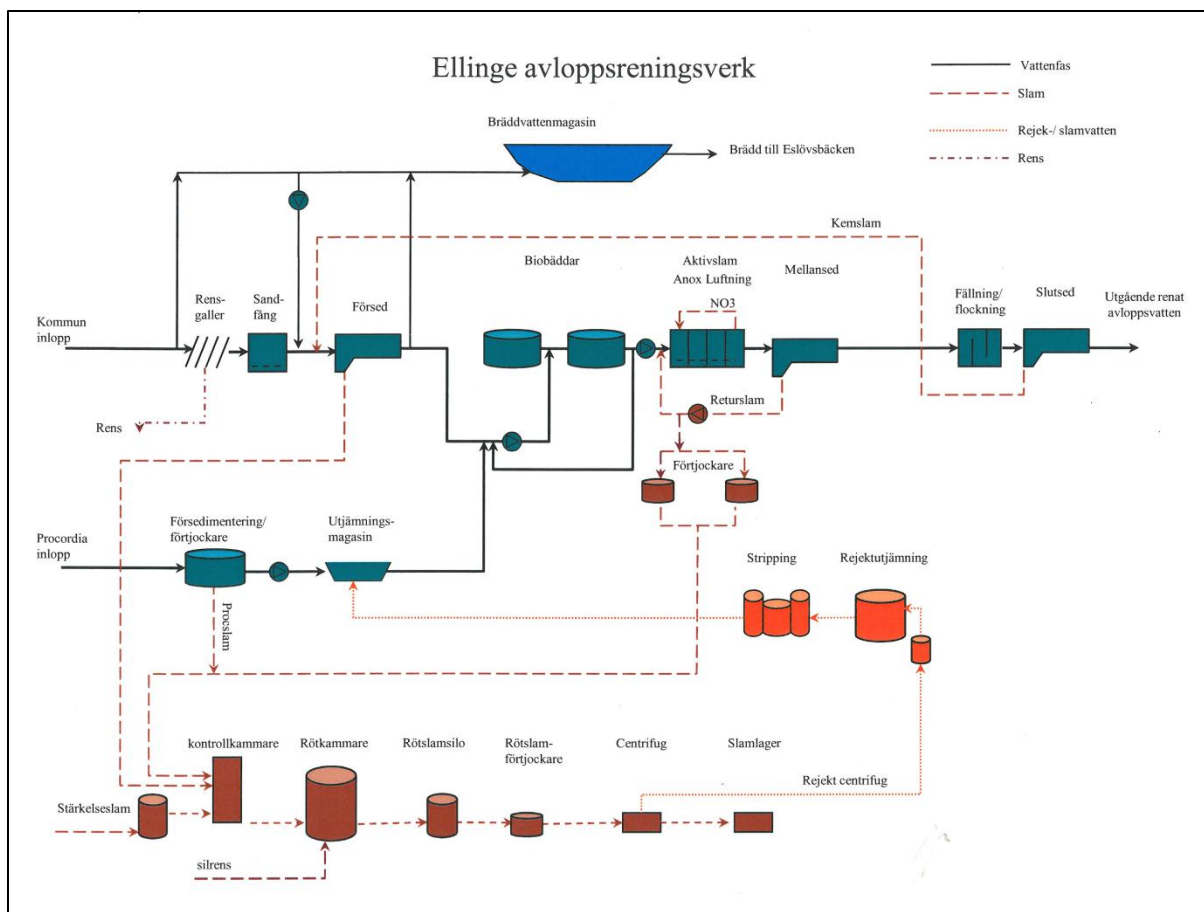
Figur 4.4: Taxisjåfør ved fyllestasjon for biogass produsert på Ellinge ARV, Esløv. (V. Arntzen 31.05.2012)

### **4.3 Tidlige forsøk med biologisk behandling av avløpsvannet for fjerning av nitrogen**

Allerede i 1987 startet man egne forsøk for å skille ut nitrogen fra industrivann og kommunalt avløp. Nitrifikasjons og denitrifikasjonsprosessene ble studert, og i årene frem til 1991 ble det fokusert særskilt på forsøk som tok for seg separat biologisk behandling av rejektivannet fra avvanning av utråtnet slam. Pilotforsøkene viste seg å være suksessfulle, og i 1989 opprettet man et fullskala behandlingsanlegg for behandling av total rejektivannsmengde. Ett av luftingsbassengene på renseanlegget, med et volum på 1700 m<sup>3</sup> ble avsatt til formålet. Regulerbart innløpsarrangement til bassenget sørget for at man hadde mulighet til å tilpasse tilførsel av rejektivann i forhold til hastigheten på nitrifikasjonsprosessen. For å optimalisere tilførsel av luft til bassenget ble det installert kontinuerlig overvåkning av oksygenivået på tre forskjellige steder i bassenget. Samtidig oppnådde man en forbedret tilpasning til det påfølgende denitrifikasjonstrinnet. Et mindre sedimenteringsbasseng ble installert i midten av 1990.

### **4.4 Opprettelse av ammoniakkstrippelanlegg for fangst av nitrogen for resirkulering direkte til jordbruk**

For å tilfredsstille stadig strengere renskrav og varierende sammensetning av innløpsvannet, ble det nødvendig å gjøre en avveining i forhold til videre drift av anlegget. Skulle man fortsette med biologisk behandling av rejektivannet, ville dette resultere i utvidede bassengvolumer. Man fant ut at kostnadene for tilstrekkelig utvidelse av det biologiske anlegget ville ligge på omtrent samme nivå som oppføring av et kjemisk ammoniakkstrippelanlegg. Det siste alternativet ble sett på som en kostnadseffektiv, lite temperaturavhengig og driftssikker metode. Dessuten fikk man med strippeprosessen mulighet til å bevare nitrogenet som en ressurs. I 1992 ble det derfor opprettet et separat rensetrinn bestående av fysisk- kjemisk ammoniakkstripping som kunne håndtere avløpsvann både fra matvareindustrien, som sto for størsteparten av belastningen på anlegget, i tillegg til kommunalt avløpsvann. Watergroup AS med hovedsete i Danmark var leverandør av anlegget.

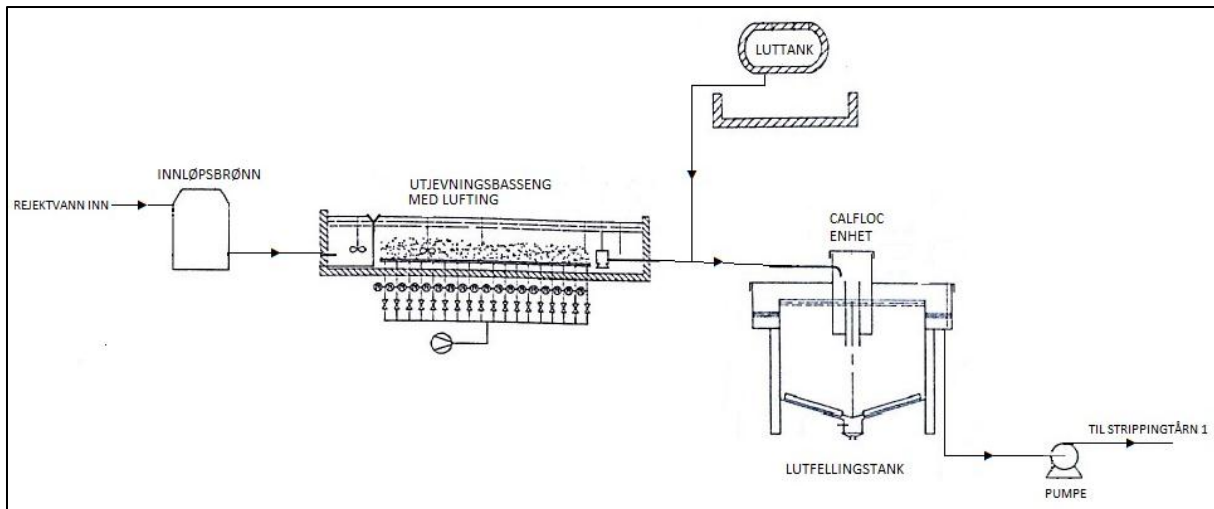


Figur 4.5: Flytdiagram Ellinge Renseanlegg, tidligere konfigurasjon med strippinganlegg årene 1992 til 2006. (Fra Katarina Hansson).

Ammoniakkstrippeanlegget kan deles inn i tre hoveddeler; forbehandling, strippe- og scrubberdel.

#### 4.4.1 Utjevningsbasseng for avvannet rejektivann

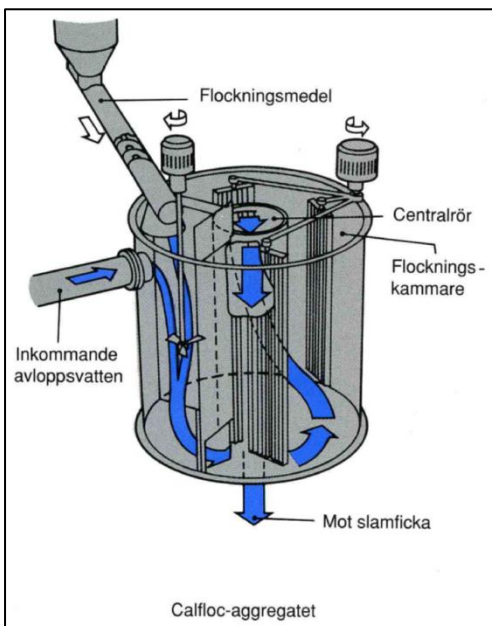
Utjevningsbassenget på 1150m<sup>3</sup> tjente to formål; for det første fungerte bassenget som en buffer på gjennomstrømningsmengdene av rejektivann i anlegget. Årsaken til de varierende rejektivannsmengdene lå i at avvannings-sentrifugene kun ble driftet på dagtid. Jevn tilførsel og stabil kvalitet på rejektivannet er avgjørende for å oppnå tilfredsstillende resultater i en strippeprosess. Det andre formålet med bassenget var å senke bufferkapasiteten på rejektivannet ved å drive ut oppløst CO<sub>2</sub> i rejektivannet fra råtnetankene. Dette ble oppnådd ved hjelp av bunnluftings system. I tillegg var det installert omrører og denne ble driftet så lenge nivået i tanken lå på over 35 %. Overvåking av pH og O<sub>2</sub> ble gjort med to sensorer montert i selve bassenget mens det i innløpet til bassenget var montert sensorer for måling av tilførselsmengde og ammoniakk-konsentrasjon.



Figur 4.6: Forenklet skisse av forbehandlingstrinn (Modifisert tegning fra Driftsmanual Watergroup AS)

#### 4.4.2 Rensetrinn for pH-økning ved lutdosering og sedimentering av utfellingsprodukter

Vannet ble deretter ledet til lutfellingsbassenget med et volum på  $60\text{m}^3$ , via en CALFLOC-enhet. I innløpet ble lut dosert ved hjelp av en membranpumpe. Denne ble frekvensregulert av pH- måler i bassenget. CALFLOC enheten (Kemira 1991) var designet for installasjon i innløpsdelen på



Figur 4.7: Prinsippskisse av CALFLOC- enhet. (Fra Kemira 1991)

sedimenteringsbassenget, over slamlommen. Den er bygd opp av to sylindre med en bunn mellom den ytre og indre. Rejektvannet ble ledet til mellomrommet mellom sylindrene hvor det først gikk til et lite kammer med propeller for innblanding av fellingsmiddelet. Deretter fortsatte vannet gjennom en flokkuleringsenhet med 3-4 grindomrørere. Enheten installert på Esløv hadde tilknyttede frekvensomformere for justering av hastighet på omrørerne. De ferdigdannede fnokkene flyter inn igjennom en åpning i sentralrørets overdel med en spiralbevegelse og synker deretter ned mot slamlommen. Anlegget ble dimensjonert for en pH-økning til mellom 11 og 11,5.

Uttak av slam skjedde ved hjelp av slamskrape og pumpe. Slamuttaket ble styrt av TS-innholdet i slammet som registreres av egen sensor. Sank TS nivået til under en bestemt grense ble utpumpingen stoppet i en forprogrammert periode. Det basiske rejeckt vannet ble deretter pumpet til strippingtårn 1. Pumpen styrtes av nivået i fellingsbassenget.

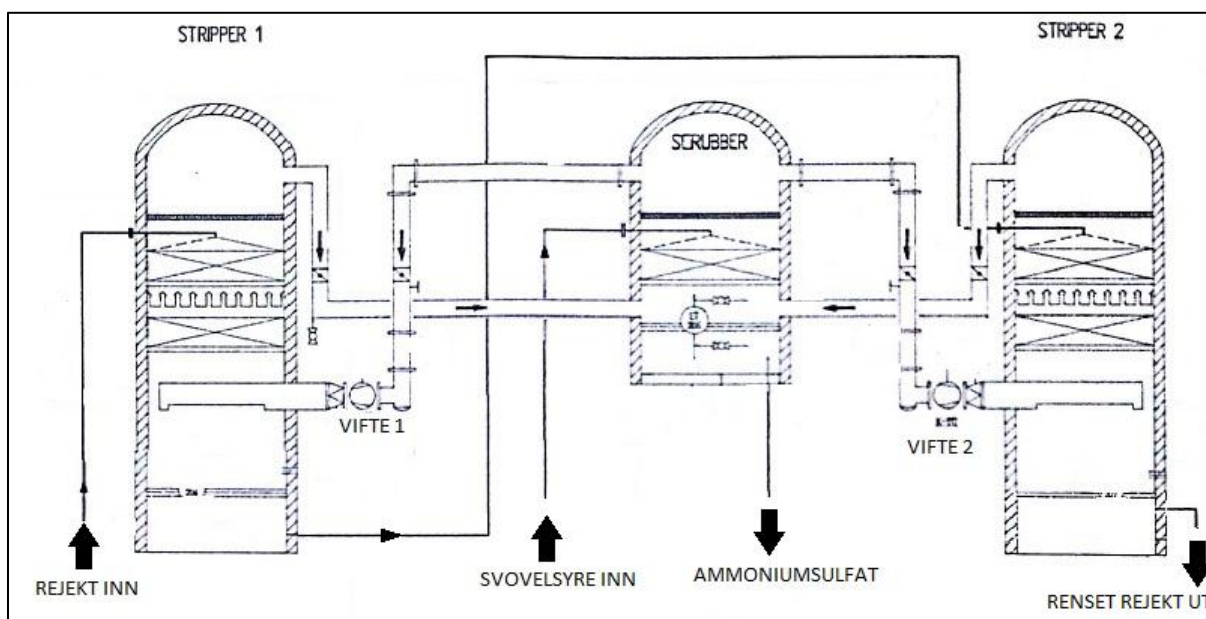


#### 4.4.3 Strippeprosessen

Avdrivningen av ammoniakken fra vannfase til luftmediet foregikk i to seriekoblede strippetårn. To vifter, hver med en kapasitet på 30 000 m<sup>3</sup>/h sørget for lufttilførsel fra undersiden av tårnene.

Rejektvannet passerte først nedstrøms gjennom stripper 1 for deretter å pumpes til toppen av stripper 2. Plastelementer på innsiden av strippetårnene sikret stor kontaktflate mellom vann og luft slik at ammoniakkavdrivningen foregikk så effektivt som mulig. Pumpen som ledet rensert rejeckt vann til scrubberen, styrtes av en føler som måler væsknivået i strippetårn 2. På utløpsledningen var det montert målere for gjennomstrømningsmengde og ammoniakkonsentrasjon.

Luften fra strippetårnene ble ledet via luftkanaler til scrubberen, der luften ble rensert, før den gjenbrukes i strippetårnene. I luftkanalene ble temperaturen registrert i tillegg til at det i begge tårnene fantes differenstrøkkålere.



Figur 4.8: Forenklet flytdiagram for luft og væsker gjennom strippetårn og scrubber. (Modifisert tegning fra driftsmanual Watergroup 1992)

#### Scrubber

Ammoniakkmettet luft fra det andre strippetårnet ble ledet til bunnen av scrubberen. Svovelsyre fortynnet til ca. 25 % -ig løsning ble dosert fra toppen av scrubberen for å absorbere ammoniakken fra luftfasen over til væskefase. Skrubbevæsken som inneholdt det verdifulle ammoniumproduktet ble resirkulert ved hjelp av en pumpe. For å opprettholde en tilstrekkelig lav pH-verdi i ammoniumproduktet, ble syre kontinuerlig dosert. Doseringen skjedde ved hjelp av to membranpumper. Pumpene styrtes av pH-nivået i ammoniumproduktet (NH<sub>4</sub>)<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>.

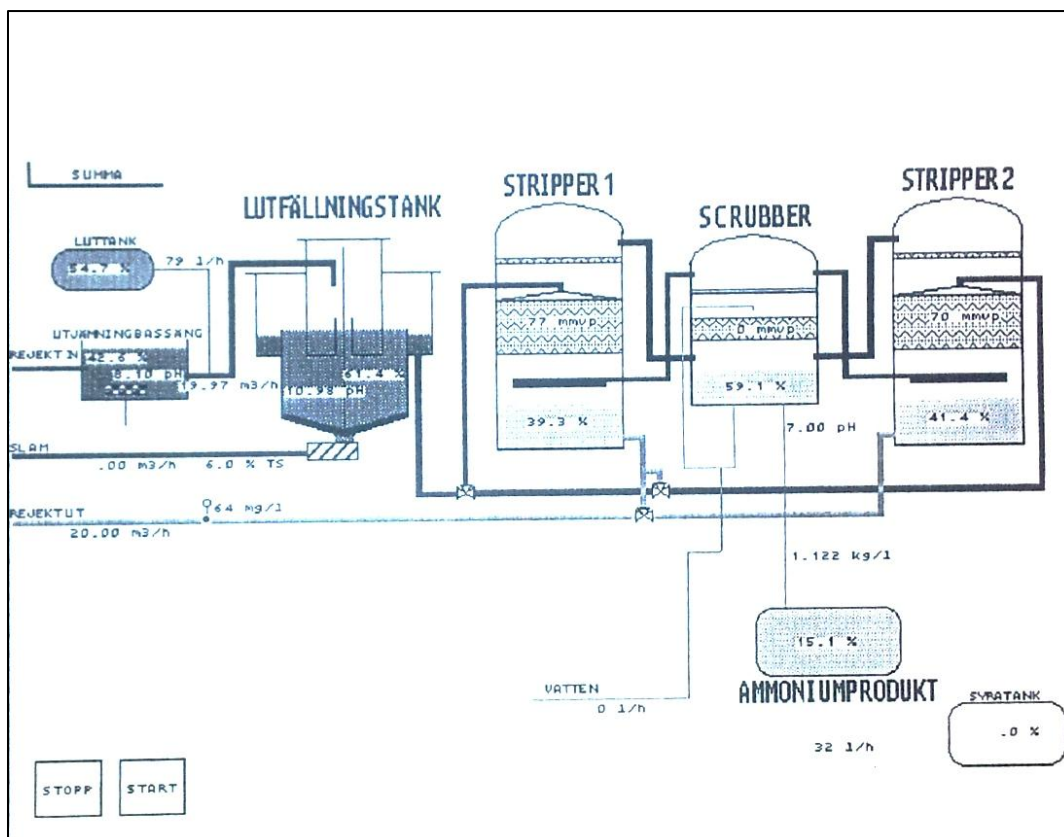
Ammoniumsulfat ble tatt ut fra scrubberen gjennom en motorisert ventil som mottok signaler fra en nivåføler, slik at nivået i scrubberen ble holdt konstant. Densiteten på scrubbevæsken registrertes kontinuerlig av en densitetsmåler med pH og nivåovervåking, før den ble ledet til et 40 m<sup>3</sup> bufferlager. Ammoniumsproduktet ble pumpet derfra via egen pumpe til tankbiler som kjørte ut til bønder som lagret produktet før spredning på jordbruksarealene. Total lagringskapasitet hos bøndene var ca. 500 m<sup>3</sup>.

Syre og lut ble oppbevart i to tanker, begge utrustet med nivåovervåking.

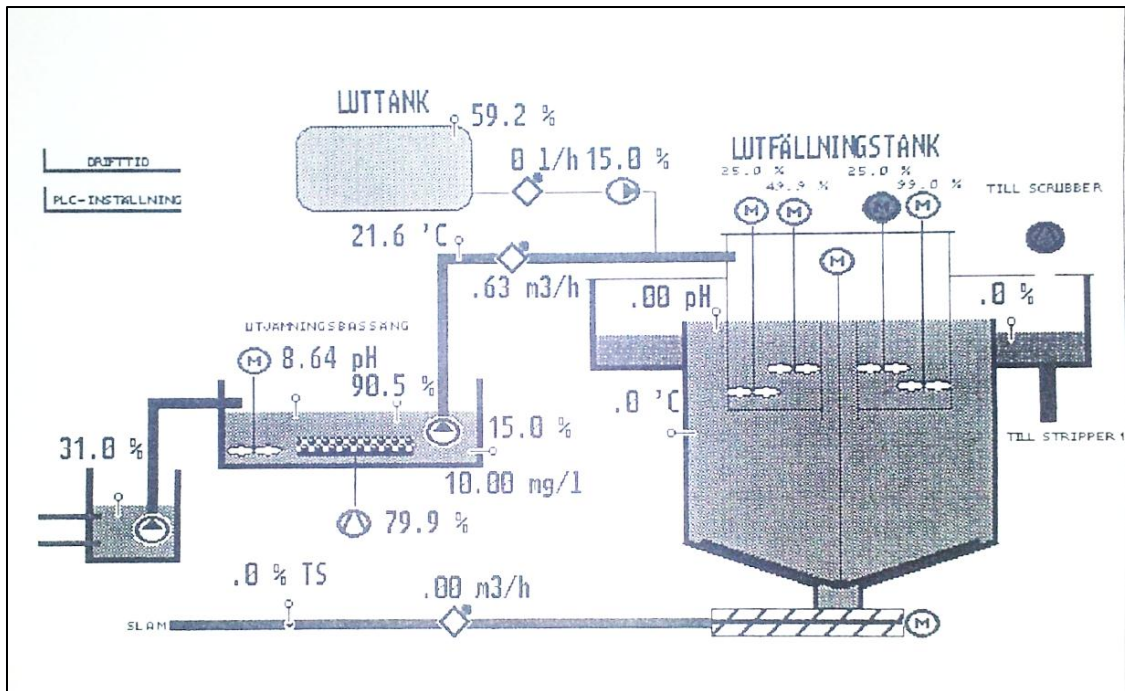
Scrubberpumpen og strippepumpene hadde pakkbokser som krevde sperrevann, og dette ble levert fra en egen krets bestående av sperrevannspumpe og tank med tilførsel fra rentvannsledningen.

#### 4.4.4 Styring, kontroll og overvåking av anlegget

Anlegget var utstyrt med et styrings- og overvåkingssystem som gjorde at det kunne driftes helautomatisk. En PLC (programmerbar logisk kontroll) montert i kontrolltavlen mottok signaler fra sensorer og måleinstrumenter i prosessen, og med basis i disse signalene ble motorer og ventiler regulert. PLC'en kommuniserte med overvåkingssystemet ICGS, som var installert på en PC. Via ICGS hadde man mulighet til å styre anlegget, dvs. gripe inn og styre det manuelt. I tillegg hadde man mulighet til å hente ut driftsrapporter fra overvåkningsprogrammet enten representert som tallverdier, eller i form av grafer.



Figur 4.9: Skjerm bilde fra driftsovervåkningsprogrammet ICGS, (Fra driftsmanual Watergroup 1992)



Figur 4.10: Skjermvide av förbehandlingsstrinn från driftövervakningsprogrammet IGSS, (Fra driftsmanual Watergroup 1992)

NIVÅ		FLÖDE		HASTIGHET	
INLOPPSRUNN	89.4 %	IN	.01 m <sup>3</sup> /h	DOSERINGSPUMP LUT	100.0 %
UTJÄMNINGSBASSANG	76.1 %	UT	.00 m <sup>3</sup> /h	OMRÖRAR 1 LUTFÄLLN.	65.0 %
LUTFÄLLNINGSTANK	.0 %	SLAM	.00 m <sup>3</sup> /h	OMRÖRAR 2 LUTFÄLLN.	65.0 %
LUTTANK	40.0 %	LUT	0 l/h	OMRÖRAR 3 LUTFÄLLN.	60.0 %
TANK AMMONIUMPROD.	24.7 %	SVRA	0 l/h	OMRÖRAR 4 LUTFÄLLN.	40.0 %
SVRATANK	.0 %	VATTEN	0 l/h	PUMP TILL LUTFÄLLN.	100.0 %
SCRUBBER	61.2 %	AMMONIUMPRODUKT	1.173 kg/l	STRIPPERPUMP 1	10.0 %
STRIPPER 1	24.5 %			STRIPPERPUMP 2	15.0 %
STRIPPER 2	24.2 %			PUMP FRÅN STRIPPER 2	10.0 %
AMMONIAK		TS/O2		DOSERINGSPUMP SVRA	35.0 %
IN	633 mg/l	TS SLAM	7.3 % TS	DOSERINGSP. VATTEN	35.0 %
UT	68 mg/l	O2 UTJÄMNINGSBAS.	.01 mg/l		
pH		TEMPERATUR		TRYCKFALL	
IN	7.97 pH	IN	21.1 °C	STRIPPER 1	0 mmvp
LUTFÄLLNINGSTANK	9.01 pH	LUTFÄLLNINGSTANK	22.8 °C	STRIPPER 2	0 mmvp
SCRUBBERVÄTSKA	2.03 pH	SCRUBBERVÄTSKA	26.9 °C	SCRUBBER	0 mmvp
SCRUBBERUTLOPP	1.81 pH	SCRUBBERUTLOPP	25.6 °C		
		STRIPPERLUFT 1	20.9 °C		
		STRIPPERLUFT 2	21.3 °C		

Figur 4.11: Skjermvide av processverdier från driftövervakningsprogrammet IGSS, (Fra driftsmanual Watergroup 1992)

#### 4.4.5 Prosedyrer for vedlikehold og service av anlegget

Watergroup AS (Watergroup 1992) utarbeidet service og vedlikeholdsprosedyrer for anlegget og disse var delt inn på følgende måte:

Daglig service:

- Kontroll av ammoniakkmåler for eventuell luft i slanger samt kalibreringsvæsker.

Ukentlig service:

- Rengjøring av pH- måler i lutfellingsbasseng, kontroll og eventuell kalibrering.
- Kontroll og eventuell kalibrering av pH- måler i scrubber
- Kontroll av rør og ventiler for eventuelle sprekker og lekkasjer

Månedlig service:

- Smøring av alle smørepunkter. (Angitt i egen tabell)
- Kontroll av sperrevannsnivå og – strømming
- Kontroll og eventuell kalibrering av pH måler i utjevningbasseng.

Før hver 7000' de driftstimer

- Lutfellingsbassenget tømmes og rengjøres. Eventuelt demonteres, åpnes og rengjøres slampumpen.
- Kontroll av kalkbelegg i stripper 1 og 2 og om nødvendig avkalking.
- Scrubbervæskesepumpe inspiseres for eventuelle belegg av utkrystallisert ammoniumsulfat. Rengjøres etter behov.
- Stripperpumpe inspiseres for eventuelle kalkavleiringer og rengjøres ved behov.

## Kapittel 5: Driftsresultater, informasjon om materialflyt, styring av anlegget, avsetting av materiale

### 5.1 Erfaringer fra tidlige forsøk med biologiske rensemetoder for fjerning av nitrogen (årene 1987-1991) i rejektivannet fra sentrifuge som gikk i retur tilbake til hoved innløpet:

På sensommeren 1989 ble et av luftingsbassengene på Ellinge renseanlegg avsatt til behandling av rejektivann fra utråtningsanlegget. Hensikten var å redusere den store nitrogenstrømmen som kom fra råtnetankene og som gikk tilbake til hoved innløpet.

Det tok perioden mellom juli og august for å fylle opp bassenget på 1700 m<sup>3</sup>. Ved å regulere strømmen av rejektivann til luftingsbassenget, sørget man for å holde nitrifikasjonsprosessen gående. Dersom nitrifikasjonsgraden sank til under 90 %, eller ammonium nivåene steg merkbart, kompenserte man med å redusere tilførselen av rejektivann slik at nitrifikasjonsprosessene fikk tid til å innhente seg.

I oppstartsfasen i september måned ble luftingsbassenget belastet kun med en tredjedel av total døgntilførsel av rejektivann. I desember måned var tilførselen økt til halvparten, og deretter ble tilførselsmengden økt suksessivt.

Fra og med juli 1990 ble hele rejektivannsmengden på 350 m<sup>3</sup>/døgn behandlet i luftingsbassenget.

En del optimaliseringer ble gjort i anlegget for å øke graden av kontroll. Blant annet ble det installert kontinuerlig overvåkning av oksygenivået på tre forskjellige steder i bassenget. Dette bidro til en optimalisering av lufttilførselen og en forbedret tilpasning til den påfølgende denitrifikasjonsprosessen. Et mindre sedimenteringsbasseng ble også installert i juni 1990. For å forhindre for lav alkalinitet ble det tilsatt lut med et forhold på 1 til 2 liter 33 % -ig natronlut/ m<sup>3</sup> rejektivann.

#### **Resultat:**

Nitrifikasjonsgraden lå i hele forsøksperioden over 90 %, med en varierende oppholdstid mellom 2 – 17 døgn. Det ble ikke benyttet utjevningsbasseng hvilket betydde at anlegget ble utsatt for støtbelastninger.

Fra og med august, til og med november 1990 foregikk en fullstendig nitrifikasjon med nitrogen i ammoniumsform på <1 mg/l, nitratkonsentrasjoner på rundt 400 mg/l, oppholdstid ca 3 døgn og en slamalder på mellom 12 – 16 døgn.

Separatbehandlingen av rejektivannet førte til en avlastning i hovedstrømmen hvor nitrifikasjonsgraden lå jevnt over 95 %. Dette tilsvarer ammoniuminnhold på mellom 0 og 2 mg/l.

Driftskostnaden per kilo nitrifisert nitrogen ble estimert til 8,60 SEK. Dette tilsvarer i dagens verdi 11,90 SEK (Statistiska Centralbyrån, url 5). Denitrifikasjonsgraden lå under hele forsøket på rundt 20 %. Ved tilsats av ekstern karbonkilde (rødbetvann) øktes denitrifikasjonsgraden til det dobbelte-rundt 40 % som fortsatt ansees å være relativt lavt. Det ble også utført forsøk med å benytte enzymbehandlet stivselsslam fra matvareproduksjon som karbonkilde for nitrifisert rejektivann, men resultater fra disse forsøkene foreligger ikke her

## **5.2 Erfaringer med opprettelse og drift av ammoniakkstrippinganlegg for fjerning av nitrogen (årene 1992-2006):**

Særlig de første driftsårene ble det gjort mange erfaringer og observasjoner i forbindelse med drift av ammoniakkstrippinganlegget. Forskjellige tiltak for å kostnadseffektivisere prosessen ble vurdert, og en del av observasjonene førte til mindre modifikasjoner og justeringer på anlegget. Gabriella Eliasson fungerte som prosessingeniør med ansvar for drift av ammoniakkstrippinganlegget i Ellinge, og mye av informasjonen fra de første driftsårene mellom 1992 og 1995 er hentet fra rapporter og driftsdata sammenfattet av henne. Hun ble etterfulgt av prosessingeniør Katarina Hansson, som var sentral i den videre driften av anlegget fra 1995 og frem til det ble lagt ned i begynnelsen av 2006. Hun har vært behjelpelig med å fremskaffe data fra de siste ti driftsårene. Data fra enkelte perioder har ikke vært mulig å fremskaffe, og dette henger sammen med at man gikk over til en såkalt ScanDeNi®-rens prosess hvor rejektivann og dekantat blir behandlet med retur-slam fra hovedstrømmen fra aktivslam rensetrinn. Denne biologiske prosessen er i drift i dag. Strippinganlegget ble revet og fjernet helt som følge av dette, og en del av driftsdataene har i ettertid ikke vært mulig å oppdrive. Informasjon mottatt fra Katarina Hansson tyder likevel på en relativt stabil drift de siste driftsårene, med relativt stabile renseresultater og målinger.

### 5.2.1 Rejektivannets egenskaper:

I perioden 1993 til 1994 ble følgende egenskaper på innkommende rejektivann rapportert:

Tabell 5.1: Egenskaper på innkommende rejektivann 1993-1994 (Fra Eliasson 1994a)

Parameter	Conc	Untreated supernatant
<b>NH4-N</b>	<b>mg/l</b>	<b>534</b>
<b>Kjeld-N</b>	<b>mg/l</b>	<b>662</b>
<b>Tot-P</b>	<b>mg/l</b>	<b>15,7</b>
<b>COD</b>	<b>mg/l</b>	<b>1090</b>
<b>Susp solids</b>	<b>mg/l</b>	<b>635</b>
<b>pH</b>		<b>7,8</b>

Målinger utført på innkommende rejektivann viste i prøvetakningsukene 21 og 47 år 2000 følgende sammensetning på rejektivannet.

Tabell 5.2: Egenskaper på innkommende rejektivann uke 21, år 2000

Dato	SS (mg/l)	tot-P (mg/l)	tot-N (mg/l)	NH4-N (mg/l)
23.05.2000-24.05.2000	550	10,7	650	608
25.05.2000-26.05.2000	550	10,6	690	620
27.05.2000-29.05.2000	324	7,96	620	656
Snitt	475	10	653	628

Tabell 5.3: Egenskaper på innkommende rejektivann uke 47, år 2000

Dato	Fløde (m <sup>3</sup> /d)	tot-P (mg/l)	tot-N (mg/l)	SS (mg/l)	NH4-N (mg/l)
21.11.2000	92	13,4	550	379	534
26.11.2000	407	9,8	570	263	529
27.11.2000	406	11,8	590	313	548
Snitt	302	11,7	570	318	537

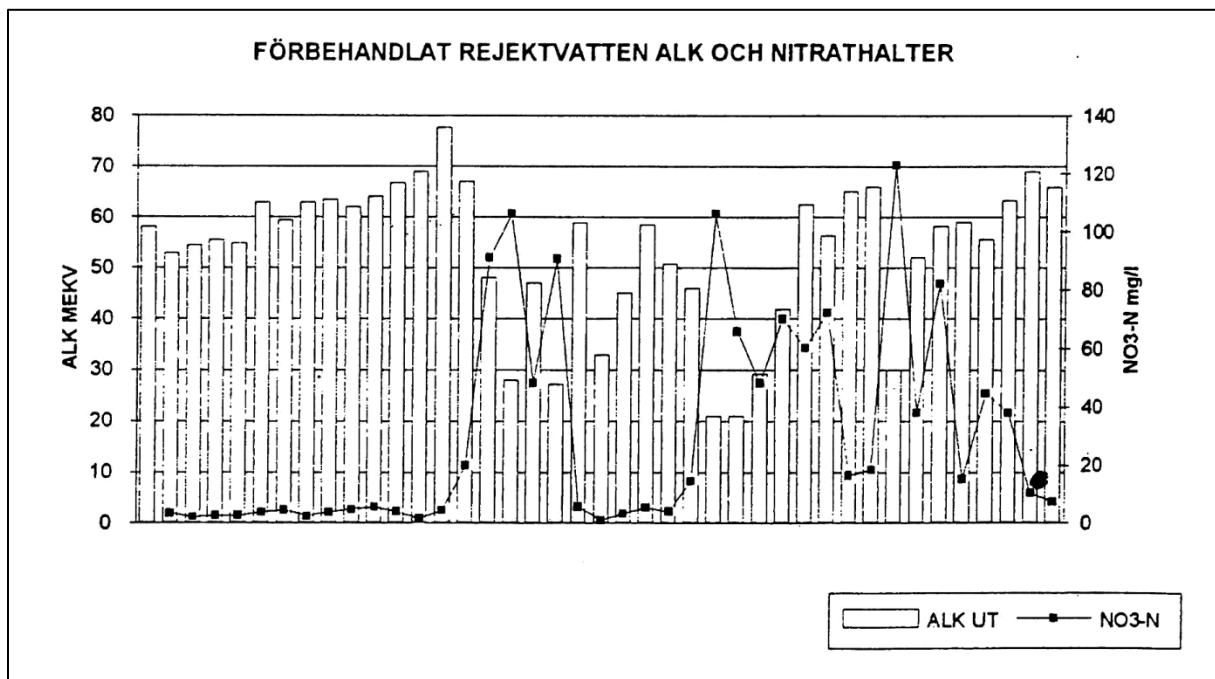
### 5.2.2 Utjevningsbasseng:

Laborrietester utført på behandlet rejektivann i utjevningsbassenget, viste de første årene en reduksjon i alkalinitet fra 45 milliekvivalenter til omkring 30 milliekvivalenter etter lufting. Dette tilsvarte en økning i pH fra 7,6 til 8,8. Ved å drive ut CO<sub>2</sub> fra rejektivann og dekantat, oppnådde man lavere bufferkapasitet i væsken, og dette bidro videre til at påfølgende kjemikaliedosering kunne senkes. God overvåkning i en slik prosess er kritisk for gode resultater.

Det viste seg vanskelig å senke bufferkapasiteten til alkalitetsnivåer forutbestemt av laborrietet. Man fant ut at å styre alkaliniteten ved hjelp av pH-målinger var umulig siden nitrifikasjon inntrådte i utjevningsmagasinet før man nådde ønsket pH.

Ved å installere oksygenmåler i bassenget fikk man økt kontroll på oksygenivået i bassenget og funksjonen til lufteren. Denne ble styrt på en slik måte at man i størst mulig grad unngikk nitrifikasjon samtidig med at man opprettholdt avdrivning av karbondioksid. Til tross for disse tiltakene klarte man ikke fullstendig å unngå uønsket nitrifikasjon i forbehandlingstrinnet.

Nitrifikasjonsprosessens hastighet avhenger blant annet av temperatur, oksygenkonsentrasjon og pH. Selv med oksygenkonsentrasjoner lavere enn 1,0 mg/l, kunne man i sommermånedene observere nitrifikasjon. På grunn av for liten kontakttid mellom luft og væske i utjevningsbassenget klarte man ikke å drive ut tilstrekkelige mengder O<sub>2</sub> for å forhindre nitrifikasjon. Man så med disse resultatene dermed et behov for oppgradering av luftingssystemet.



Figur 5.1: Forholdet mellom alkalinitet i milliekvivalenter og nitratkonsentrasjon i forbehandlet rejektivann driftsåret 1993. (Fra Eliasson 1994b)

### 5.2.3 Alkaliserings- og sedimenteringstrinn:

For å oppnå tilfredsstillende grad av alkalinitet på rejektivannet, ble anlegget i utgangspunktet dimensjonert for en pH- økning til mellom 11 og 11,5. Som vist tidligere i figur 3.3, ser man at omkring 100 % av nitrogenet foreligger som ammoniakk ved disse pH-verdiene. Målinger på avdrivningsnivåene i strippetårnene viste at pH- verdier på rundt 10,5 var tilstrekkelig under størstedelen av året. Kun i kortere kuldeperioder ble pH 11 brukt som settpunkt.

Gabriella Eliassons rapporter fra de første driftsårene mellom 1992 og frem til 1994 viser at gjennomsnittlig tilsats av lut var 4,3 l/m<sup>3</sup>. Kun for de siste 3 driftsårene 2003-05 har det vært mulig å fremskaffe tall på lutforbruket, disse fremstilles i tabell 5.4. Likevel tyder informasjon mottatt fra Katarina Hansson, på at lutforbruket for de utelatte årene kan ha ligget noe lavere, muligens så lavt som 3-4 l/m<sup>3</sup>. I driftsrapport fra 1994 påpeker hun at det burde være mulig å redusere tilsats av lut til



mellom 2-3 liter per m<sup>3</sup> rejektivann dersom man får til en balanse mellom nitrifikasjon og alkalinitets-senkning.

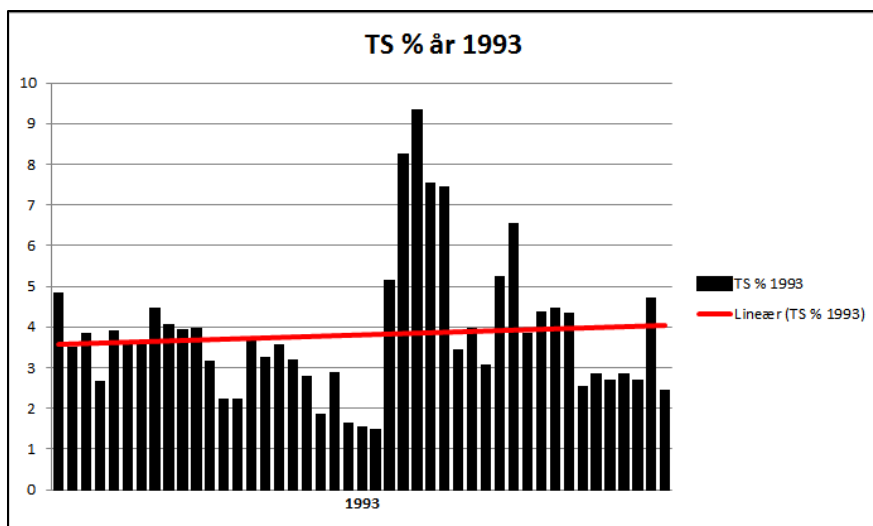
Tabell 5.4: Tilsats av natronlut 2003-2005

År	Rejekt inn	Natronlut- 50 %	Tilsats av natronlut 50 % (tetthet~1,5)(REFXX hms datablad)
	(m <sup>3</sup> )	(tonn)	(l/m <sup>3</sup> )
2005	77 001	602	5,21
2004	73 952	456	4,11
2003	79 524	547	4,59
Snitt	76 826	535	4,64

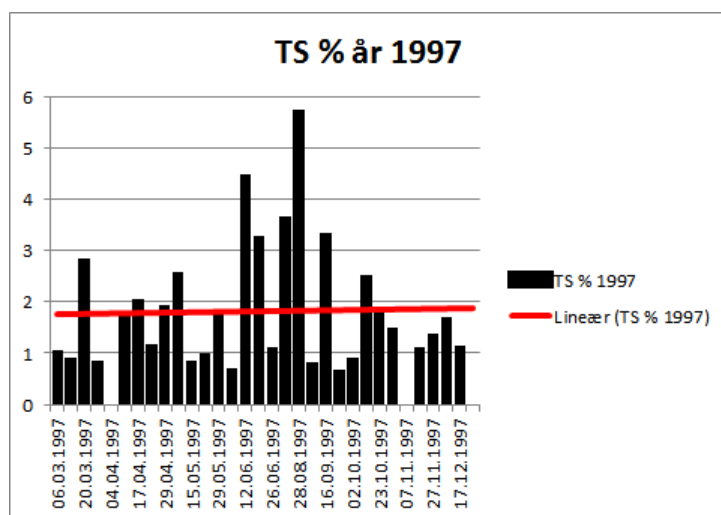
### 5.2.3.1 Kjemisk felt slam med lut:

Det ble utført målinger på sedimentert slam fra lutfellingstanken, og i 1993 viste TS-verdiene seg å være svært varierende. Dels ble dette forklart med skiftende kvalitet på innkommende rejektivann, men hovedårsaken ble funnet å være en upålitelig TS-måler som slampumpen, mot fortykker, hentet sine signaler fra. På grunn av dette ble noe av slammet ført over til strippetårnene, og man måtte stoppe renseprosessen et par dager for spyling og rengjøring av disse. For å forhindre gjentagelse av hendelsen, monterte man utstyr for kontinuerlig overvåkning av slamnivået i lutfellingstanken. TS-innholdet ble opprettholdt rundt 3-4 %, og man fikk dermed et lettavannet slam samtidig som man unngikk slamflukt til strippetårn.

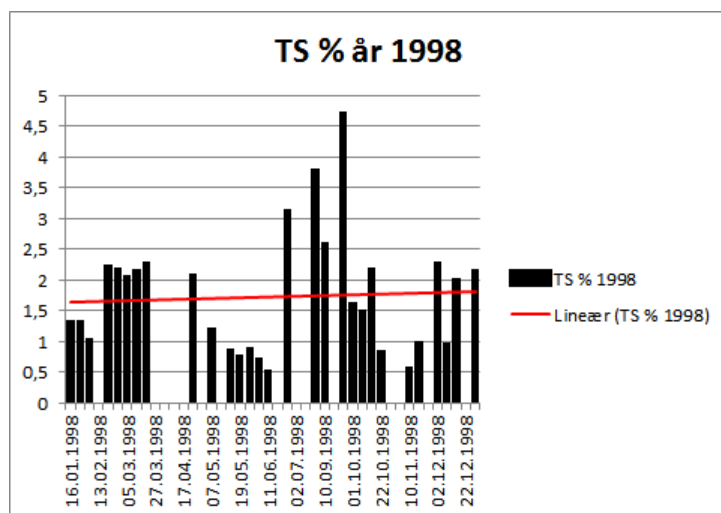
Data fra driftsårene 1997-2000 viser at tørrstoffnivåene på lutfelt slam stort sett har ligget et sted mellom 1-3 %. Lineære trendlinjer er vist i rødt, og for driftsåret 1993 ligger gjennomsnittet på 3,8 %. I årene 1997-2000 har slammet hatt et noe lavere gjennomsnittlig tørrstoffinnhold- på under 2 %.



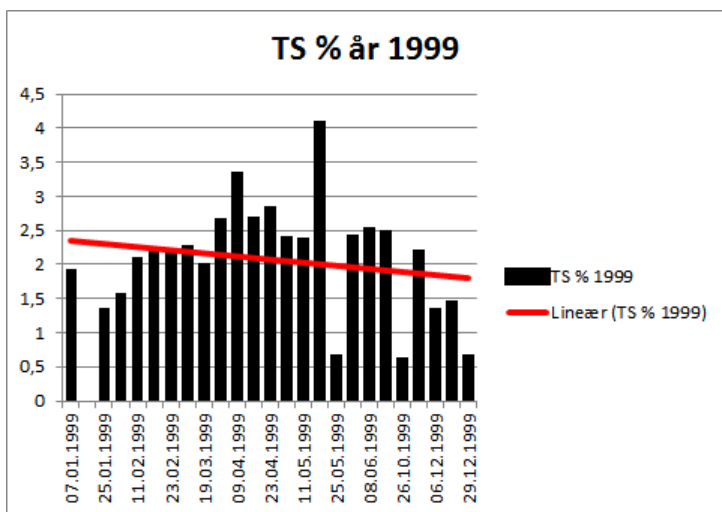
Figur 5.2: Tørrstoffnivå på lutfelt slam driftsåret 1993



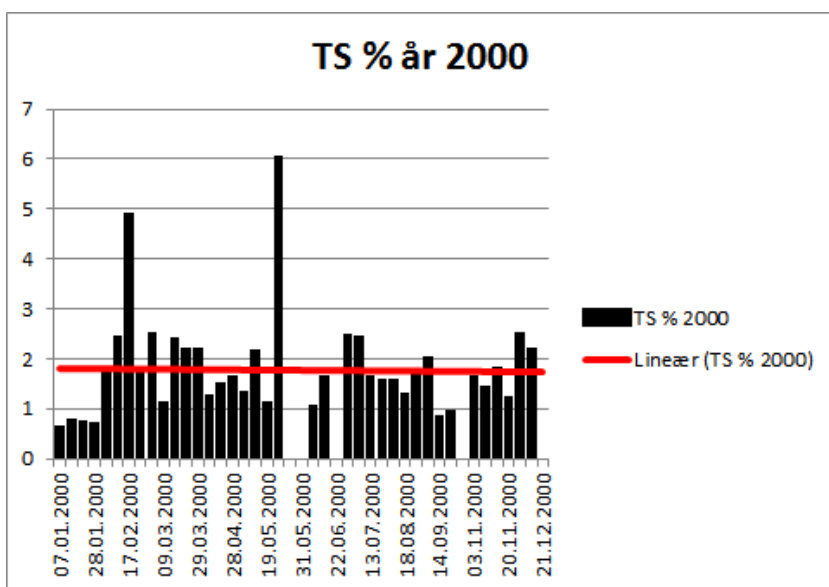
Figur 5.3: Tørrstoffnivå på lutfelt slam driftsåret 1997



Figur 5.4: Tørrstoffnivå på lutfelt slam driftsåret 1998



Figur 5.5: Tørrstoffnivå på lutfelt slam driftsåret 1999



Figur 5.6: Tørrstoffnivå på lutfelt slam driftsåret 2000

### 5.2.3.2 Reduksjon av suspendert materiale, fosfor og metaller:

En tilleggseffekt av å alkalisere rejeaktvannet er at suspendert materiale felles ut, og størstedelen av fosforinnholdet og metallinnholdet følger med slamfasen ut av rejeaktvanns-strømmen.

Avhengig av mengde suspendert stoff i rejeaktvannet, ble fosforkonsentrasjonen de første driftsårene målt til mellom 2,5 og 59 mg/l. Sedimenteringstrinnet førte i gjennomsnitt til 74 % reduksjon av fosfor, og 76 % reduksjon av suspendert stoff. Reduksjon av tungmetaller i sedimenteringstrinnet lå mellom 61 – 94 %, avhengig av hvilket metall det måltet på.

Tabell 5.5: Fjerning av metaller fra rejektvann etter forbehandling og stripping i årene 1993-94 – (Fra Eliasson 1994a)

Metals	Conc	Stripping In	Stripping Out	Separation %
Hg	ug/l	0,8	0,2	75
Cd	ug/l	0,88	0,075	91
Pb	ug/l	13,5	5,2	61
Cu	ug/l	92	9	90
Zn	ug/l	4004	25	94
Cr	ug/l	19	5	74
Ni	ug/l	29,8	6	80

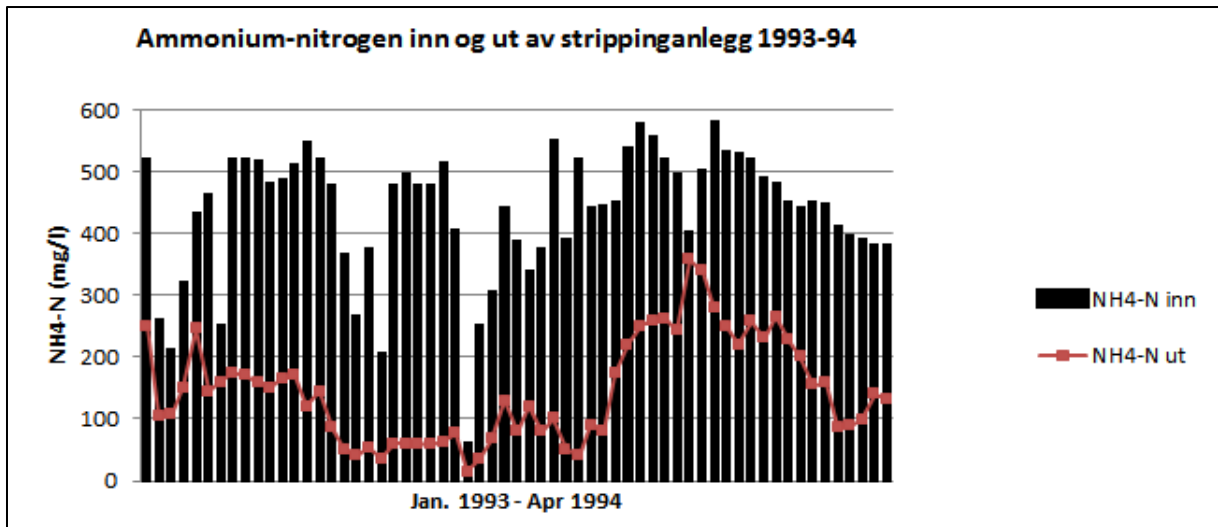
Tabell 5.6: Renseeffekter på fosfor og suspendert stoff år 2000

Dato	Tot-P inn (mg/l)	SS inn (mg/l)	Tot-P ut (mg/l)	SS ut (mg/l)	Reduksjon i %	
					Tot-P	SS
23.05.2000	10,7	550,0	5,6	238,0	47,9	56,7
25.05.2000	10,6	550,0	4,7	168,0	55,3	69,5
27.05.2000	8,0	324,0	3,4	163,7	57,0	49,5
21.11.2000	13,4	379,0	2,3	122,0	83,0	67,8
26.11.2000	9,8	263,0	2,4	35,2	75,6	86,6
27.11.2000	11,8	313,0	1,9	36,5	83,9	88,3

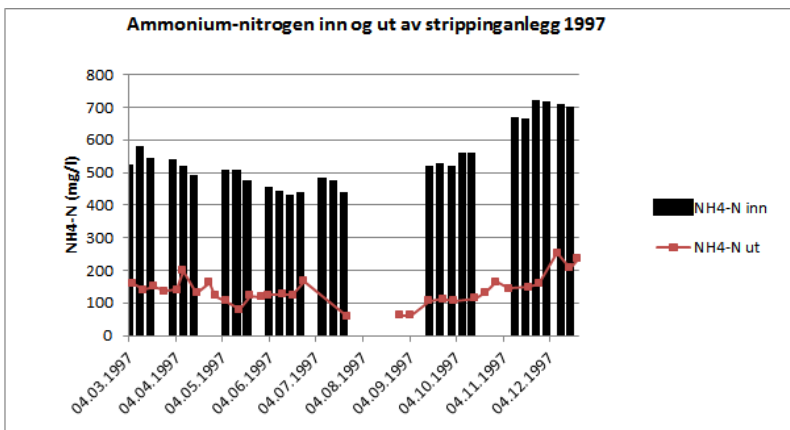
For tall mottatt fra år 2000 (tabell 5.6) ser man at prosentvis renseeffekt på fosfor ligger mellom 50-84 %. For suspendert stoff befinner verdiene seg mellom 50-90 %.

#### 5.2.4 Driftserfaringer med strippetårnene:

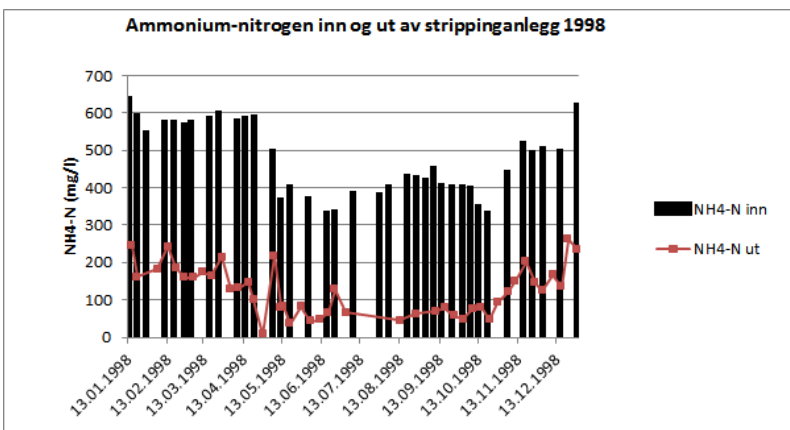
En av de største kostnadsdrivende faktorene forbundet med luftstripping er elektrisitet-energien som går med til drift av viftene. Hver av viftene i strippetårnene ble dimensjonert for å kunne levere 30 000 m<sup>3</sup> luft per time, men forsøk viste at en tilførsel på 22 000 m<sup>3</sup>/t var tilstrekkelig for å oppnå 85 % renseeffekt. Hastigheten på viftene ble derfor justert ned til dette nivået på et ganske tidlig i prosessen. Erfaringstall tilsa en total renseeffekt på omkring 80 % over de to tårnene, hvor hvert av tårnene bidro med omkring 70 %.



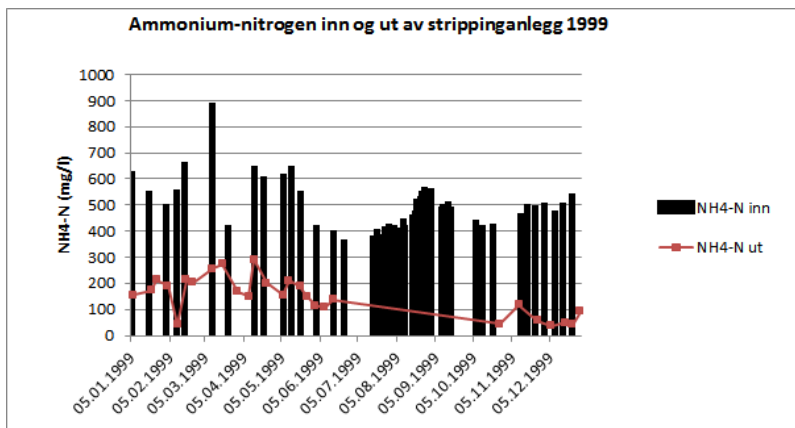
Figur 5.7: Reduksjon av ammonium-nitrogen igjennom strippeanlegg årene 1993-1994



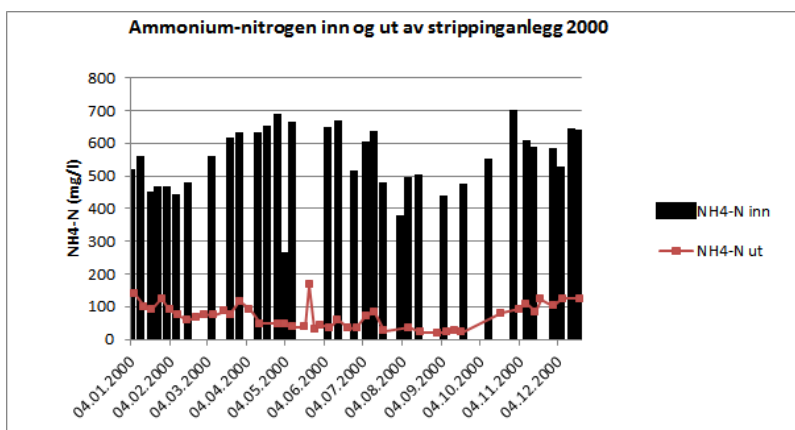
Figur 5.8: Reduksjon av ammonium-nitrogen igjennom strippeanlegg år 1997



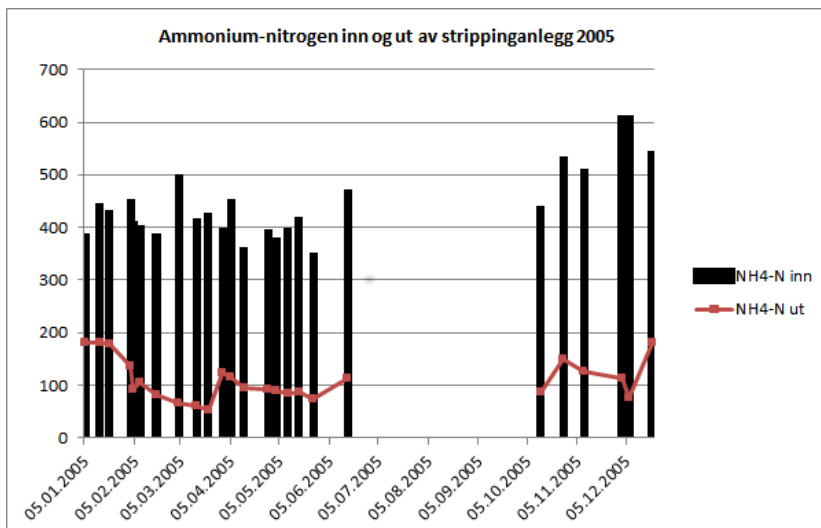
Figur 5.9: Reduksjon av ammonium-nitrogen igjennom strippeanlegg år 1998



Figur 5.10: Reduksjon av ammonium-nitrogen igjennom strippeanlegg år 1999



Figur 5.11: Reduksjon av ammonium-nitrogen igjennom strippeanlegg år 2000



Figur 5.12: Reduksjon av ammonium-nitrogen igjennom strippeanlegg år 2005

Mot siste delen av 1993 observerte man at ammoniakk-konsentrasjonene ut av strippeanlegget sakte økte, og ammoniakkavskilningsgraden sank ned til 50 %. Det ble iverksatt en rekke tiltak for å få bukt med problemet. Blant annet ble det utført økning av pH til 11 i alkaliseringsstrinnet, justering av luftmengder og økt syredosering for eventuell øket absorpsjon i scrubberen. Ingen av tiltakene virket positivt inn på ammoniakkavskilningsgraden, og prosessen ble stoppet for grundigere inspeksjon av strippetårnene.

Etter å ha løftet opp det første laget med fyllkropper som så normale ut, kunne det konstateres at et massivt gråaktig belegg hadde lagt seg på pakningsmediet videre nedover i strippekolonnen. I enkelte områder hadde utfellingen vært så stor at fyllkroppene hang sammen. **Prøver av belegget ble skrapet av og sendt til analyse, hvorpå det ble konstatert at belegget besto av kalsiumkarbonat.**

Strippetårnene ble vasket med utspedd saltsyreløsning, og for å estimere mengde utfelt kalk i strippetårnene, veide man fyllkroppene med og uten belegg. Anslagsvis 15 tonn kalsiumkarbonat hadde blitt utfelt på fyllkroppene.

Etter å ha vasket tårnene adskillige ganger med utspedd saltsyre klarte man å opprettholde en nitrogenavskilningsgrad på rundt 70 %. Til tross for at produksjonen på Felix (nåværende Procordia) under vårperioden var på sitt høyeste, og dermed medførte stor belastning på renseanlegget, ble strippeanlegget startet opp til tross for en noe lavere nitrogenavskilningsgrad.

For å redusere fremtidig kalkutfelling ble det installert en såkalt «Clean Scale» på innløpsrøret for rejektivann til strippetårnene. Instrumentets funksjon består i å sende ut lydbølger med ulike lave frekvenser, og disse bølgene påvirker ladningsforholdene i vannet slik at kalkutfelling forhindres.

Det var fra før installert differenstrykkmålere på begge tårnene, og da nitrogenavskilningsgraden minsket kunne man observere et økt differenstrykk selv om forhåndsinnstilt alarmnivå ikke ble oppnådd.

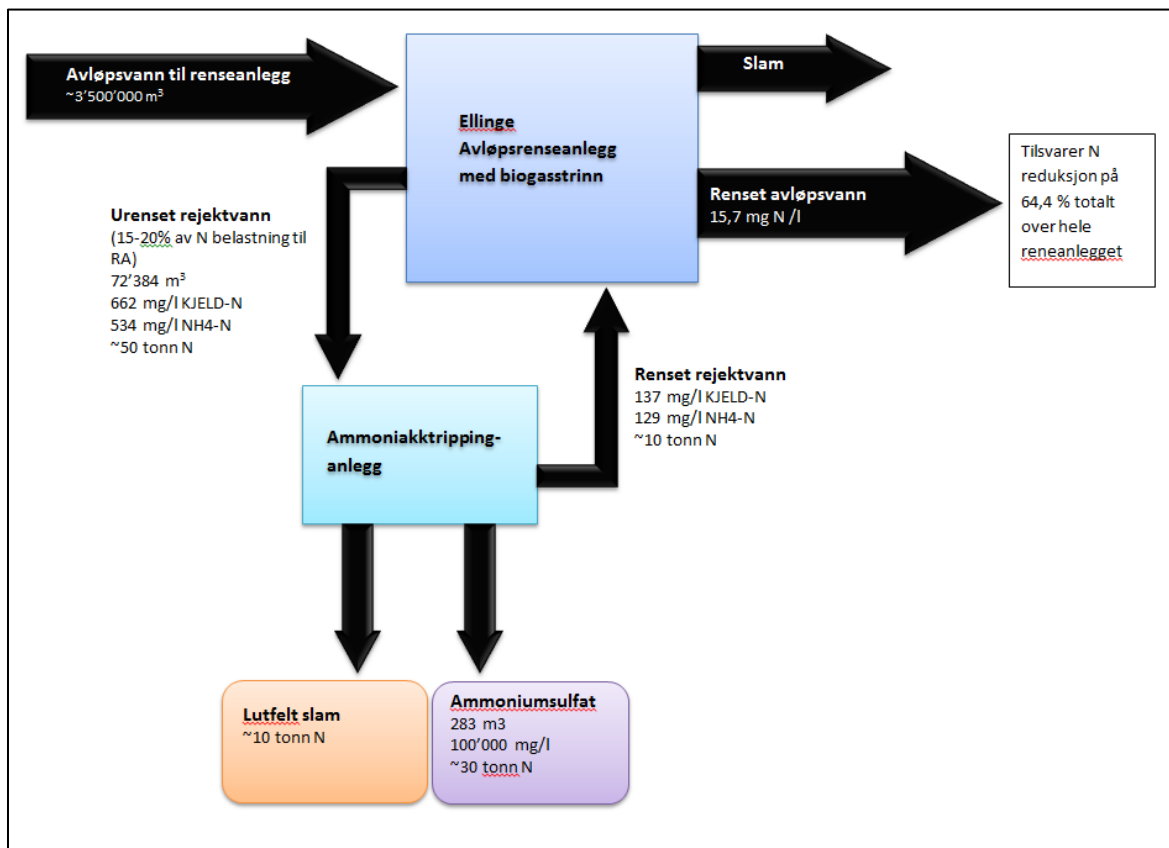
### **5.2.5 Driftserfaringer fra scrubber:**

Scrubberdelen ble ansett å være viktigst å driftssikre og optimere for å opprettholde en stabil og tilfredsstillende kvalitet på sluttproduktet. Optimering av scrubbertrinnet ble gjort delvis ved å minske tilsats av svovelsyre til nivåer som samtidig ivaretok absorpsjonseffekten, men også til dels ved å øke ammoniumkonsentrasjonen i sluttproduktet. Dosering av syre ble i utgangspunktet satt til 0,8 l/m<sup>3</sup> behandlet rejektivann, hvilket man etter optimaliseringstiltak klarte å redusere til 0,5 l/m<sup>3</sup> i snitt. Syredoseringen styres av pH måler i sirkulert scrubbevæske (se vedlegg 1), og grunnverdien ble endret fra pH 1,7 til en optimert pH på 3,6. Man oppnådde flere fordeler ved å gjøre dette; i tillegg til å redusere kjemikaliekostnadene senket man tømningfrekvensen på scrubbevæsken, og i syre/ vannblandingen ble tilsats av vann mer enn halvert. Økning av pH viste seg å være gunstig i forhold til kvaliteten på ammoniumsulfaten som gjødselprodukt.

Ammoniumkonsentrasjonen ble økt fra 5 % til 10 % og sammenlignet med det innkommende rektvannet, inneholdt sluttproduktet omkring 200 ganger mer ammonium.

### 5.2.6 Nitrogenreduksjon gjennom prosessen:

Flyten av nitrogen gjennom anlegget kan skjematisk fremstilles som vist i figur 5.13:



Figur 5.13: Flyt av nitrogen gjennom behandlingsprosessene på Ellinge Avløpsrenseanlegg 1993.



### 5.2.7 Nitrogenreduksjon for hele renseanlegget etter overgang fra biologisk nitrogenfjerning til ammoniakkstrippEANlegg

Tabell 5.7 viser nitrogenkonsentrasjoner i utløpet til Ellinge avløpsrenseanlegg før og etter strippEANlegg ble opprettet. AmmoniakkstrippEANlegg bidro til en økt rensegrad på hele 20 % etter tredje driftsåret.

Tabell 5.7: Nitrogenfjerning for Ellinge avløpsrenseanlegg før og etter opprettelse av separat behandling av rejeKtvann (Eliasson 1994a)

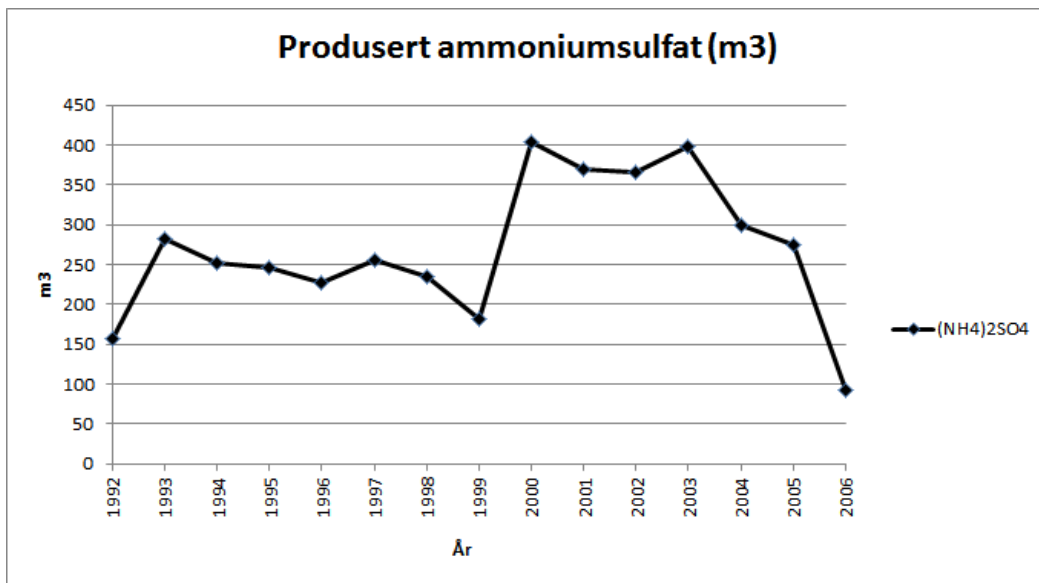
Year	Outgoing Tot-N mg/l	Total Nitrogen Removal %
1991	21,2	46,3
1992	17,7	54,4
1993	15,7	64,4
1994	13,9	66,1

### 5.2.8 Avsetting av ammoniumsulfat og kvalitet på produktet:

Det ble lagt stor vekt på at ammoniumproduktet skulle være attraktivt og salgbart til jordbruket. Produktet ble utredet av Malmöhus Läns Hushållningsällskap for bruk i jordbruket. I innledningsfasen av forsøkene ble ammoniumsulfat innhentet fra Frederikshavn, siden strippEANlegg i Eslöv enda ikke var igangsatt. Produktet førte imidlertid til brannskader på både avlinger av høstraps og vårhvete. Årsaken til brannskadene var for lave pH verdier på produktet. Høsten 1992 og våren 1993 ble forsøkene gjentatt med justert Eslövprodukt på små forsøksfelt, og på jordbruksarealer med ordinær produksjon. Samtlige av disse forsøkene opprettholdt gode resultater. Produktet ble delvis anvendt som nitrogengjødning, men også som nitrogen-svovelgjødning samt i kombinasjon med pesticider. Med utgangspunkt i utredningene som ble gjort, ble det inngått avtale mellom Qunami – en sammenslutning av syv gods i Eslöv kommune-, med gyldighet fra 1994 til utgangen av 1997. Prisen på ammoniumsulfaten ble reforhandlet en gang i året. Oversikt over produserte mengder er vist i figur 5.14.

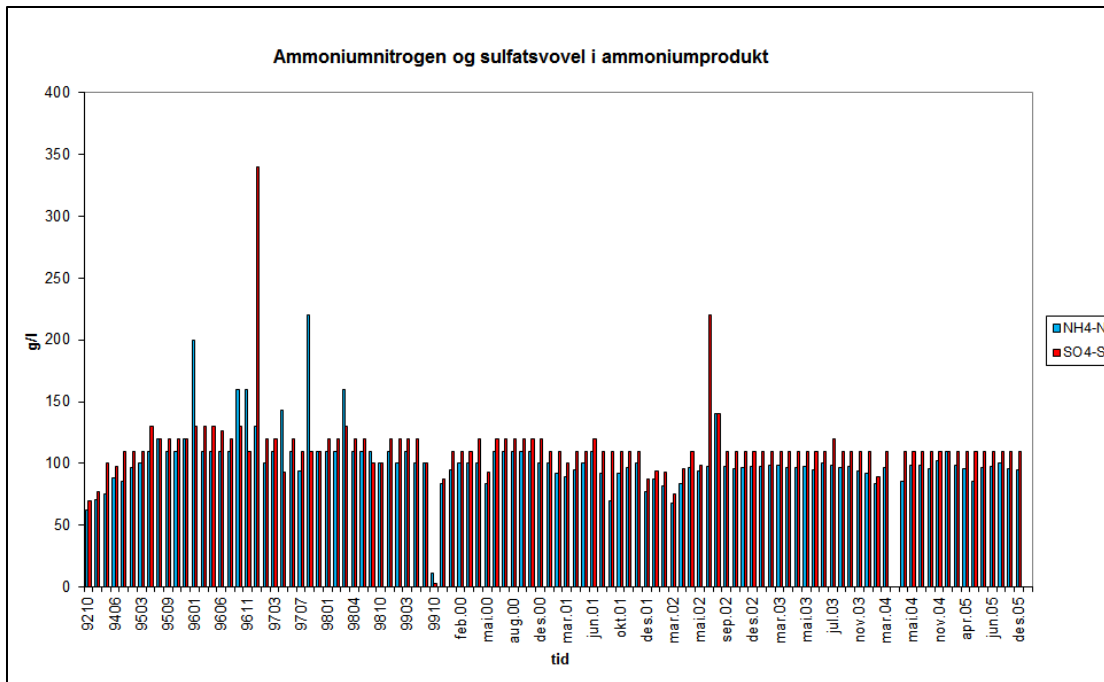
I følge Katarina Hansson (Hansson 2012b) var det ikke noe problem å få solgt ammoniumsulfat til gårdbrukere og bønder. Produktet ble sett på som et godt egnet gjødningsmiddel velegnet for spredning på jordbruksarealer. I dokumentasjonsmaterialet for ammoniakkstrippEANlegg fantes avtaledokumenter mellom Eslöv Kommune (selger av produktet) samt den enkelte kjøper. Hensikten med avtalene var å sikre leveranse av avtalte mengder ammoniumsulfat med forutsigbar kvalitet. Selger påtok seg ikke ansvar for eventuelle skader som kunne oppstå som følge av bruk av gjødselproduktet, men forpliktet seg til å opprettholde aktuelle analyseverdier for levert produkt. I de tilgjengelige avtalene som ble gjennomgått, skulle nitrogen, - og svovelinnhold i ferdig produkt

ligge på fastsatt nivå mellom 10 – 12 %. Salgsprisen på produktet gjaldt for ferdig avhentet vare, og baserte seg på markedspris for tilsvarende mengder vekstnæring i handelsgjødning, med fratrukk av merkostnader for håndtering og spredning. Det var lagt inn forbehold i avtalene som sikret begge parter mulighet til reforhandling av pris dersom det skulle forekomme betydelige endringer av for eksempel: pris for handelsgjødning, anvendingsmetoder eller innhold av næringsstoffer.



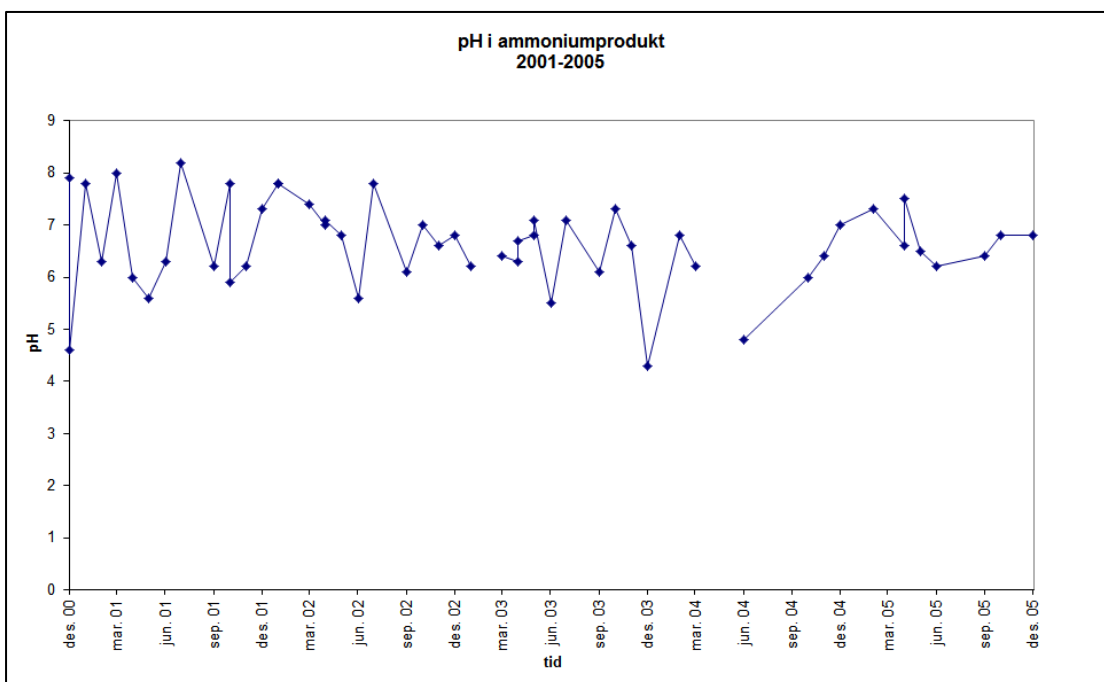
Figur 5.14: Mengder ammoniumsulfat produsert i Esløv årene 1992 - 2006

Det ble utført jevnlig analyse på sammensetningen av ammoniumsulfatet hvor det ble målt på parametre som  $\text{NH}_4\text{-N}$ ,  $\text{SO}_4\text{-S}$ , pH samt innhold av metaller. Måleresultatene for de respektive parametrene er vist under i figur 5.15 til figur 5.24.

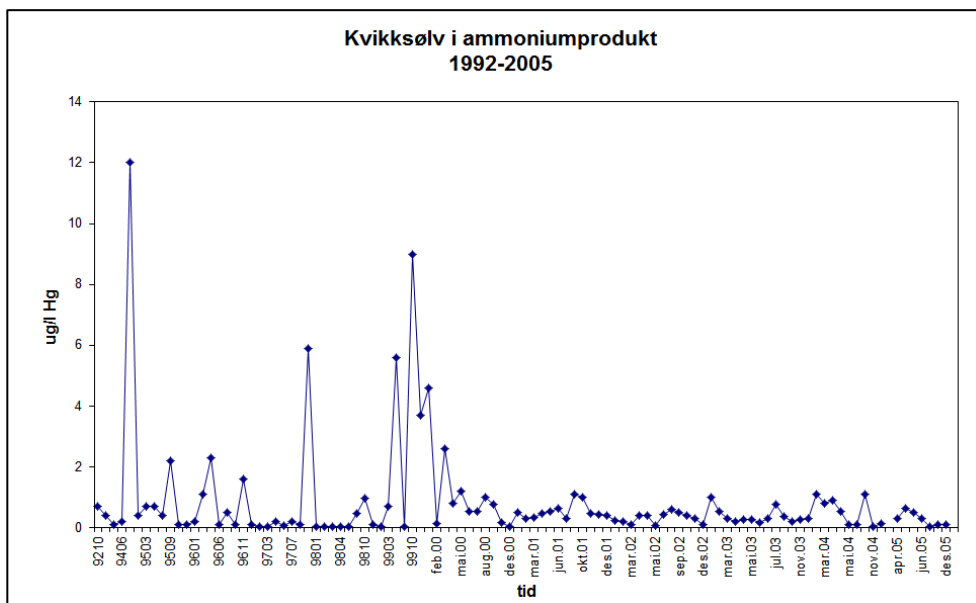


Figur 5.15: Ammoniumnitrogen og sulfatsvovel i ammoniumprodukt (Fra Hansson 2012a)

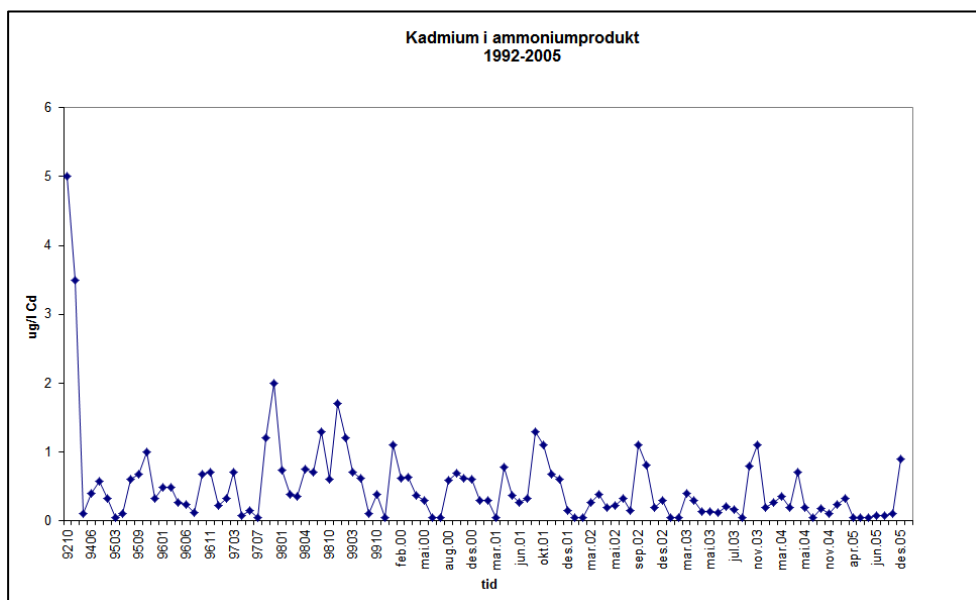
Innholdet av ammoniumnitrogen og sulfatsvovel som vist i figur 5.15 over, indikerer at kvaliteten på produktet var relativt stabil over de fleste driftsårene. I følge tilgjengelige avtaler forpliktet Esløv seg til å levere gjødselprodukt med et innhold av ammoniumnitrogen og sulfatsvovel på mellom 10 – 12 %.



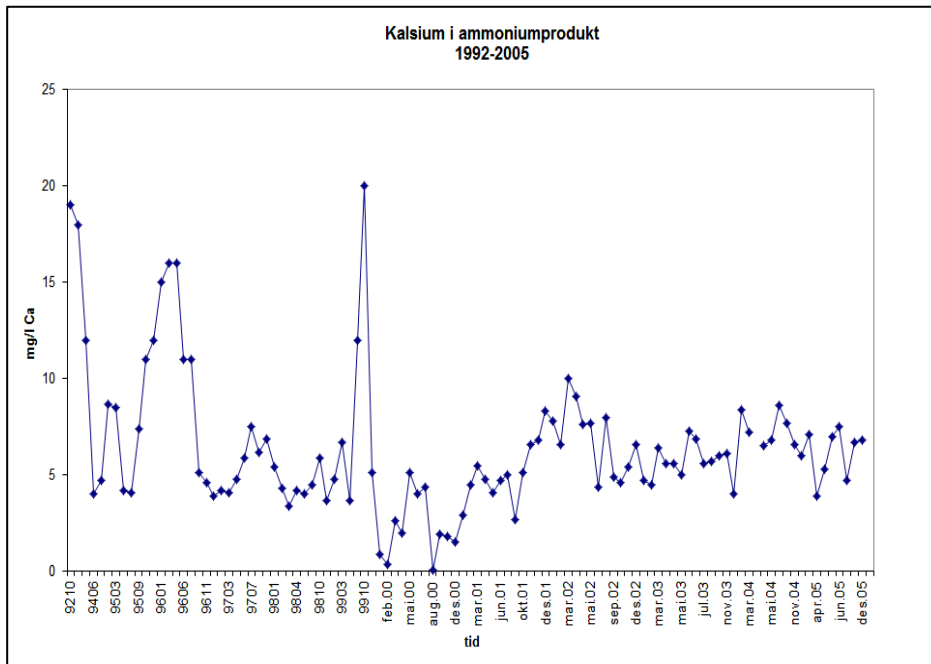
Figur 5.16: pH i ammoniumprodukt 2001 til 2005 (Fra Hansson 2012a)



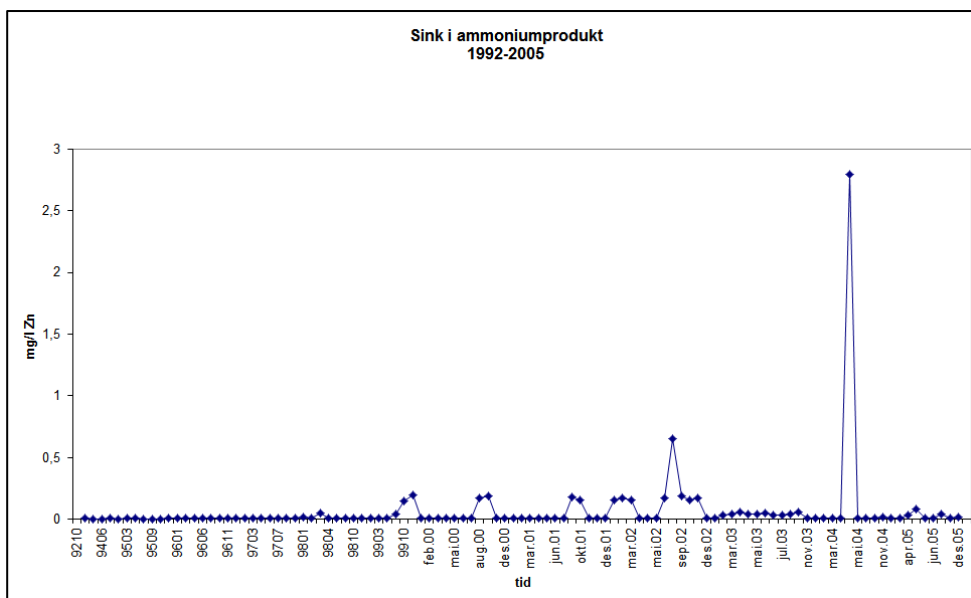
Figur 5.17: Kvikksølv i ammoniumprodukt 1992 til 2005 (Fra Hansson 2012a)



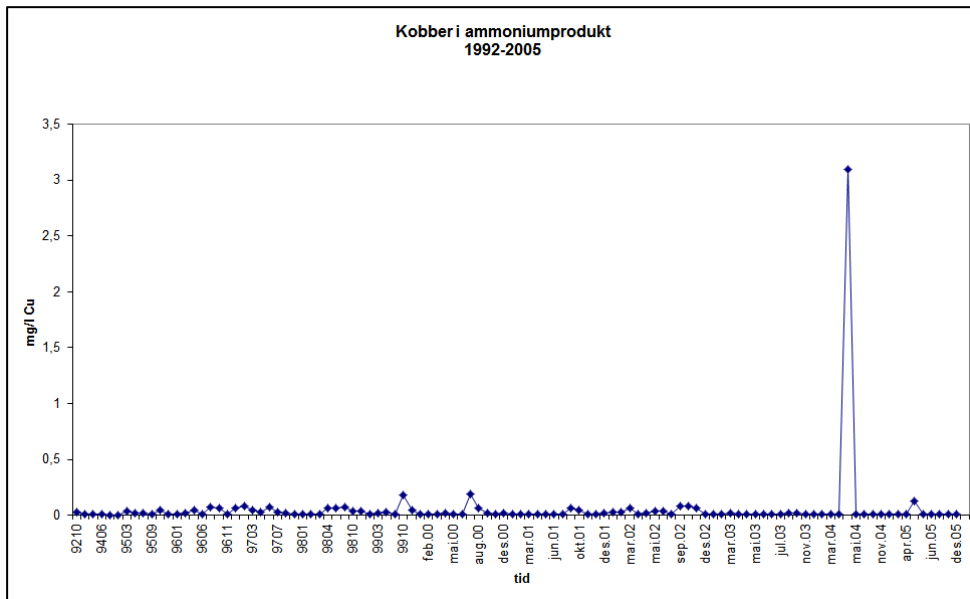
Figur 5.18: Kadmium i ammoniumprodukt 1992 til 2005 (Fra Hansson 2012a)



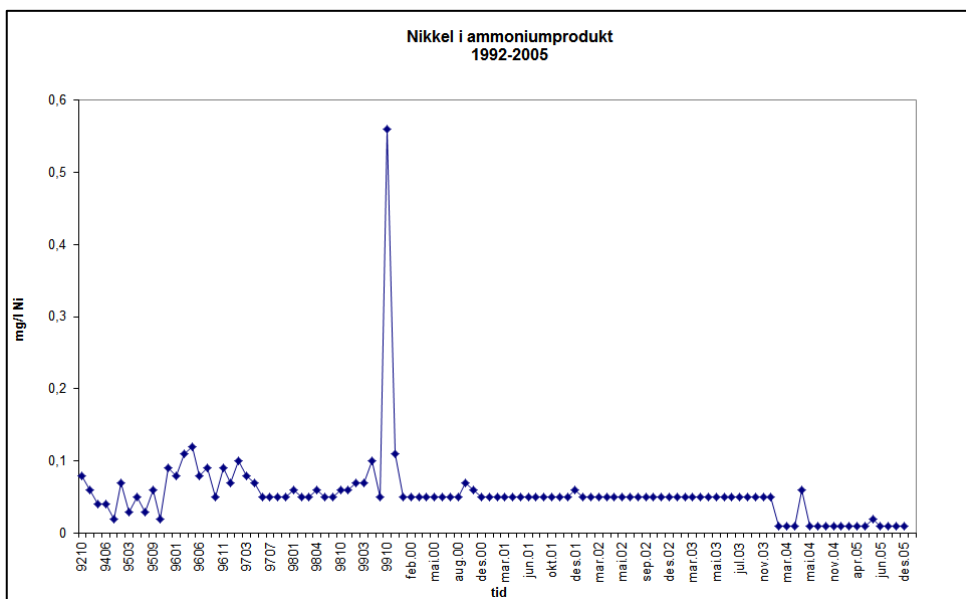
Figur 5.19: Kalsium i ammoniumprodukt 1992 til 2005 (Fra Hansson 2012a)



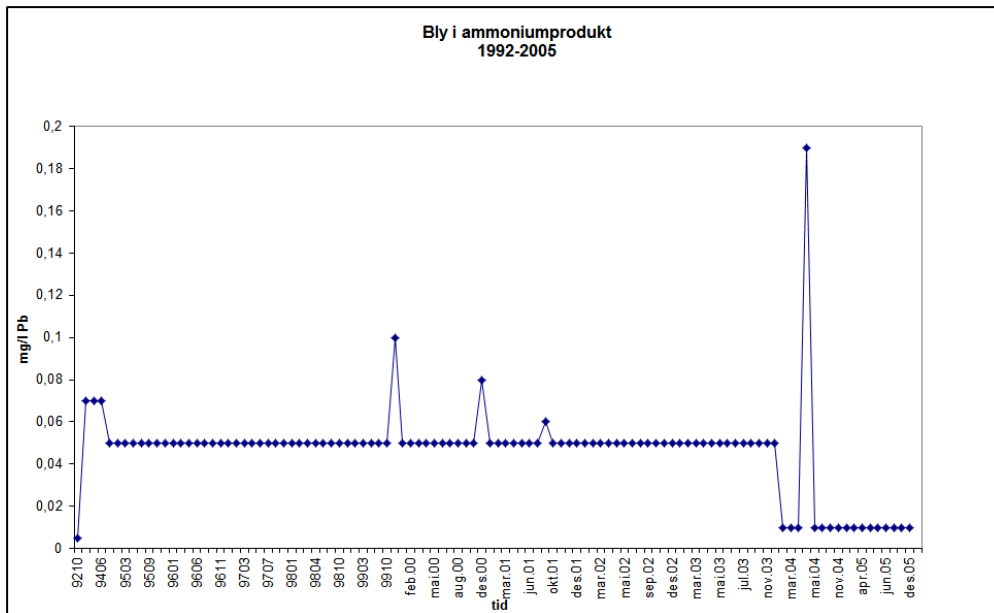
Figur 5.20: Sink i ammoniumprodukt 1992 til 2005 (Fra Hansson 2012a)



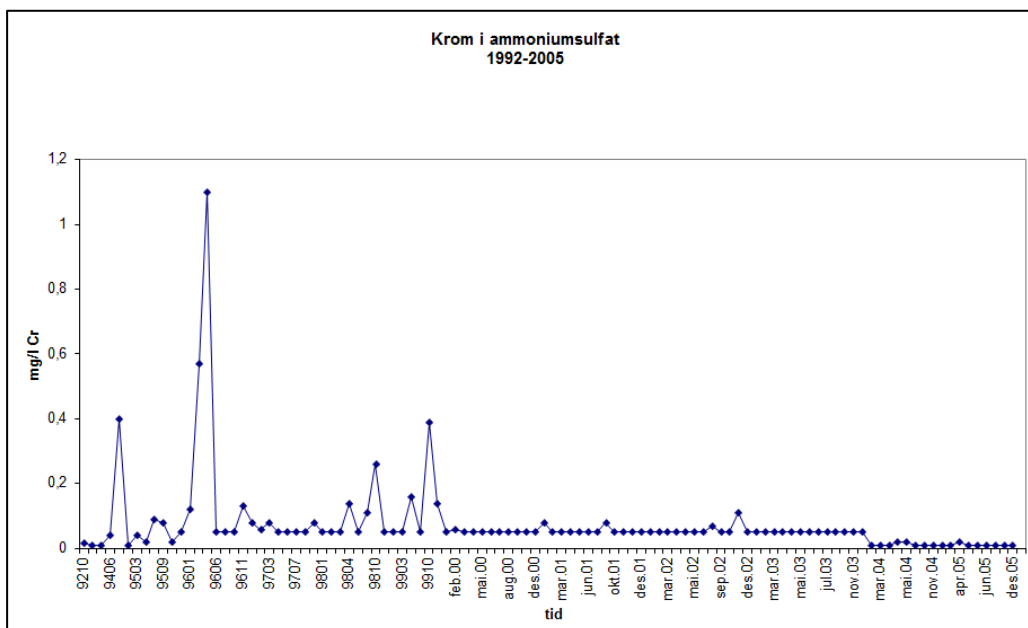
Figur 5.21: Kobber i ammoniumprodukt 1992 til 2005 (Fra Hansson 2012a)



Figur 5.22: Nikkel i ammoniumprodukt 1992 til 2005 (Fra Hansson 2012a)



Figur 5.23: Bly i ammoniumprodukt 1992 til 2005 (Fra Hansson 2012a)



Figur 5.24: Krom i ammoniumprodukt 1992 til 2005 (Fra Hansson 2012a)

Enkelte driftsforstyrrelser og feilmålinger ble registrert i prøvetakningsperioden, og disse hendelsene kan være oppklarende dersom man ser dem i sammenheng med avvikende målinger. Tabell 5.8 viser registrerte hendelser:

Tabell 5.8: Oversikt over registrerte hendelser som påvirket målingene av kvaliteten på ammoniumsprodukt

Tidspunkt	Hendelse
15 januar 1998	Problemer med analysering av kvikksølv.
Juli-oktober 1999	Anlegget ble rengjort og bygd om.
Juni 2002	Registrert uvanlig høy verdi på SO <sub>4</sub> -S. Behov for etterkontroll.
April 2004	Feilmåling pga. prøve som var tatt ut på feil måte. Ny måling utførtes mai 04.
Mars 2005	Inhomogene verdier på målinger av kvikksølv. Måling for denne måneden er derfor ikke tatt med.



## Kapittel 6: Økonomi og kostnader

### 6.1 Kostnader, inntekter og grunnlagsdata

Driftskostnadene på strippeanlegget besto hovedsakelig av el,- kjemikalie,- og personalkostnader. I innkjørings,- og evalueringsperioden mellom 1992 og 1993 var personalinnsatsen stor på grunn av justeringer og inntrimming av anlegget. Konstruksjonsfeil i scrubbetårnet, instrumenteringsfeil og feil på el- installasjonene ble oppdaget, noe som medførte betydelig økt arbeidsinnsats i strippinganlegget det første driftsåret.

Erfaringer gjort i denne perioden tilsa at man hadde behov for å bruke rundt 1 time per dag på drift og vedlikehold av anlegget.

Det har kun vært mulig å oppdrive tilfredsstillende forbrukstall for driftsårene 1993, 1994 og 2005 for presentasjon av totalt forbruk på strippinganlegget. For driftsårene 2003 og 2004 har det kun blitt fremskaffet data for kjemikalieforbruk, og siden verken kjemikaliepriser eller strømforbruk foreligger for disse årene, er de fremskaffede dataene presentert men ikke videre bearbeidet.

Alle forbrukstall som oppgis er gjennomsnittstall for det respektive året, grunnlagsdata for utregning av forbruk i 2005 er vist i vedlegg 2.

Det totale regnestykket for strippinganlegget baserer seg blant annet på inntekter fra salg av ammoniumsulfat. Avtaler med gyldighet fra 1.1.1994 til 31.12.1997 og 1.1.1998 til 31.12.2001 viser at **prisen på ferdig avhentet ammoniumsulfat – produkt var 20 SEK/ 100 kg** og dette danner grunnlag for videre beregninger. Historiske kjemikaliepriser for 2005 er innhentet fra Lars Sjøstedt, Kemira Helsingborg. Beregningene har lagt til grunn at all produsert ammoniumsulfat ble solgt til oppgitt pris.


Alle kostnadene er fremstilt som marginalkostnader. Kapital, - og personalkostnader er ikke tatt med i beregningene.

For bedre å kunne sammenligne tallene med dagens priser har indeksreguleringer blitt tatt med i egne kolonner der det er relevant, alle beløp er angitt i svenske kroner. Indeksreguleringene har blitt utført på Statistiska Centralbyrån sine hjemmesider (Statistiska Centralbyrån, Url 5)

### 6.2 Elektrisitetskostnader og strømforbruk:

Strømforbruket for hele Ellinge ARV var i 2005 rundt 4250 MWh (Ellinge avloppsreningsverk miljørapport 2010). Det vil si at bedriften tilhører kategori «le» for industrikunder strømforbrukere (se vedlegg 3 eller url 6). Dersom man bruker gjennomsnittet av sommer og vinterpriser **fører dette til en strømpris i 2005 på 46,8 øre/kWh.**

En total oversikt over effektforbruket på strippeanlegget var mulig å oppdrive til tross for at en del detaljinformasjon var fjernet fra permene med dokumentasjon av anlegget. Detaljene er vist i figur 6.1.



## Esløv Renseanlæg

Motorliste (SSMOT2)                      Dato 26.02.92                      Rev.26.01.00

ID nr	Tekst	KW	Nøgle
P-100	Pump till utjåmningsbassäng	3,1	10 .
K-101	Blåsmaskin utjåmningsbassäng	VLT 15,0	11 .
P-102	Omrörare 1 utjåmningsbassäng	5,9	12 .
P-103	Omrörare 2 utjåmningsbassäng	5,9	13 .
P-104	Slampump	2,2	14 .
P-105	Doseringspump lut	VLT 0,37	15-16.
M-106	Omrörare 1 lutfällningstank	VLT 0,18	17-18.
M-107	Omrörare 2 lutfällningstank	VLT 0,18	19-20.
M-108	Omrörare 3 lutfällningstank	VLT 0,18	21-22.
M-109	Omrörare 4 lutfällningstank	VLT 0,18	23-24.
K-110	Fläkt lutfällningstank	0,45	25 .
M-111	Skrapa lutfällningstank	0,25	26 .
P-112	Pump till lutfällningstank	VLT 3,1	27-28.
P-113	Stripperpump 1	VLT 5,5	29-30.
P-114	Stripperpump 2	VLT 5,5	31-32.
P-115	Pump från stripper 2	VLT 5,5	33-34.
K-116	Fläkt stripper 1	45,0	35 .
K-117	Fläkt stripper 2	45,0	36 .
P-118	Scrubberpump	15,0	37 .
P-119A	Doseringspump syra	VLT+ 0,18	38-39.
P-119B	Doseringspump vatten	VLT+ 0,37	
P-120	Spolvatten till pumpar	1,2	40 .
P-121	NH3 analys pump in	0,37	41 .
P-122	NH3 analys pump Ut	0,37	42 .
P-123	NH3 pump ammonium Ut	4,0	43 .
P-124	Doseringspump scrubberutlop (220V)	0,37	44 .
P-130	Doseringspump HCL	0,37	45 .

Figur 6.5: Oversikt over effektforbruket på ammoniakstrippeanlegget inklusiv forbehandling av rejeqvannet på Ellinge renseanlegg (Fra driftsmanual Watergroup 1992).

Fra oversikten ser man at de mest strømkrevende elementene på ammoniakkstrippinganlegget er de to viftene i stripper 1 og 2, hver med en effekt på 45 KW. Det gjøres oppmerksom på at strippeanleggets to tårn ble drevet i serie. Blåsemaskinen for utjevningssassenget forbrukte 15 KW og det samme gjorde scrubberpumpen. Skisse over ammoniakkstrippinganlegget på Esløv finnes i vedlegg 1.

Som vist tidligere i oppgaven brukte ble det brukt en del tid på å optimalisere anlegget de første årene, og justeringer ble gjort med formål å senke strømforbruket og dermed strømkostnadene. Blant annet ble viftene i strippetårnene regulert til å levere 22 000 m<sup>3</sup>/t istedenfor 30 000 m<sup>3</sup> luft per time- samtidig med at man opprettholdt en renseeffekt på 85 %.

I tabell 6.1 vises totalt strømforbruk og strømforbruk per m<sup>3</sup> behandlet rejeckt vann i 2005 for det lukkede strippeanlegget inklusiv forbehandling med utjevning, lufting og rejeckt vannsfelling.

**Tabell 6.1: Månedlig strømforbruk ammoniakkstrippinganlegg Eslöv, driftsåret 2005. (Fra Hansson 2012a)**

Måned	Elforbr. (kWh)	Rejekt inn (m3)	Rejekt ut (m3)	El./Rej. in (kWh/m3)
jan. 05	34 110	5 127	4 859	6,65
feb. 05	52 030	8 571	8 084	6,07
mar. 05	56 550	9 018	8 456	6,27
apr. 05	45 270	9 170	8 536	4,94
mai. 05	43 570	8 398	7 593	5,19
jun. 05	24 150	4 252	4 149	5,68
jul. 05	15 610	2 246	2 046	6,95
aug. 05	24 870	3 887	3 674	6,40
sep. 05	39 620	7 586	7 158	5,22
okt. 05	36 450	6 812	6 341	5,35
nov. 05	35 400	5 498	5 179	6,44
des. 05	38 680	6 436	5 683	6,01
summa	446 310	77 001	71 758	
Snittforbruk el/rejekt inn 2005:				5,93

### 6.3 Kjemikaliekostnader:

For driftsårene 2003 til 2005 har følgende tall blitt rapportert på forbruk av kjemikalier i forbindelse med strippeprosessen:

**Tabell 6.2: Forbruk av kjemikalier på ammoniakkstrippinganlegg Eslöv, driftsårene 2003 til 2005 (Fra Hansson 2012a)**

Ar	Rejekt inn (m3)	Natronlut- 50 % (tonn)	Svovelsyre- 95 % (tonn)	Saltsyre (for rengjøring) (tonn)	Produsert NH4SO4 (m3)	Produsert lutsлам (m3)	Produsert lutsлам (tonn TS)
2005	77 001	602	108	12,1	276	3 713	74
2004	73 952	456	112	5,6	298	4 138	72
2003	79 524	547	137	8,7	398	7 969	112

For beregning av kjemikaliekostnader, er følgende tall lagt til grunn:

**Tabell 6.3: Pris og egenvekt på kjemikalier brukt i ammoniakkstrippeprosess Esløv**

Kjemikalie	Egenvekt - $\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )**	Pris 2005
Lut 50%*	1500	~3000 SEK/tonn
Svovelsyre 96 %*	1850	~1000 SEK/tonn
Saltsyre 34 %*	1200	~900 SEK/tonn
Ammoniumsulfat 10%N,12%S***	1220	200 SEK/tonn

\*Kjemikaliepriser fra 2005, Ferdig levert Esløv med bulkbil 20 – 35 tonn. (Fra Lars Sjøstedt, Kemira Helsingborg personlig meddelelse juli 2012).

\*\* (Produktdatablader, vedlegg 4, 5, 6 og 7)

\*\*\* Fra (Hansson 2012a) samt innsyn i produksjonslogger Ellinge ARV.

#### **6.4 Driftskostnader for rensing og fanging av nitrogen i ammoniakkstrippeanlegget årene 1993, 1994 og 2005:**

Med bakgrunn i gjennomsnittstall fra 1993 (figur 5.13) ser man at omkring 20 % av innkommende nitrogen til ammoniakkstrippeanlegget ledes tilbake til renseanleggets innløp med det rensede rejektivannet som tilsvarer en renseprosent på 80 %. Omkring 60 % går til ammoniumsulfatprodukt som selges, og de resterende 20 % følger med lutfelt slamfase. Dersom følgelig en rensegrad på 80 % legges til grunn, og at rejektivannet inneholdt en relativt stabil andel av nitrogen som vist i figur 5.13, blir det mulig å beregne kostnad for avskilling av nitrogen for driftsåret 2005. Det bør likevel nevnes at flere optimaliseringer ble gjort i årene før 2005, noe som sannsynligvis medførte lavere faktiske kostnader enn vist i denne beregningen.

Informasjon mottatt fra Lars Sjøstedt i Kemira, Helsingborg tyder på at kjemikalieprisene var økende i årene frem til 2007. På grunn av det betydelige forbruket av kjemikalier i renseprosessen, blir det naturlig å anta at de økte kostnadene i stor grad påvirket totalkostnaden for avskilling av nitrogen de siste driftsårene.

Tabell 6.4: Rapportert driftskostnad for ammoniakkstrippesystem og kostnader per kg avskilt nitrogen fra rejeftvann, driftsåret 1993. (Fra Eliasson 1994b)

Driftsår 1993			
Driftsparameter	Forbruk /m <sup>3</sup> rejeft	Kostnader (SEK/m <sup>3</sup> rejeft)	Justert kronekurs mai 2012 (SEK)
Elektrisitet	6,8 kWh/m <sup>3</sup>	2,70	3,50
Natronlut	4,3 l/m <sup>3</sup>	8,50	11,02
Totalt syre	0,5 l/m <sup>3</sup>	0,50	0,65
Produkt		-0,80	-1,04
<b>Sum driftskostnad</b>		<b>10,90</b>	<b>14,13</b>
<b>Total kostnad for avskilling av nitrogen: 18,50 SEK/kg N</b>			<b>23,98</b>

Tabell 6.5: Rapportert driftskostnad for ammoniakkstrippesystem og kostnader per kg avskilt nitrogen fra rejeftvann, driftsåret 1994. (Fra Eliasson 1994a)

Driftsår 1994			
Driftsparameter	Forbruk /m <sup>3</sup> rejeft	Kostnader (SEK/m <sup>3</sup> rejeft)	Justert kronekurs mai 2012 (SEK)
Elektrisitet	6,6 kWh/m <sup>3</sup>	2,62	3,32
Natronlut	4,0 l/m <sup>3</sup>	7,90	10,02
Totalt syre	0,47 l/m <sup>3</sup>	0,47	0,60
Produkt		-0,85	-1,08
<b>Sum driftskostnad</b>		<b>10,14</b>	<b>12,86</b>
<b>Total kostnad for avskilling av nitrogen: ~20,00 SEK/kg N</b>			<b>25,37</b>

Tabell 6.6: Beregnet driftskostnad for ammoniakkstrippesystem og kostnader per kg avskilt nitrogen fra rejeftvann driftsåret 2005.

Driftsår 2005			
Driftsparameter	Forbruk /m <sup>3</sup> rejeft	Kostnader (SEK/m <sup>3</sup> rejeft)	Justert kronkurs mai 2012 (SEK)
Elektrisitet	5,93 kWh/m <sup>3</sup>	2,78	3,13
Natronlut (50%-ig)	5,2 l/m <sup>3</sup>	9,62	10,82
Svovelsyre (95%-ig)	0,75 l/m <sup>3</sup>	1,39	1,56
Saltsyre (for rengjøring)	0,13 l/m <sup>3</sup>	0,14	0,16
Produkt		-0,87	-0,98
<b>Sum driftskostnad</b>		13,06	14,68
<b>Total kostnad for avskilling av nitrogen: 19,70 SEK/kg N</b>			<b>22,14</b>

## Kapittel 7: Vurdering av ammoniakkstrippEANlegget i Esløv

I februar 2003 besluttet den svenske Miljöverndomstolen å innføre strengere krav til utslipp av nitrogen fra Ellinge ARV. De nye kravene ble gjort gjeldende fra 1. januar 2006, og dette betydde at rensEANlegget måtte igjennom ombygginger for å møte nye rensEkrav. Store deler av rensEANlegget var fra 1970- tallet og hadde stort behov for modernisering og opprustning (Orkla 2004, url 7). Jobben med å bygge om rensEANlegget ble lagt ut på anbud men ingen av tilbyderne skisserte løsninger som inkluderte uthenting av nitrogen gjennom ammoniakkstripping prosessen. AmmoniakkstrippEANlegget ble nedlagt i 2006, og fjernet som en følge av dette (Hansson 2012b).

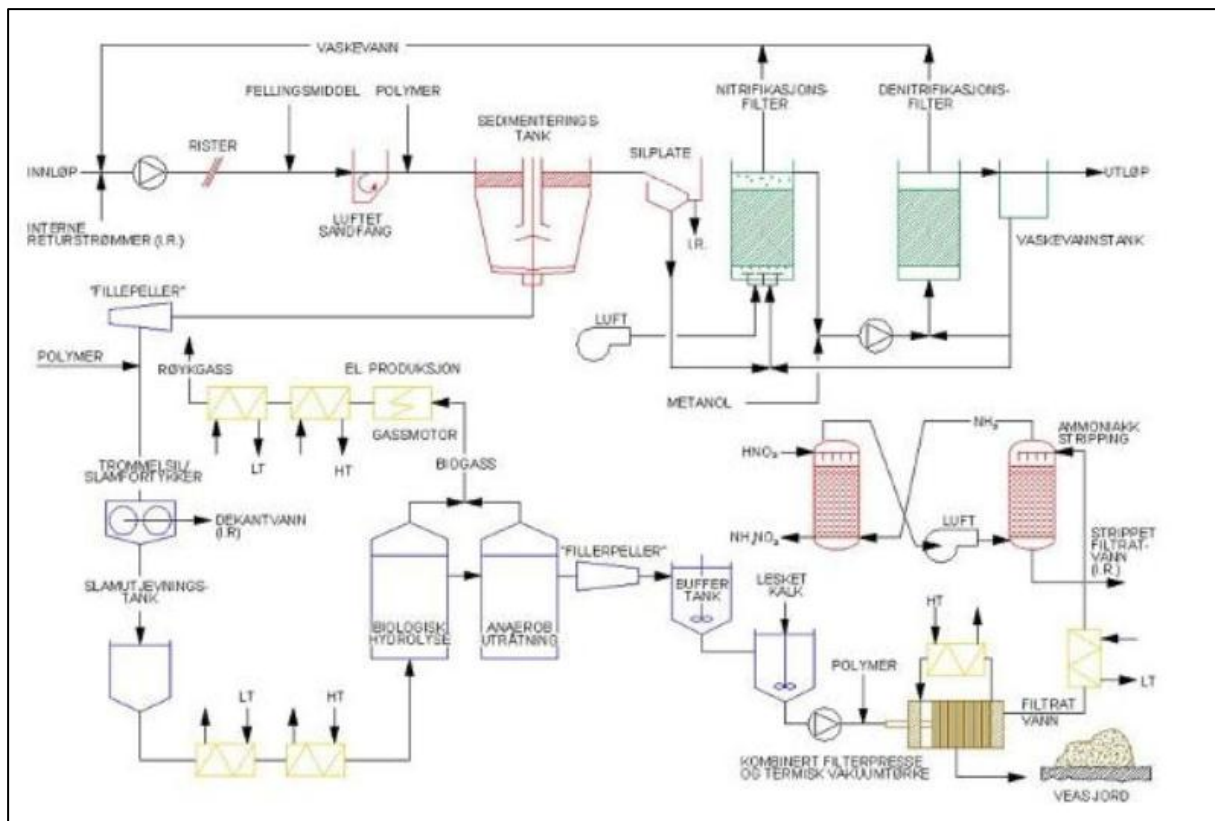
Informasjon innhentet fra personer som var sentrale i driften av anlegget påpeker flere utfordringer som kan ha vært avgjørende for at man ikke ønsket å opprettholde ammoniakkstripping som løsning for uthenting av nitrogen fra rejeKtvannet.

I Norge finnes det et liknende anlegg som er i drift i dag og behandler rejeKtvann fra utrÅtnet slam, nemlig stripping anlegget til Vestfjordens Avløpsselskap (VEAS) i Oslo. Anlegget har prosesser som innebærer avvanning, stripping og absorpsjon for produksjon av ammoniumsalt- løsning fra rejeKtvann.

### **Beskrivelse av VEAS- prosessen:**

StrippEANlegget på VEAS ble opprettet i 1996, for behandling av rejeKtvann fra slampressing etter anaerobisk utrÅtning. Anlegget rensE avløpsvannet fra en stor del av Oslo, hele Bærum og Asker, og er Norges største rensEANlegg med rensing av ca. 700 000 personenheter. Hovedrenseanlegget består av både et kjemisk og et biologisk rensEtrinn, og har som mål å tilfredsstille et rensEkrav om minimum 70 % nitrogenfjerning (Vråle personlig meddelelse). Slam fra kjemisk rensEtrinn føres til rÅtnetanker for biogassproduksjon via fillepeller, trommelsil og slamutjevningstank. Underveis til utrÅtning varmes slammet opp av varmevekslere og ledes videre til den første av to separate anaerobiske utrÅtningstanker, hver med en temperatur på omkring 37 °C. I den første tanken blir slammet utsatt for biologisk hydrolyse ved at bakterier spalter organisk materiale i slammet til kortkjedete fettsyrer. Slammet har en oppholdstid på to døgn i denne tanken før det ledes til den andre tanken for anaerobisk utrÅtning over en periode på omkring 20 døgn. Proteiner blir spaltet til ammonium som følger bioresten til trinn for avvanning. For å gjennomføre en vellykket avvanning i kammerfilterpressen, må slammet kondisjoneres ved at det tilsettes lesket kalk og polymer, noe som er nødvendig både for å oppnå en høy avvanningskapasitet, kortere filtersykluser og en viss hygienisering. Kalkdoseringen med hydratkalk gjør at pH økes på rejeKtvannet til strippEANlegget. En tilleggsggevinst av å tilsette kalk før avvanningstrinnet er som VEAS selv beskriver i sin varedeklarasjon at det «...oppnås et tørt og brukervennlig jordforbedringsmiddel av svært høy hygienisk kvalitet. VEAS-jord oppfyller GjødseIvareforskriftens krav til jordbruksanvendelse, og er særlig godt egnet ved korndyrking på humusfattig jord med kalkbehov.» (VEAS 2010). Det må påpekes at avvanningen

gjennomføres med en kombinasjon av kammerfilterpresse og termisk vakuomtørking. Temperaturen i pressene økes til 80 °C med varmtvann, oppvarmet av den produserte biogassen. På denne måten hygeniseres slammet, og får et tørrstoffinnhold på 50 – 55 %, hvorpå det kommer ut av tørkene som ”sponplater”. Platene blir malt opp til en grynet struktur før slammet kjøres ut til jordbruket. Det blir lagt spesiell vekt på å unngå at slampartikler blir med videre til strippeanlegget, siden dette ville medført fortetting av komponenter og skape problemer i strippearnet- og videre senket renseseffekt.



Figur 7.1: Flytskjema VEAS- prosessen (VEAS, url 8)

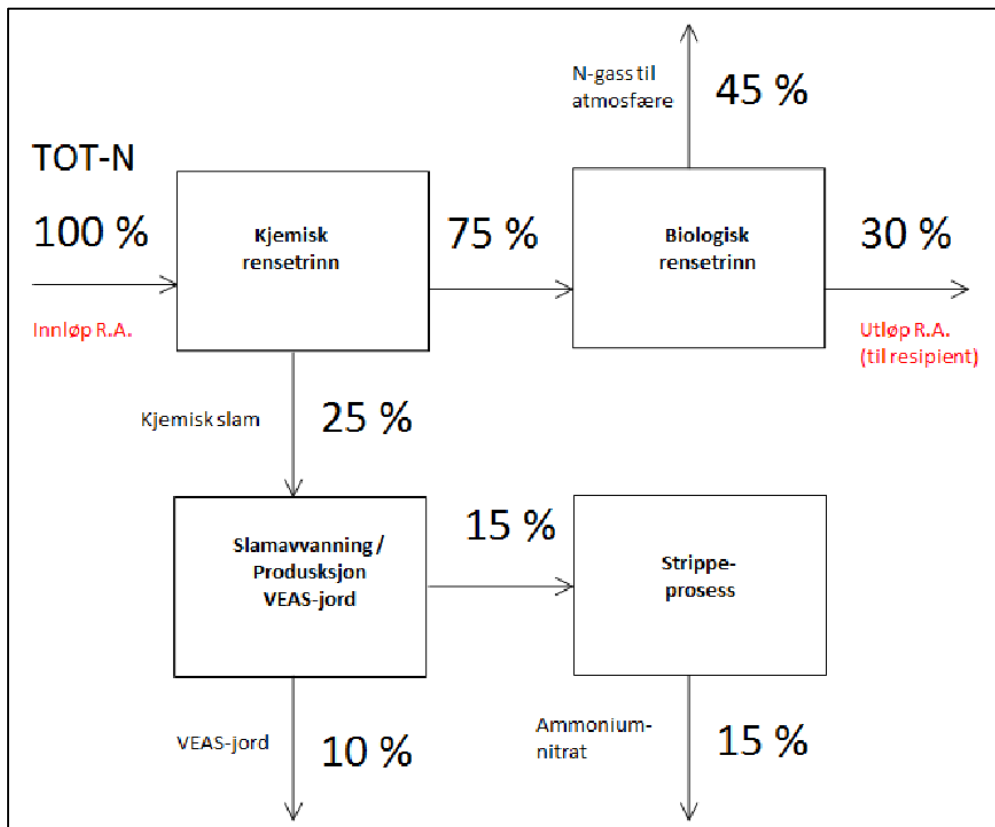
Rejektvannet fra kammerfilterpressen holder omtrent samme temperatur som rånetankene samtidig som pH er økt til mellom 11 og 12. Rejektvannet ledes først til strippearnet hvor ammoniakk avdrives til luftbanen, og deretter absorberes i det påfølgende scrubbearnet. Avhengig av rensesgrad kan rejektvannet fortsatt inneholde nitrogenforbindelser og oppløst organisk materiale, og det ledes derfor tilbake til innløpet på rensenanlegget.

I scrubberen tilføres salpetersyre ( $\text{HNO}_3$ ) som reagerer med ammoniakken og danner sluttproduktet ammoniumnitrat ( $\text{NH}_4\text{NO}_3$ ). Dette produktet kan i likhet med ammoniumsulfat benyttes som kunstgjødsel, men har også flere andre bruksområder og inngår blant annet i produksjon av sprengstoff, sponplateproduksjon, røykgassrensing og vannrensing (DSB rapport 2012). På samme måte som for Esløv- prosessen er stabil kvalitet på sluttproduktet ved VEAS svært viktig. Dersom pH er for lav eller for høy som følge av varierende mengde ammoniakk i strippeprosessen, blir dosering av saltsyre regulert slik at en ønskelig pH i produktet på 6,5-7,2 oppnås. I sirkulasjonsstrømmen for scrubbervæsken finnes det et målepunkt for egenvekt. Økning i egenvekten er en indikasjon på for



høy tilsats av syre, og vann tilsettes for å øke alkaliteten. Optimal egenvekt på produktet er oppgitt å være 1,24- 1,241 (Kvernberg 2011)

Figur 7.2 viser hvordan andelen nitrogen fordeler seg i gjennom de forskjellige renseprosessene på VEAS. Hovedandelen av nitrogenet skilles ut i det biologiske rensetrinnet bestående av nitrifikasjon- og denitrifikasjonsfilter i biologisk trinn. Årlig tilføres ca. 3000 tonn nitrogen til renseanlegget, noe som tilsvarer ca. 450 tonn til ammoniak stripping.



Figur 7.2: Nitrogenforløp gjennom VEAS- renseanlegg. (Fra Kvernberg 2011) Merknader: Tallene er basert på ca. verdier. Det er ikke tatt hensyn til andel retur fra strippeprosess og biologisk rensetrinn tilbake til innløp R.A

### Vurderinger av prosessen i Esløv.

I eksamensarbeidet til Isak Albertsson; «Användning av rötrest från kombinerad etanol och biogasproduktion – en jämförelse mellan tre alternativ» (Albertsson 2008), finner man noe informasjon som omhandler forbruket på VEAS sammenliknet med Eslöv. Basert på hans informasjon er den totale effekten på de vitale delene på strippeprosessen på VEAS- anlegget 76 kW, i tillegg til tilført varmeeffekt fra varmtvann på 310 kW. Denne tilførselen av varme antas å være oppvarming av membranvannet i den ombygde vakuumbufferfilterpressen delvis for å oppnå tørrere slam (tørking) og for å sikre fullstendig hygenisert slam. Energien til denne oppvarmingen kommer fra biogassmotoren på VEAS (diesel aggregatet). Dette energiforbruket har lite med strippeprosessen å gjøre. Selv om filtratvannet fra kammerfilterpressen varmes opp av det varme membranvannet

(80°C) mistes mye av denne energien på vei fra kammerfilterpressen og i utjevningstanken før det pumpes inn i strippetårnet hvor temperaturen er nede mellom 20 til 30 °C uten temperaturen fra vifta (Vråle personlig meddelelse). Albertsson påpeker at en forklaring på den store forskjellen i strømforbruk per mengdeenhet behandlet rejektivann kan være at strippeanlegget på Eslöv arbeidet under vesentlig lavere temperaturer. Siden det ikke har vært mulig å oppdrive data om temperaturene i strippetårnene i Eslöv, blir det vanskelig å bekrefte eller avkrefte Albertssons påstand, men siden rejektivannet fra Eslöv kom fra biorest etter anaerobisk utråtning er det naturlig å anta at temperaturene i strippeprosessene på VEAS og Eslöv ikke var veldig forskjellige. Oppgitt gjennomsnittlig tilførsel av rejektivann på VEAS er 53 m<sup>3</sup>/h, og dette fører til et totalt elektrisitetsforbruk (varmeeffekt fra varmtvann er ikke inkludert) på omkring 1,4 kWh/m<sup>3</sup>. I figur 6.1 ser man at de vitale delene i Esløv- prosessen forbrukte ca. 150 kW. Tar man utgangspunkt i dette, forbruker blåsemaskinen i lutfellingsbassenget ca. 10 %, og viftene i strippetårn ca. 60 % av elektrisitets- energien. Albertsson estimerer Esløvs strømforbruk til 4,5 kWh/m<sup>3</sup>, og i kapittel 6 er strømforbruket på Eslöv vist å være ca. 6 kWh/m<sup>3</sup>.

Albertsson påpeker i likhet med andre (Vråle personlig meddelelse; Hansson 2012B) at kalk er vesentlig billigere enn lut, og som vist i kapittel 6 utgjorde kostnadene for lut omkring 75 % av de samlede kostnadene for ammoniakkstripping anlegget på Eslöv. Siden også kjemikalieprisene på slutten av 90- tallet og frem til omkring 2007 var stigende, blir det naturlig å anta at dette bidro til at den valgte prosessen på Eslöv med lufting av rejektivann og lutfelling ble mindre ønskelig å fortsette med.

Tall fra driftsåret 2005 gir verdifull informasjon om hvilke ting som kan ha vært utfordrende i Esløv- prosessen. For dette året foreligger separate måledata for hvert av de to seriekoblede strippetårnene og renses effekter for de enkelte tårnene (se vedlegg 8). I det fremskaffede datamaterialet kan man følge strømmen av blant annet nitrogen og suspendert stoff gjennom strippeanlegget.

I første behandlingstrinn som består av utjevningsbasseng med lufting ser man at innholdet av ammonium i rejektivannet på 494 mg/l virker lavt sammenlignet med gjennomsnittlig 1400 – 1500 mg/l hos VEAS. Mulige forklaringer på differensen kan være at næringsmiddelavløpet til rensesanlegget har hatt lavere innhold av nitrogen enn kommunalt avløpsvann. Selve utråtning prosessen påvirker også sammensetningen av rejektivannet, og en mer fullstendig utråtning fører til bedre oppløsning av slammet og høyere innhold av ammonium i rejektet. I utjevningbassenget ble rejektivannet luftet for å avdrive CO<sub>2</sub> og dermed senke bufferkapasiteten for å minimere dosering av lut. Måledataene kan tyde på at dette har ført til nitrifikasjon i den videre prosessen. Dette medfører at noe av nitrogenet vil foreligge i form av nitrat som ikke drives ut fra væskefasen i strippetårn. I tillegg til at lufting koster penger, blir CO<sub>2</sub> sluppet til atmosfæren. Hos VEAS benyttes kalk for kondisjonering av slammet, men utfelling av CO<sub>2</sub> i slammet kan oppstå selv om det ved VEAS ikke er noe flokkuleringstrinn. Uansett oppnås det en miljøgevinst ved å redusere utslipp av denne klimagassen. (Vråle personlig meddelelse august 2012)

Målinger fra strippetårnene avslører interessante tall i forhold til renseeffekt. I vedlegg 8 er beregnede renseeffekter for hvert enkelt strippetårn vist i hver sin kolonne i tillegg til egen kolonne for total renseeffekt over begge tårnene. I snitt viser strippetårn 1 en lav renseeffekt på 36,3 %, mens strippetårn 2 viser bra renseeffekt med 62 %. Samlet renseeffekt på 75,3 % anses å være relativt bra. Strippetårnene ble driftet i serie, men fra tilgjengelige tegninger kan det se ut til at det også var mulig å parallellkjøre tårnene. Hvorfor tårnene ble driftet i serie og hvorfor renseeffekten i tårn 1 var så lav blir derfor aktuelle spørsmål. Detaljer knyttet til dimensjonering av luftbanen mellom tårnene kan muligens bidra til forklaring av dette, men har i denne sammenheng ikke vært mulig å oppdrive.

Fra tallmaterialet for 2005 ser man at gjennomsnittlig innhold av suspendert stoff i rejektivannet ut fra utjevningsbassenget var 453,5 mg/l. Det andre målepunktet er på utløpet etter alkaliserings- og fellingstrinnet, altså innløpet til strippetårn 1. Av tallene kan man se at mengde suspendert stoff som føres til strippetårn 1 er høy; verdiene ligger mellom 77 mg/l og opp mot 404 mg/l. Tilførsel av suspendert stoff til strippetårnene er uheldig siden dette kan føre til nedslamming og videre reduserte renseeffekter og større luftmotstand og derved mindre luftsirkulasjon. Som nevnt tidligere erfarte man, i følge Gabriella Eliasson, problemer med utpumping av slam fra sedimenteringstrinnet. Dette førte til at større mengder slam ble ført med rejektivannet til strippetårnene, og prosessen måtte stanses for rengjøring av disse. Rejektivann fra sentrifuger kan ha svært variabel kvalitet og i perioder høyt innhold av suspendert stoff. Dersom ikke sedimenteringstrinnet fungerer tilfredsstillende, blir prosessen svært sårbar i forhold til uønsket slamflukt til strippetårnene. Utjevningsbassenget hadde til hensikt å sørge for en jevn kvalitet på rejektivann til den videre prosessen, samt utdriving av CO<sub>2</sub> ved lufting for senkning av bufferkapasiteten for å spare lutkostnader for nødvendig pH- heving. Innholdet av NO<sub>3</sub>- nitrogen fra utjevningsbassenget med økte verdier ut fra strippetårn 2 indikerer at uønsket nitrifikasjon har forekommet- også i strippetårnene. Dette har dermed bidratt til redusert strippeeffekt siden kun ammoniakk kan drives ut gjennom strippeprosessen.

I forhold til helse, miljø og sikkerhet var situasjonen på anlegget, spesielt de siste årene ikke tilfredsstillende i følge driftspersonell (Hansson 2012b). På grunn av mye utfelling i rør og andre deler av anlegget, måtte det vaskes regelmessig med saltsyre. Syren måtte ofte tilsettes manuelt, noe som medførte fare for etseskader. Det korrosive miljøet førte til skader på rør, ventiler og andre deler av anlegget, noe som medførte ekstra arbeid og kostnader.

## Kapittel 8: Konklusjoner

Følgende konklusjoner kan trekkes etter å ha utført litteraturstudie rundt temaet uthenting av næringsstoffer fra rejektivann etter anaerob utråtning, og vurdering av ammoniakkstrippeanlegget i Esløv:

- Rejektivannsstrømmer fra avvanningsprosesser etter anaerobisk utråtning for produksjon av biogass inneholder store mengder plantenæringsstoffer som er mulig å gjenvinne for tilbakeføring til næringskjeden og jordbruket.
- I Norge er det behov for mer kunnskap om metoder for utvinning av næringsstoffer fra rejektivannstrømmer. I dag ledes stort sett alt rejektivann fra avvanningsprosesser tilbake til innløp på renseanlegg, og enkelte plantenæringsstoffer som nitrogen blir i liten grad resirkulert tilbake til jordbruket.
- Ammoniakkstripping er en effektiv metode for gjenvinning av nitrogen fra rejektivann. Ammoniakkstrippeanlegget på Esløv hadde en gjennomsnittlig nitrogenfjerningsgrad med utgangspunkt i mottatte data fra de første driftsårene, på rundt 80 %. Av dette ble omkring 60 % akkumulert i ammoniumsulfat løsning (gjødselprodukt) mens de resterende 20 % fulgte slammet fra lutfellingstrinn. Rejektivannstrømmen til strippeanlegget representerte omkring 15- 20 % av nitrogenbelastningen til renseanlegget.
- Alkalisering av rejektivannet i lutfellingstrinnet før strippetårn førte til 74 % reduksjon av fosfor og 61- 94 % reduksjon av metaller i utløpsvannet. Suspendert stoff ble redusert med 76 %.
- Det ble tilsatt omkring 4,5 liter 50 %-ig lut per m<sup>3</sup> rejektivann for økning av pH til 10,5
- Det ble tilsatt omkring 0,5 liter 95 %-ig svovelsyre per m<sup>3</sup> rejektivann i scrubbertrinnet.
- Rejektivannet har en meget høy alkalinitet (45 milliekvivalenter ) på grunn av høyt innhold av CO<sub>2</sub>.
- I snitt var elektrisitetsforbruket omkring 6 kWh/m<sup>3</sup> rejektivann. Anslagsvis 10 % av dette gikk til drift av blåsemaskin i lutfellingsbasseng, altså 0,6 kWh/m<sup>3</sup>. Omkring 60 % av elektrisitetsenergien gikk til drift av vifter i strippetårn, altså 3,6 kWh/m<sup>3</sup> rejektivann.
- Avsetningen av ammoniumsulfat som gjødselprodukt med et ammonium innhold på 10- 12 % var god. Bøndene i området viste interesse for produktet. I følge tilgjengelige kontrakter var prisen ca. 24 SEK/100 kg ammoniumsulfat. (justert til kroneverdi 2012).
- Total kostnad for avskilling av nitrogen i ammoniakkstrippeanlegget lå mellom 22- 25 SEK (justert til kroneverdi 2012).
- Det første av to seriekoblede strippetårn viste unormalt lav renseeffekt på 36,3 %. Innholdet av suspendert stoff inn til strippetårnene var mellom 77 og 404 mg/l. Mye tyder derfor på at spesielt strippetårn 1 har slammet ned og dermed mistet renseeffekt muligens på grunn av lavere luftsirkulasjon.
- VEAS- prosessen har all kjemikalietsats før avvanning for å sikre god avvanning, og sikrer lavt tørrstoffinnhold i rejektivannet på grunn av filtrering ved bruk av kammerfilterpresser. På Esløv opplevde man problemer med nedslamming av strippetårn.
- VEAS bruker kalk for heving av pH istedenfor lut siden kalk er vesentlig billigere.
- VEAS har ingen problemer med kalsiumkarbonatutfelling i strippetårnet, men gjennomfører rutinemessig syrevask.

- Prosessen med lufting av rejektet i utjevningstank hadde motstridende prosesser. Man luftet for å redusere innholdet av CO<sub>2</sub>, men samtidig økes sannsynligheten for noe uønsket nitrifikasjon og dermed tap av ammonium og ammoniakk til nitrat. I tallmateriale fra 2005 ser man at uønsket nitrifikasjon har forekommet i utjevningbassenget og også i selve strippetårnene, noe som har redusert avdrivingsgraden noe.

## Kapittel 9: Referanser

- Albertsson, I. (2008) *Användning av rötrest från kombinerad etanol och biogasproduksjon – en jämförelse mellan tre alternativ*. Masteroppgave. Sveriges lantbruksuniversitet.
- Baky A., Nordberg A., Palm O., Rodhe L., Salomon E. (2006), *Rötrest från biogasanläggningar - användning i lantbruket*. Institutet för jordbruks- och miljöteknik (JTI). Rapport nr. 115. ISSN 1651-7407
- Bøen A., Haraldsen T. K., Sørheim R. (2005), *Muligheter for bruk av avfallsbasert biorest fra anaerob biologisk behandling*. Senter for jordfaglig miljøforskning (Jordforsk ). Rapport nr. 127/04. ISBN 82-7467-529-0
- Carlsson, M. og Uldal M. (2009), *Substrathandbok för biogasproduksjon*. Svenskt Gastekniskt Center. Rapport SGC 200.
- DSB rapport (2012), *Vurdering av regulering og kontroll med tilgang til ammoniumnitrat*. Rapport. Direktoratet for samfunnsikkerhet og beredskap. ISBN 978-82-7768-276-1
- Eliasson, G. (1994a), *Supernatant treatment in Eslöv; Sweden. Results and experiences of ammonia stripping method 1993- 1994*. Rapport. Samtek VA.
- Eliasson, G. (1994b), *Utvärdering och resultatredovisning av ammoniakstrippinganläggning i Eslöv 1992-06 – 1993-12*. Rapport. Samtek VA.
- Ellinge avloppsreningsverk (2010), *Miljörapport 2010 för Ellinge ARV, Eslövs kommun*. Eslövs Kommun, Miljö och samhällsbyggnad, VA avdelingen.
- Emiroglu, B. (2008), *Treatment of reject water*. Masteroppgave. Graduate School of Natural and Applied Sciences. Dokuz Eylül University.
- Fettig J. og Ødegaard H. (1988), *Fjerning av nitrogen i kommunale renseanlegg ved hjelp av fysisk/kjemiske metoder*. Rapport. Norsk hydroteknisk laboratorium. ISBN 82-595-5476-3
- Gustavsson, D. J. I. (2010), *Biological sludge liquor treatment at municipal wastewater treatment plants – a review*. Tidsskrift. Vatten 66:179–192.
- Hand, D. W og Hoakanson, D. R. (1999), *Air stripping and aeration*. Water quality and treatment – A handbook of community water supplies (5<sup>th</sup> edition). McGraw-Hill. ISBN 00-7001-540-6
- Hansson, K. (2012a), Tallmateriale mottatt i forbindelse med befarings på Ellinge ARV 31.05.2012. (Vedlegg 11)
- Hansson, K. (2012b), Intervju utført i forbindelse med befarings på Ellinge ARV 31.05.2012 (Se vedlegg 9)
- Huang, J., C. og Shang C. (2006), *Air stripping*. Handbook of environmental engineering. Volume 4: Advanced physicochemical treatment processes. Humana press. ISBN 978-1-58829-361-9
- Hvitsand C., Kleppe B. (2011), *Avsetning av biorest til landbruket, Praksis og erfaringer fra Sverige og oppstart av samhandlingsprosesser ved norske biogassanlegg*. Telemarksforskning. Rapport nr. 289. ISBN 978-82-7401-444-2

Jungkunst, H. F. og Fiedler, S. (2007), *Latitudinal differentiated water table control of carbon dioxide, methane and nitrous oxide fluxes from hydromorphic soils: feedbacks to climate change*. *Global Change Biology*, 13: 2668–2683.

Kemira (1991), *Kemwater inblanding & flockning, Presentation av inblandings- og flockningsteknik vid kemisk fällning*. Brosjyre. Kemira Kemi AB.

Kvernberg, E. B., Saksæther, V., Kihlgren, K. S. (2011) *Lukket ammoniakkstripping, nitrogenfjerning fra biorest i biogassanlegg*. Semesteroppgave. Institutt for matematiske realfag og teknologi. Universitetet for miljø- og biovitenskap.

Moen, Ø. S. (2009) *Lukket stripping, beskrivelse av prosessen og undersøkelse av et renseanleggs erfaringer*. Semesteroppgave. Institutt for matematiske realfag og teknologi. Universitetet for miljø- og biovitenskap.

Nedland, K. T. og Ohr, K. (2010), *Utvikling av biogass i Norge – forprosjekt*. Avfall Norge-Rapport nr. 3/2010. ISBN 82-8035-083-7.

Ocansey, F. N. (2005), *New trends in treatment of reject water from dewatering of sludge*. Masteroppgave. Department of Water and Environmental Engineering. University of Lund.

Tornes, O. (2011), *Notat: Innspill gjenvinning av NPK*. Innspill til innledende screeningprosess av aktuelle metoder for utvinning av NPK i returstrømmer og biorester. Personlig kommunikasjon 15.03.2011.

VASyd (2011), *VA- samverkan mellan Eslöv och VA SYD*. Rapport. Eslöv kommune og VA Syd.

VEAS (2010), *VEAS-jord – en del av kretsløpet!* Varedeklarasjon på jordprodukt. VEAS-Vestfjorden Avløpsselskap.

Vråle, L. (1992) *Solumstrand renseanlegg. Nitrogenrensing med kombinert kalkfelling og ammoniakkstripping i lukket anlegg. Videregående undersøkelser februar, mars og april 1992*. Rapport A1711/92-144. CHK. Drammen 10. april 1992.

Watergroup (1992), *Rejektvattenanläggning, Driftsmanual*. Innhentet 31.05.2012, Ellinge ARV, Eslöv.

Ødegaard H. (1992), *Fjerning av næringsstoffer ved rensing av avløpsvann*. Tapir forlag. ISBN-13: 97-8825-1911-092

## Likninger og formler

(3.1), (3.2) og (3.3) er hentet fra: Ødegaard H. (1992), *Fjerning av næringsstoffer ved rensing av avløpsvann*. Tapir forlag. ISBN-13: 97-8825-1911-092

(3.4) og (3.5) er hentet fra: Moen, Ø. S. (2009) *Lukket stripping, beskrivelse av prosessen og undersøkelse av et renseanleggs erfaringer*. Semesteroppgave. Institutt for matematiske realfag og teknologi. Universitetet for miljø- og biovitenskap.

## Lenker fra internett:

Url 1: Biogass Østfold. *Biogjødsel til landbruk*. <[http://www.biogassostfold.org/?page\\_id=250](http://www.biogassostfold.org/?page_id=250)> [Lesedato 11.08.2012]

Url 2: (Kapittel 2.3) Lovdata. *FOR 2009-05-14 nr 1464: Forskrift om tømming av slam etc., Sarpsborg Kommune, Østfold*<<http://www.lovdata.no/for/lf/ov/xv-20090514-1464.html>> [Lesedato 11.08.2012]

Url 3: (kapittel 2.4.4) Bolduan, P., Klink, G., Salewski, C. Atech- Innovations. *From fermentation residues to nutrient concentrate. Treatment of fermentation residue substrates from biogas plants by means of ceramic membranes*. <[http://www.atech-innovations.com/fileadmin/download/Gaerreste\\_Verfahrenstechnik\\_engl.pdf](http://www.atech-innovations.com/fileadmin/download/Gaerreste_Verfahrenstechnik_engl.pdf)> [Lesedato 11.08.2012]

Url 4: (kapittel 3.1) Branch environmental corporation. *Ammonia stripping*. <[http://www.branchenv.com/air\\_strippers/Ammonia%20Stripping.pdf](http://www.branchenv.com/air_strippers/Ammonia%20Stripping.pdf)> [Lesedato 11.08.2012]

Url 5: (kapittel 5.1) Statistiska Centralbyrån. *Prisomräknaren – räkna på inflationen*. <[http://www.scb.se/Pages/PricesCrib\\_258649.aspx](http://www.scb.se/Pages/PricesCrib_258649.aspx)> [Lesedato 11.08.2012]

Url 6: (kapittel 6.2) Statistiska Centralbyrån. *Energipriser på naturgas och el*. <[http://www.scb.se/Pages/TableAndChart\\_53610.aspx](http://www.scb.se/Pages/TableAndChart_53610.aspx)> [Lesedato 11.08.2012] (Se vedlegg 3)

Url 7: (kapittel 7.1) Orkla. *Procordia food and Eslöv sign new agreement on waste water treatment plant*. <[http://miljo.orkla.no/eway/Library/getmessage.asp?objectid=18670&moduleid=228&dp=/eway/library/design/OrklaMiljo&sortdate=09.06.2004%2014:23:38&global\\_lang=ENG](http://miljo.orkla.no/eway/Library/getmessage.asp?objectid=18670&moduleid=228&dp=/eway/library/design/OrklaMiljo&sortdate=09.06.2004%2014:23:38&global_lang=ENG)> [Lesedato 11.08.2012] (Se vedlegg 10)

Url 8 (Kapittel 7.1): VEAS. *VEAS – Om VEAS – Flytskjema* <[http://www.veas.nu/om\\_veas/flytskjema](http://www.veas.nu/om_veas/flytskjema)> [Lesedato 11.08.2012]



## Vedlegg (på vedlagt CD- plate):

Vedlegg 1: *Flytdiagram strippeanlegg Esløv*. Fra Watergroup (1992), *Rejektvattenanläggning, Driftsmanual*. Innhentet 31.05.2012, Ellinge ARV, Esløv.

Vedlegg 2: *Forbrukstall Esløv 2005*. Fra Hansson, K. (2012a), Tallmateriale mottatt i forbindelse med befarings på Ellinge ARV 31.05.2012.

Vedlegg 3: *Historiske strømpriser*. Fra Url 6: Statistiska Centralbyrån. *Energipriser på naturgas och el*. <[http://www.scb.se/Pages/TableAndChart\\_53610.aspx](http://www.scb.se/Pages/TableAndChart_53610.aspx)> [Lesedato 11.08.2012]

Vedlegg 4: *Datablad ammoniumsulfat*. Fra Url 9: General Chemical. *Liquid ammonium Sulfate-product data sheet*.

<[http://www.generalchemical.com/assets/pdf/Liquid\\_Ammonium\\_Sulfate\\_PDS.pdf](http://www.generalchemical.com/assets/pdf/Liquid_Ammonium_Sulfate_PDS.pdf)>

[Lesedato 12.08.2012]

Vedlegg 5: *Datablad natronlut*. Fra Url 10: Solberg Industri AS. *Helse-, miljø- og sikkerhetsdatablad Natronlut 20-50%*. <<http://www.solbergindustri.no/admin/common/getImg.asp?FileID=1044>>

[Lesedato 12.08.2012]

Vedlegg 6: *Datablad saltsyre*. Fra Url 11: Acinor as *Sikkerhetsdatablad Saltsyre 32 – 36%*.

<<http://pubadmin.ostfold.net/data/downloads/206/SikkerhetsdatabladSaltsyre32-36NORSK.pdf>>

[Lesedato 12.08.2012]

Vedlegg 7: *Datablad svovelsyre*. Fra Url 12: Acinor as *Sikkerhetsdatablad Svovelsyre 96 %*.

<<http://pubadmin.ostfold.net/data/downloads/206/SikkerhetsdatabladSvovelsyre96NORSK.pdf>>

[Lesedato 12.08.2012]

Vedlegg 8: *Renseeffekter strippetårn Esløv*. Fra Hansson, K. (2012a), Tallmateriale mottatt i forbindelse med befarings på Ellinge ARV 31.05.2012.

Vedlegg 9: Hansson, K. (2012b), Intervju utført i forbindelse med befarings på Ellinge ARV 31.05.2012

Vedlegg 10: *Procordia food og Eslöv sign new agreement*. Fra Url 7 Orkla. *Procordia food and Eslöv sign new agreement on waste water treatment plant*.

<[http://miljo.orkla.no/eway/Library/getmessage.asp?objectid=18670&moduleid=228&dp=/eway/library/design/OrklaMiljo&sortdate=09.06.2004%2014:23:38&global\\_lang=ENG](http://miljo.orkla.no/eway/Library/getmessage.asp?objectid=18670&moduleid=228&dp=/eway/library/design/OrklaMiljo&sortdate=09.06.2004%2014:23:38&global_lang=ENG)> [Lesedato 11.08.2012]