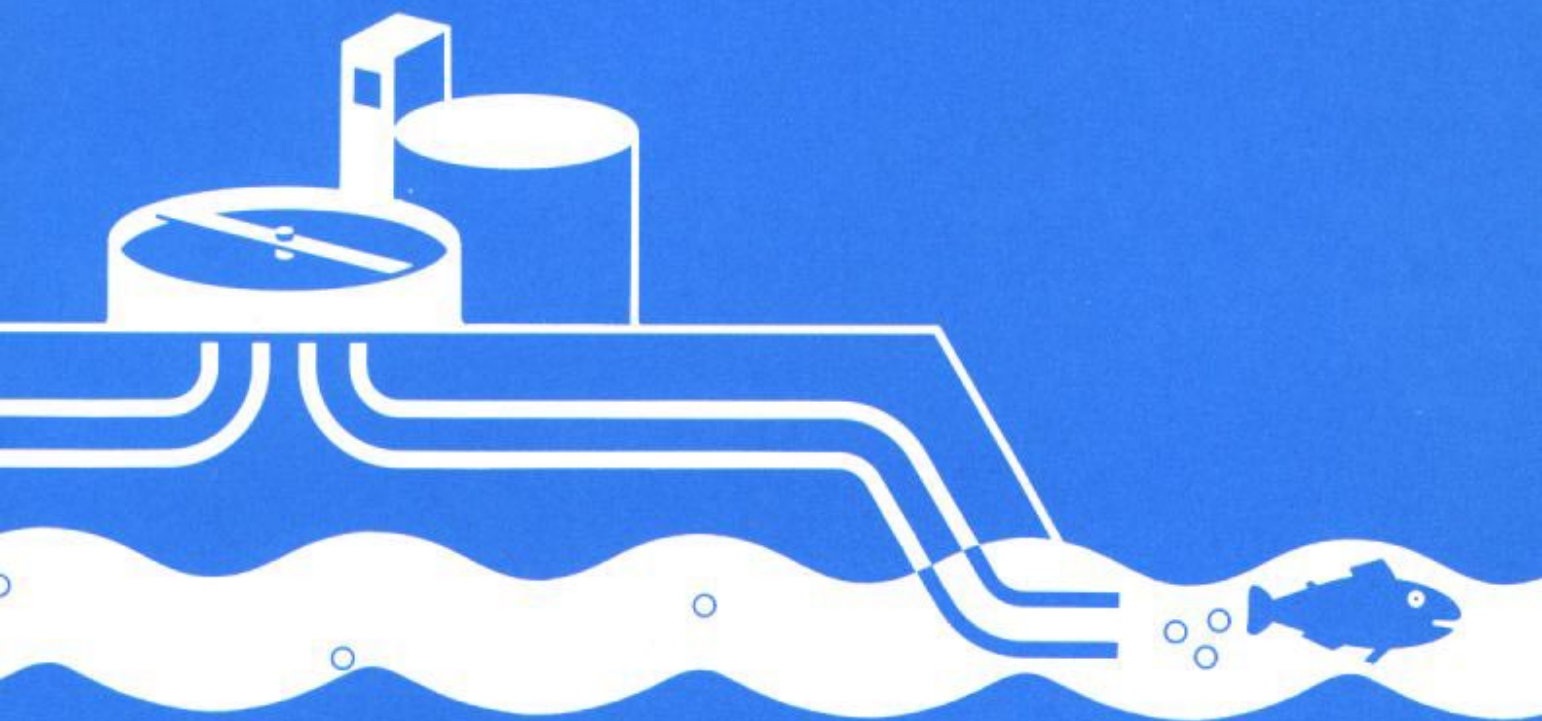


Spildevandsforskning fra Miljøstyrelsen

Nr. 17 1990

Fjernelse af kvælstof fra rejeftvand



Miljøministeriet **Miljøstyrelsen**

Spildevandsforskning fra Miljøstyrelsen

Nr. 17 1990

Fjernelse af kvælstof fra rejektivand

COWIconsult, Rådgivende Ingeniører A/S

**Miljøministeriet
Miljøstyrelsen**

Om spildevandsforskning

Miljøstyrelsen har med baggrund i en særlig programbevilling i perioden 1988-91, med rådgivning fra Vandrensningsrådet, igangsat en række forskningsprojekter på spildevandsområdet.

Disse projekter er tæt koordineret med en række tilsvarende projekter, igangsat af Teknologirådet under Industri- og Handelsstyrelsen.

Miljøstyrelsens projekter offentliggøres i denne serie om spildevandsforskning. De øvrige offentliggjorte rapporter er anført på omslagets næstsidste side.

Det bemærkes, at offentliggørelse ikke nødvendigvis betyder, at indholdet er udtryk for Miljøstyrelsens synspunkter, men styrelsen finder, at indholdet udgør et væsentligt bidrag til den videnopbygning, der også skulle være et led i gennemførelsen af Vandmiljøplanen.

	<u>Indhold</u>	<u>Side</u>
<u>0.</u>	<u>Indledning</u>	7
0.1	Fagligt formål	7
0.2	Organisation	8
0.3	Læsevejledning	8
<u>1.</u>	<u>Resumé</u>	9
<u>2.</u>	<u>Litteraturundersøgelse</u>	11
2.1	Beskrivelse af rejektivand	11
2.2	Processer til fjernelse af ammoniak	11
	2.2.1 Ammonium - ammoniak lige- vægten	11
	2.2.2 Stripning	12
	2.2.3 Konklusion på valg af metode	15
2.3	Design af strippertårn	16
2.4	Dimensionering af strippertårn	17
2.5	Genindvinding af ammoniak fra stripperluften	19
2.6	Dimensionering af absorptionstårn	20
<u>3.</u>	<u>Forsøg med pilotanlæg</u>	21
3.1	Formål med pilotanlæg	21
3.2	Forsøgsanlæg	21
	3.2.1 Rejektivand	21
	3.2.2 Buffertank	23
	3.2.3 Filter og indløbspumpe	23
	3.2.4 Regulering af indløbsflow	23
	3.2.5 Kalkopberedning og dosering	23
	3.2.6 Indblandingstank	23
	3.2.7 Sedimentationstank	23
	3.2.8 Strippertårnspumpe	24
	3.2.9 Regulering af strippertårnsflow	24
	3.2.10 Strippertårn	24
	3.2.11 Blæser og luftregulering	24
	3.2.12 Absorptionstårn	25
	3.2.13 Syresump og syrepumpe	25
	3.2.14 Regulering af syreflow	25
	3.2.15 Måling af el-forbrug	25
3.3	Fremgangsmåde ved forsøg	25
	3.3.1 Forsøgsplan	25
	3.3.2 Indpumpning af rejektivand	26
	3.3.3 Indblanding af kalk	26
	3.3.4 Sedimentation	26
	3.3.5 Stripning	27
	3.3.6 Absorption	27

3.3.7	Prøvetagning	27
3.3.8	Analyser	27
3.4	Forsøgsresultater	28
3.4.1	Funktion af sedimentationstank	28
3.4.2	Dråbestørrelse	29
3.4.3	Luftflow	29
3.4.4	Tårnhøjde	30
3.4.5	Syreflow	31
3.4.6	Rensegrad for ammoniak	32
3.4.7	Kalkforbrug	32
3.4.8	Syreforbrug	33
3.4.9	El-forbrug	34
3.4.10	Slammængder	34
<u>4.</u>	<u>Diskussion</u>	35
4.1	Dimensioneringskriterier	35
4.1.1	Sedimentationstank	35
4.1.2	Dyser	35
4.1.3	Vandflow og luftflow	36
4.1.4	Strippertårnsdimensioner	37
4.1.5	Syreflow	38
4.1.6	Absorptionstårnsdimensioner	39
4.2	Gødningsværdi af restprodukter	39
4.2.1	Syre	39
4.2.2	Kalkslam	40
4.3	Anlægsdesign	41
4.3.1	Buffertanke	43
4.3.2	Kalkopblandingssystem	43
4.3.3	Sedimentationstanke	43
4.3.4	Strippertårne	43
4.3.5	Absorptionstårne	44
4.3.6	Syrebeholdere	44
4.3.7	Blæsere, pumper, rør, ventiler og andre fittings	44
4.3.8	Installation	44
4.3.9	Det mekanisk/biologiske renseanlæg	45
4.3.9.1	Kvælstoffets bevægelse i et renseanlæg	45
4.3.9.2	Stripperanlæg og biologisk fosforfjernelse	46
4.4	Økonomi	51
4.4.1	Anlægspriser for stripperanlæg	52
4.4.2	Renseanlæg med forklaring	53
4.4.3	Stripperanlæg med reduceret kalkforbrug i renseanlæg med forklaring	54

	4.4.4	Renseanlæg med methanoldosering	55
	4.4.5	Renseanlæg med forfældning	55
<u>5.</u>		<u>Konklusion</u>	57
<u>6.</u>		<u>Litteraturliste</u>	59
		<u>Bilag</u>	
		Bilag 1: "Udbudsmateriale for forsøgsanlæg"	

0. Indledning

Med det formål at begrænse belastningen med kvælstof og fosfor på de danske farvande skal større danske renseanlæg ifølge Vandmiljøplanen rense for kvælstof og fosfor.

Denne rapport omhandler forsøg med fjernelse af kvælstof fra rejektivand på renseanlæg.

Rejektivand er betegnelsen for den vandstrøm, der bliver til overs hvor slam behandles. Det kan være fra koncentreringsstanke, rådnetanke, sibåndspresser, kammerfilterpresser eller centrifuger.

Det rejektivand, der er interessant i denne forbindelse, er rejektivand fra afvandet og udrådneth primærslam. Det vil nemlig indeholde relativt store koncentrationer af kvælstof på ammoniumform.

Traditionelt ledes denne koncentrerede ammoniumstrøm tilbage til det biologiske renseanlægs indløb. Det skal herefter fjernes ved biologisk nitrifikation/denitrifikation og belaster således den biologiske rensning.

Der findes imidlertid andre metoder til kvælstoffjernelse end den biologiske. Disse alternative metoder er specielt interessante, når indholdet af ammonium er større end i råspildevand.

I dette projekt er det valgt at undersøge fjernelse af kvælstof fra rejektivand ved stripping af ammoniak i et strippertårn.

0.1 Fagligt formål

Projektet havde til formål at klarlægge de tekniske og økonomiske aspekter ved at fjerne kvælstof fra en rejektivandsstrøm ved stripping af ammoniak. Det konkrete pilotprojekt blev udført på rejektivand fra en kammerfilterpresse, der afvander slam fra en rådnetank. Pilotanlægget var opstillet på Mosede renseanlæg.

Projektet skulle klarlægge:

- Kan processen forløb teknisk hensigtsmæssigt?
- Hvilke særlige driftsforhold skal der tages hensyn til?
- Hvordan bliver totaløkonomien? Hvor meget

- kan spares på renseanlægget ved investering i et stripperanlæg?
- Hvor meget kvælstof kan fjernes og til hvilken pris?

0.2 Organisation

Projektet er udført af COWIconsult rådgivende ingeniører A/S i samarbejde med Greve kommune. Miljøstyrelsen og Industri og Handelsstyrelsen har støttet projektet økonomisk via den særlige bevilling i forbindelse med vandmiljø- planen.

Følgegruppen for projektet har bestået af:

Miljøstyrelsen
Greve kommune
Strøm & Petersen
OC-consult
DDS Engineering
Puritec
I. Krüger og
COWIconsult

Projektet har varet fra januar 1989 til marts 1990.

0.3 Læsevejledning

Den efterfølgende rapport er opdelt i 5 kapitler.

I kapitel 1 gives et resumé af rapportens indhold.

I kapitel 2 refereres resultatet af en litteraturundersøgelse og den deraf følgende dimensionering af pilot-stripperanlægget.

I kapitel 3 gennemgås det anvendte pilotanlæg, som blev opført på Mosede renseanlæg. Desuden gennemgås forsøgsresultaterne.

I kapitel 4 diskuteres resultaterne af forsøgene. Der opstilles økonomiske betragtninger for fuldskala stripperanlæg til 4 renseanlægsstørrelser varierende fra 50.000 - 1.000.000 personækvivalenter.

Konklusionerne fremhæves i kapitel 5.

1. Resumé

Fjernelse af kvælstof fra rejektivand i renseanlæg kan ifølge litteraturen ske hensigtsmæssigt ved stripning af ammoniak i et tårn.

Stripningen sker ved gennemblæsning af rejektivandet med luft efter at pH er hævet til ca. 11. Luften føres til et absorptionstårn, hvor ammoniakken absorberes i syre.

Et pilotanlæg til ca. 1 m³ rejektivand/time blev opført på Mosede renseanlæg. Pilotanlægget modtog rejektivand fra en kammerfilterpresse, der afvander slam fra en rådnetank.

Pilotanlægget bestod af:

- Buffertank
- Udstyr til opberedning og dosering af kalkmælk
- Sedimentationstank
- Strippertårn (med dyser og uden fyldelegemer)
- Absorptionstårn (med dyser og uden fyldelegemer).

Et luftflow på 5.000 - 10.000 gange vandflowet recirkulerede mellem strippertårn og absorptionstårn.

I pilotanlægget undersøgtes indflydelsen af:

- Dråbestørrelse i strippertårnet
- Luftflow
- Tårnhøjde
- Syreflow

Strippertårn	Strippertårnet på 3 meter fjernede ved optimal indstilling i gennemsnit 50% af den til pilotanlægget indkomne ammoniak.
Dråbestørrelse	Dråbestørrelsen bør ligge i området 1000-4000 µm. Det svarede i pilotanlægget til et rejektivandsflow på 0,8-1 m ³ /time.
Luftflow	Luftflowet varieredes i området 5000-8000 m ³ luft pr. m ³ rejektivand og gav ringe variation i ammoniakfjernelsen. Det optimale luftflow er sandsynligvis lavere end 5000 m ³ /m ³ , men kunne ikke afprøves.
Tårnhøjde	Tårnhøjden varieredes mellem 2 og 3 meter og gav ringe variation i ammoniakfjernelsen.
Syreflow	Et syreflow på 2 m ³ /time fandtes at være passende.

Kalkforbrug	Kalkforbruget var væsentligt større end oprindeligt antaget svarende til gennemsnitlig 4,4 kg hydratkalk/m³ rejektivand. Der produceredes dermed 1,4 kg kalkslam/kg hydratkalk doseret.
Anvendelse af restprodukter	Den producerede 40% ammoniumsulfatopløsning vil kunne udsprede direkte på landbrugsjord under forudsætning af samtidig kalkning. En inddampning af ammoniumsulfaten til indarbejdning i granulære gødningsprodukter er næppe rentabelt. Kalkslammet bør anvendes til interne formål på renseanlægget. Fosforindholdet er på omkring 1% og kan ikke berettige en udspredning på landbrugsjord.
Cadmium	I Mosede indeholdt kalkslammet mere cadmium end grænseværdien for udspredning.
Økonomi	Ved ammoniakstripping af rejektivand fra slampresse på mekanisk-biologiske renseanlæg uden forfældning kan fjernes 2-3% af kvælstofbelastningen på renseanlægget, såfremt renseanlægget er belastet med normalt husspildevand. I sådanne tilfælde er ammoniakstripping ikke rentabelt. Såfremt renseanlægget er belastet med atypisk spildevand med et stort indhold af bundfældeligt kvælstof kan stripping være rentabelt afhængig af forholdene, og da især for anlæg med forfældning. Specielle arealmæssige begrænsninger kan i visse tilfælde medføre at det kan være favorabelt at opføre et stripperanlæg. For anlæg med biologisk fosforfjernelse vil fosfor kunne fjernes fra rejektivandet ved kalkfældning i forbindelse med strippingen. For eksisterende renseanlæg med kvælstoffjernelse som kun er lidt overbelastet kan det eventuelt være farvorabelt at etablere stripping frem for at udvide eksisterende procestanke. Dog er et stripperanlæg en ekstra enhedsoperation at drive og dermed en yderligere komplikation af den daglige drift.

2. Litteraturundersøgelse

I det følgende gives en gennemgang af de resultater, der er opnået ved litteraturundersøgelsen. Den anvendte litteratur fremgår af litteraturliste bagest i rapporten.

Målet med litteraturundersøgelsen var at opnå et grundlag for design og dimensionering af et forsøgsanlæg til fjernelse af ammonium/ammoniak fra rejektivand i renseanlæg. Herunder en vurdering af hvilke processer og anlægstyper, der er bedst egnede m.h.t. god rensning, simpel drift og lave anlægs- og driftsudgifter.

2.1 Beskrivelse af rejektivand

Rejektivand

Rejektivand opstår alle steder i et renseanlæg, hvor man koncentrerer slam, f.eks. fra koncentreringsstanke, rådnetanke og slampresser. Vandet fra denne koncentreringsproces ledes normalt tilbage i renseanlægget for rensning ved konventionelle metoder.

Høje koncentrationer af ammonium i rejektivand findes i forbindelse med opkoncentrering af primærslam, i dekantervand fra udrådning og ved slampresning af udrådningslammet. Ammoniumindholdet, der ligger i intervallet 100 - 800 mg $\text{NH}_4\text{-N/l}$ /14./, /17./, stammer fra ammonifikation af organisk kvælstof fra råslammet.

2.2 Processer til fjernelse af ammoniak

Ammoniak kan fjernes fra rejektivand på en række forskellige måder: Ved biologisk nitrifikation - denitrifikation, ionbytning, kemisk iltning, omvendt osmose og stripning.

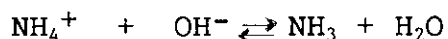
Flere kilder omtaler for stripningens vedkommende sammenhængen mellem den høje koncentration af ammoniak i rejektivand ($> 100 \text{ mg NH}_3/\text{l}$) og høj effektivitet (stor rensegrad) og dermed god økonomi /1./, /11./, /12./. Denne metode er derfor fundet mest interessant for videre studier.

2.2.1

Ammonium - ammoniak ligevægten

En forudsætning for at kunne fjerne ammoniak ved stripning er, at alt ammoniak findes som gasformig NH_3 og ikke som opløst ammonium NH_4^+ . PH i rejektivand er normalt mellem 6 og 8. Ved

denne pH er ligevægten mellem ammonium og ammoniak forskudt helt til venstre:

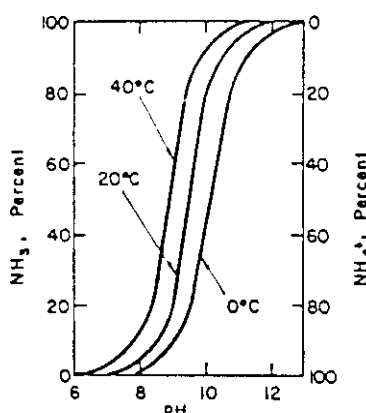


På figur 2.1 ses sammenhængen mellem pH og mængden af henholdsvis ammonium og ammoniak.

Endvidere ses ligevægtens temperaturafhængighed. Ved en stripperproces skal denne ligevægt forskydes helt til højre. I det normale temperaturområde for rejeftvand på 10 - 30 °C betyder dette, at pH skal hæves til 11 - 12.

For at hæve pH tilsættes base, f.eks. hydratkalk eller natriumhydroxid. Hydratkalk er her det billigste produkt, og man opnår samtidig en udfældning af fosfater. Til gengæld giver det en mere besværlig håndtering, idet der er en væsentlig større produktion af kalkslam /17./.

Figur 2.1
pH og temperatu-
rens betydning for
ligevægten mellem
ammonium og ammo-
niak i vand. /3./



2.2.2

Stripning

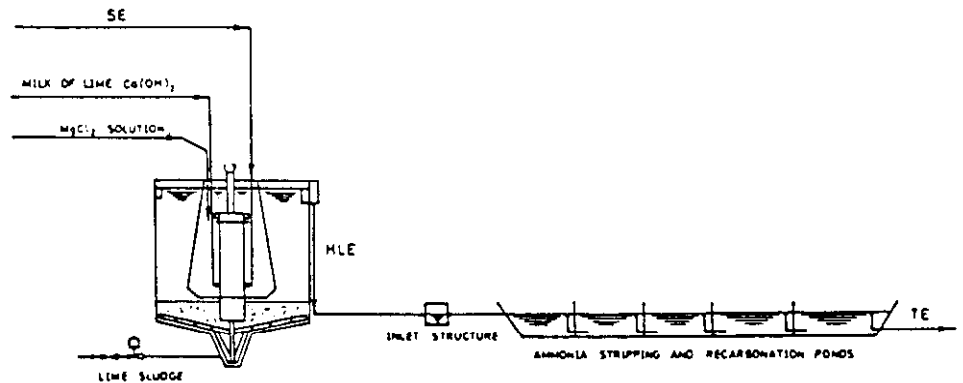
Stripning af ammoniak fra rejeftvandet kan ske på flere forskellige måder:

1. Stripning fra laguner
2. Stripning med bund- eller overfladebeluftere
3. Stripning i strippertårn
4. Dampstripning

ad. 1. Ved stripning i laguner (se figur 2.2) ledes spildevandet efter pH-hævning igennem nogle bassiner. Bassinerne er karakteriseret ved lang opholdstid og stor vandoverflade, hvorfra ammoniak kan afgives til luften. Metoden er langt den billigste og mest simple måde at strippe ammoniak på /8./, men den har en række ulemper.

På grund af den store overflade bliver det vanskeligt at opsamle den frigivne ammoniak. Dette er nødvendigt, da ammoniakken, hvis den frigives direkte til atmosfæren, vil kunne føres tilbage til renseanlægget eller recipienten under regnvejr. Man vil altså fjerne et miljøproblem et sted, men få et nyt et andet sted. Med de høje ammoniakkoncentrationer kan der endvidere blive lugtproblemer /8./.

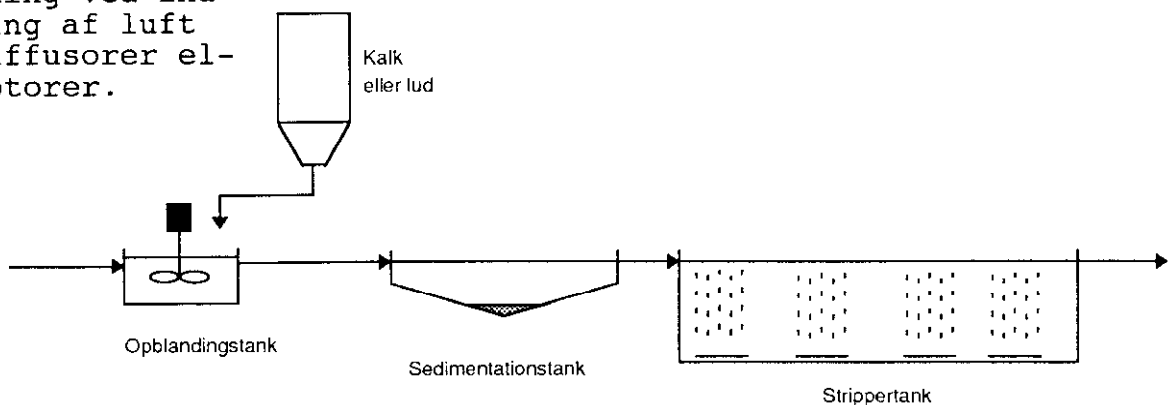
Figur 2.2
Stripning af ammoniak i lagune



Effektiv stripning fra laguner kræver en høj temperatur (mere end 10°C). Allerede ved vandtemperaturer på 12,5°C er rensningsgraden faldet til under 70% /8./. Dette er et problem under danske forhold, da den store overflade og lange opholdstid, giver stor afgivelse af varme.

ad. 2. Ved stripning med diffusorer eller rotoror blæses luft ind i det ammoniakholdige spildevand (se figur 2.3). Herved øges effektiviteten af ammoniakoverførelsen fra vand til luft.

Figur 2.3
Stripning ved indblæsning af luft med diffusorer eller rotoror.



Der er to alvorlige problemer ved stripning med diffusorer/rotorer. Problemerne opstår begge som følge af tilførsel af kuldioxid (CO_2) til spildevandet gennem indblæsningen af luft /3./.

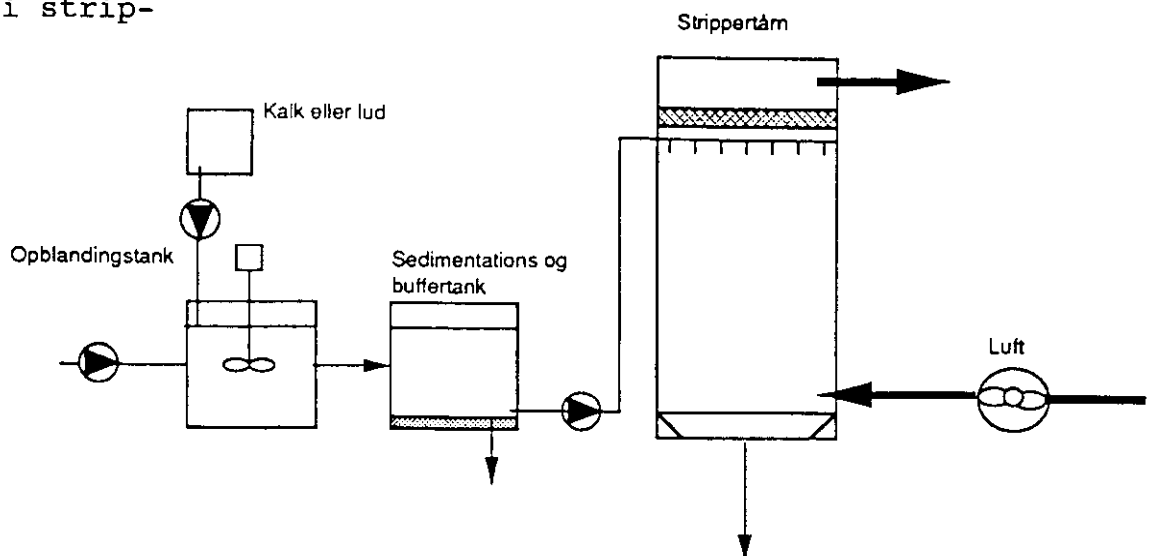
Det ene problem er udfældning af calciumcarbonater. Dette har flere uheldige effekter. Diffusorerne kan stoppe til eller der kan gro belægninger på rotorerne, begge dele med fald i effektiviteten af beluftningen til følge. Endvidere giver calciumcarbonat udfældningen en øget slamproduktion.

Det andet problem er, at pH falder. Dette giver forringet virkning af stripningen, hvis ikke der tilføres yderligere base.

Herudover er processen ligesom med laguner relativt langsom, hvilket giver store volumener af procestankene.

ad. 3. Ved stripning i strippertårn tilføres spildevandet i toppen af et højt tårn, hvorigennem der sendes store mængder luft i forhold til vand (se figur 2.4). Ved faldet gennem tårnet afgives ammoniakken til luften.

Figur 2.4
Stripning i strippertårn.



Metoden er i forhold til de to førstnævnte kendetegnet ved højere rensegrad og effektivitet /2./, /3./, /13./. Dette indebærer, at anlægget fysisk er langt mindre og anlægsprisen lavere.

Driftsudgiften er til gengæld højere /2./, /3./, /8./.

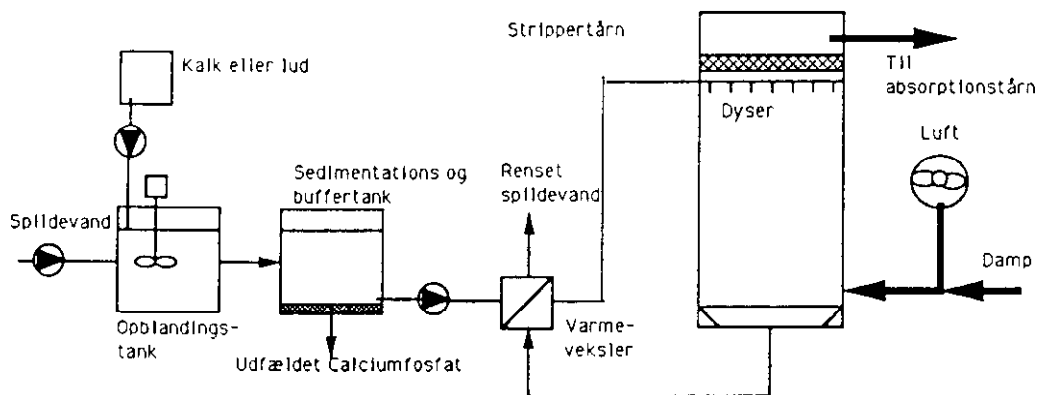
Der var ved de første strippertårne en række driftsproblemer. Calciumcarbonat udfældninger

gav som ved diffusor/rotor-stripning forringet effektivitet og deciderede driftsstop. Processen var p.g.a. den store luftindblæsning følsom overfor fald i lufttemperaturen. Endeligt var der ikke opsamling af ammoniakken. Disse problemer er idag løst ved at lave lukkede kredsløb, hvor stripperluften vaskes for ammoniak og genanvendes, /10./, /12./, /14./, dette er uddybet i afsnit 2.5.

ad. 4. Ved dampstripning erstattes luften i strippertårnet med damp (se figur 2.5). Herved opnås endnu højere effektivitet og mulighed for næsten 100 % fjernelse af ammoniakken fra spildevandet /1./.

På grund af den høje effektivitet kan strippertårnet laves mindre. Til gengæld indgår der en dampgenerator og varmevekslere. Driftsudgifterne til opvarmning af dampen ophæves delvis af mindre udgifter til luftcirkulation. Metoden er derfor konkurrencedygtig med alm. tårnstripning ved lave temperaturer af tilløbsspildevand (mindre end ca. 30° C) /12./.

Figur 2.5
Dampstripper.



2.2.3

Konklusion på valg af metode

I det foregående er der set på fire forskellige anlægsopbygninger til fjernelse af ammoniak ved stripning.

Stripning i et tårn er den eneste praktiske måde at vaske stripperluften for ammoniak. Derfor vurderes metoden til at være bedre egnet end stripning i laguner og i beluftede tanke. Stripning i tårn er heller ikke så pladskrævende.

I dette projekt skal stripningen forsøges på rejeckt vand fra rådnetanksslam.

Rejeckt vandets temperatur fra en rådnetank vil

være ca. 30 °C, og det er derfor valgt at foretage forsøg med stripning i tårn uden damp. I det følgende gennemgås de muligheder og overvejelser, der ligger til grund for design af strippertårnet.

2.3 Design af strippertårn

Modstrøm

Luften i strippertårnet kan enten tilføres medstrøms d.v.s. indblæses sammen med vandet i toppen af tårnet eller modstrøms så vandet pumpes ind i toppen og luften blæses ind i bunden. Modstrømsprincippet giver størst effektivitet og vil derfor blive anvendt.

For at opnå en høj effektivitet af stripningen skal vandet fordeles optimalt i luftstrømmen. Hertil anvendes to metoder i kombination eller hver for sig:

1. Man kan anbringe plasticfyldlegemer, som dem der anvendes i biofiltre. Når vandet løber ned over fyldlegemerne, vil der dannes en tynd væskefilm, hvorved der opnås en stor kontaktflade mellem vand og luft.
2. En anden mulighed er at tilføre spildevandet gennem dyser i toppen af tårnet. Herved dannes en tåge af vanddråber, der ligeledes giver en stor kontaktflade.
3. Endeligt kan man kombinere de to metoder.

Fyldlegemer

Når tårnet fyldes op med plastlegemer forøges luftmodstanden i tårnet og dermed driftsudgifterne /6./. Anlægsudgiften forøges ligeledes. Endvidere er der risiko for tilkalkning af fyldlegemerne, hvilket kan medføre driftsstop og øget vedligeholdelse med syreskyl af fyldlegemerne.

Fordelen ved anvendelse af fyldlegemer er, at der selv ved nogen variation i vandmængden opnås en god vandfordeling.

Dyser

Anvendelse af dyser til opnåelse af en optimal dråbestørrelse kræver konstant ensartet tryk på dyserne, hvilket betyder, at der ikke må være store variationer i tilløbsflowet /6./. Dyserne kan stoppe til.

Ved anvendelse af dyser fås lav luftmodstand i strippertårnet og dermed lave udgifter til drift af blæser /6./. Der er ikke problemer med calciumcarbonat udfældninger /6./.

For at opnå lave anlægs- og driftsudgifter er det valgt at designe strippertårnene til drift med dyser. Problemet med variationer i vandmængden løses ved etablering af udligningstank. Ved fornuftig dimensionering af sedimentationstank før strippertårnet, forventes ikke problemer med tilstopning. Opstår der effektivitetsproblemer er tårnene forberedt for opfyldning med plastlegmer.

For at undgå problemer med udtræk af dråber fra strippetårnets top skal der monteres et tågefang /6./.

2.4 Dimensionering af strippertårn

I dette afsnit gennemgås hvilke parametre, der er dimensionsgivende for et strippertårn, hvorefter der foretages en dimensionering af pilotanlæggets strippertårn.

Følgende parametre har indflydelse på effektiviteten af et strippertårn:

1. Forholdet mellem vandmængde og luftmængde
2. Temperaturen
3. Dråbestørrelsen
4. Strippertårnets højde
5. Strippertårnets bundareal

Vand/luft forhold

ad. 1 og 2. Der er gjort flere forsøg på at samle disse parametres indflydelse i en matematisk model, der kan anvendes ved dimensionering af strippertårne /2./, /7./, /9./, /12./. Disse er dog langt fra fuldstændige, da der indgår en række empirisk bestemte konstanter.

I det følgende dimensioneres forsøgsanlæggets strippertårn ved hjælp af en af disse modeller.

Da det er valgt at anvende et tårn uden fyldlegemer men med dyser, er det naturligt først at anvende en model udviklet af dem der lancerer denne form for stripping. Modellen, der bygger på det generelle princip om overføringsenheder (se f.eks /18./), er beskrevet i /6/ og /7./ :

$$N_{OL} = a \cdot \left(\frac{L_m}{mG_m} \right)^{-b} \quad (1)$$

Hvor:

N_{OL} som er dimensionsløs, er antallet af over-

førselsenheder, der er et udtryk for effektiviteten af stripperen. Jo større N_{OL} jo mere effektiv er stripperen.

L_m er væskeflowet gennem et tværsnit af tårnet (fluxen) målt som kg vand/time/ m^2

G_m er luftflowet målt som kg luft/time/ m^2

m er en temperaturkonstant, der har størrelsen $0,36e^{0,053t}$, hvor t er temperatur i $^{\circ}C$

a og b er konstanter for en given tårnkonstruktion

Ved opnåede forsøgsresultater kan N_{OL} iflg. /7/ beregnes af ligning 2.

$$N_{OL} = \frac{\ln\left[\left(1 - \frac{L_m}{mG_m}\right)x_2 + \frac{L_m}{mG_m}\right]}{\left(1 - \frac{L_m}{mG_m}\right)} \quad (2)$$

Hvor:

x_1 er indløbskoncentrationen af ammoniak i mg/l

x_2 er udløbskoncentrationen af ammoniak i mg/l

Ved at indsætte i (2) og anvende erfaringstal for opnåeligt N_{OL} er det muligt at dimensionere et strippertårn.

Pilotanlægget dimensioneres for 0,5 m³ spildevand/time. Der regnes med en indløbskoncentration på 800 mg NH₃/l og en ønsket udløbskoncentration på 100 mg NH₃-N/l, ved en temperatur på 25°C. Udfra en gennemgang af N_{OL} -værdier for eksisterende anlæg af typen synes en værdi på ca 1,5 at være realistisk. Herved fås at luftstrømmen i anlægget skal være 2000 m³/time.

ad 3 og 4. Samme forfatter /7./ har også opstillet empiriske udtryk for effekten af dråbestørrelse og tårnhøjde. Udtrykkene vurderes dog at være specifikke på det anvendte strippertårn, hvorfor der her kun anvendes det generelle i de opnåede resultater.

Dråbestørrelse

Dråbestørrelsen bør være mellem 1200 - 1400 μm /7./. Dyserne i pilotanlægget dimensioneres til denne størrelse dråber.

Tårnhøjde

Ved tårnhøjder under 2 m opnås i tårne med dyser ikke over 50% ammoniakfjernelse /7./. Tårnet i pilotanlægget dimensioneres derfor til en effektiv højde, der kan varieres mellem 2 og 3 m.

Overfladebelastning ad. 5. For at undgå, at dråber trækkes over i absorptionstårnet, bør overfladebelastningen med vand ikke blive for stor. Iflg /19./ bør overfladebelastningen i $l/m^2/sek.$ ikke være større end 0,7 i tårne med fyldlegemer.

I forsøg med dyser alene er de bedste resultater opnået med en overfladebelastning på 0,2 - 0,4 $l/m^2/sek.$, hvorfor pilotanlægget er dimensioneret til en overfladebelastning på 0,2 $l/m^2/sek.$

2.5 Genindvinding af ammoniak fra stripperluften

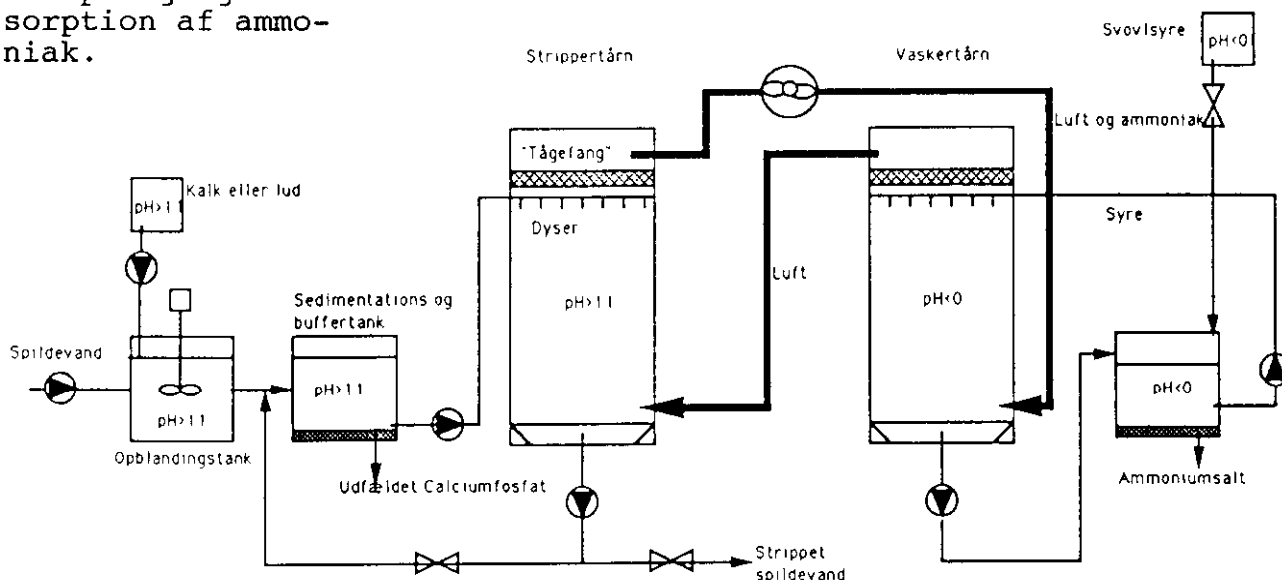
I det følgende begrundes først valg af metode til genindvinding af ammoniak fra stripperluften. Herefter følger en dimensionering af pilotanlæggets genindvindings del.

Absorption

Den mest anvendte metode til fjernelse af ammoniak fra strippergassen er ved absorption i en syre /10./, /11./, /12./, /14./, /19./. Dette gøres ved at forbinde strippertårnet med et absorptionstårn og recirkulere luften, se figur 2.6. Syren kan være en hvilken som helst stærk uorganisk syre.

Figur 2.6

Lukket system til stripping og absorption af ammoniak.



Ved denne metode opnås en række fordele:

1. På grund af det lukkede system er der ingen tilførsel af CO_2 og derfor kun ringe risiko for udfældning af calciumcarbonater /10/, /11./, /14./, /19./.
2. Når den samme luft recirkuleres vil strippere-ns arbejdstemperatur være bestemt af spildevandstemperaturen /10./, /14./, /19./.
3. Ved absorption af ammoniak i en stærk uorganisk syre dannes ammoniumsalte, der kan bruges som gødningsprodukt /11./, /19./.

Under driften vil syrens pH-værdi stige i takt med udfældningen af ammoniumsalte. På et tidspunkt vil pH-værdien være så høj, at der ikke fjernes tilstrækkeligt meget ammoniak. I /11./ refereres pilotforsøg der viste, at effektiv absorption opnåedes ved $\text{pH} < 2$ med svovlsyre, fosforsyre, saltsyre eller salpetersyre. Ved denne pH er det ikke muligt at opnå så høj en koncentration af ammoniumsalt, at der vil ske udfældning til fast stof p.g.a. ammoniumssaltes høje opløselighed. Ønskes et fast gødningsprodukt skal der derfor ske en inddampning /11./, /12./, /14./, /19/.

2.6 Dimensionering af absorptionstårn

Reaktionen mellem en stærk syre og ammoniak går så hurtigt, at opholdstiden i et absorptions-tårn ikke er kritisk. Det er derfor valgt at udføre absorptionstårnet med samme dimensioner som strippertårnet.

For at sikre, at alt ammoniak reagerer med syre, er det afgørende at koncentrationen af syre i absorptionstårnet er tilstrækkelig høj. Dette er i /10./ og /12./ sikret ved at tilføre 18 - 36 m^3 syre pr. m^2 strippertårn pr. time. Pilotanlægget dimensioneres til et syreflow på ca. 22 $\text{m}^3/\text{m}^2/\text{time}$ svarende til en pumpeydelse på 15 m^3/h .

Syreflow

3. Forsøg med pilotanlæg

3.1 Formål med pilotanlæg

Det overordnede mål med pilotforsøgene var, at opnå et vurderingsgrundlag for, om stripping af ammoniak på rejektivand er en teknisk og økonomisk relevant metode.

Pilotforsøgene har taget udgangspunkt i at opnå et dimensioneringsgrundlag for stripperanlæg af typen med strippertårn uden fyldelegemer. Dette er gjort gennem en undersøgelse af de i afsnit 2.4 beskrevne dimensionsgivende parametre med henblik på en senere databehandling ved hjælp af den matematiske model (2).

Udfra dimensioneringsgrundlaget er det muligt at vurdere anlægsudgifterne for et stripper- og absorptionsanlæg.

Udfra pilotforsøgene kan driftsudgifterne vurderes. Dermed skulle det være muligt at give en helhedsvurdering af økonomien i stripping af ammoniak fra rejektivand.

Endvidere skulle forsøgene give driftserfaringer, der kan bruges til at give et hensigtsmæssigt design.

3.2 Forsøgsanlæg

I det følgende gennemgås udformningen og funktionerne af det endelige forsøgsanlæg. På figur 3.1 ses en principtegning af forsøgsanlægget. En detaljeret teknisk beskrivelse findes i bilag 1 "Udbudsmateriale for forsøgsanlæg".

3.2.1

Rejektivand

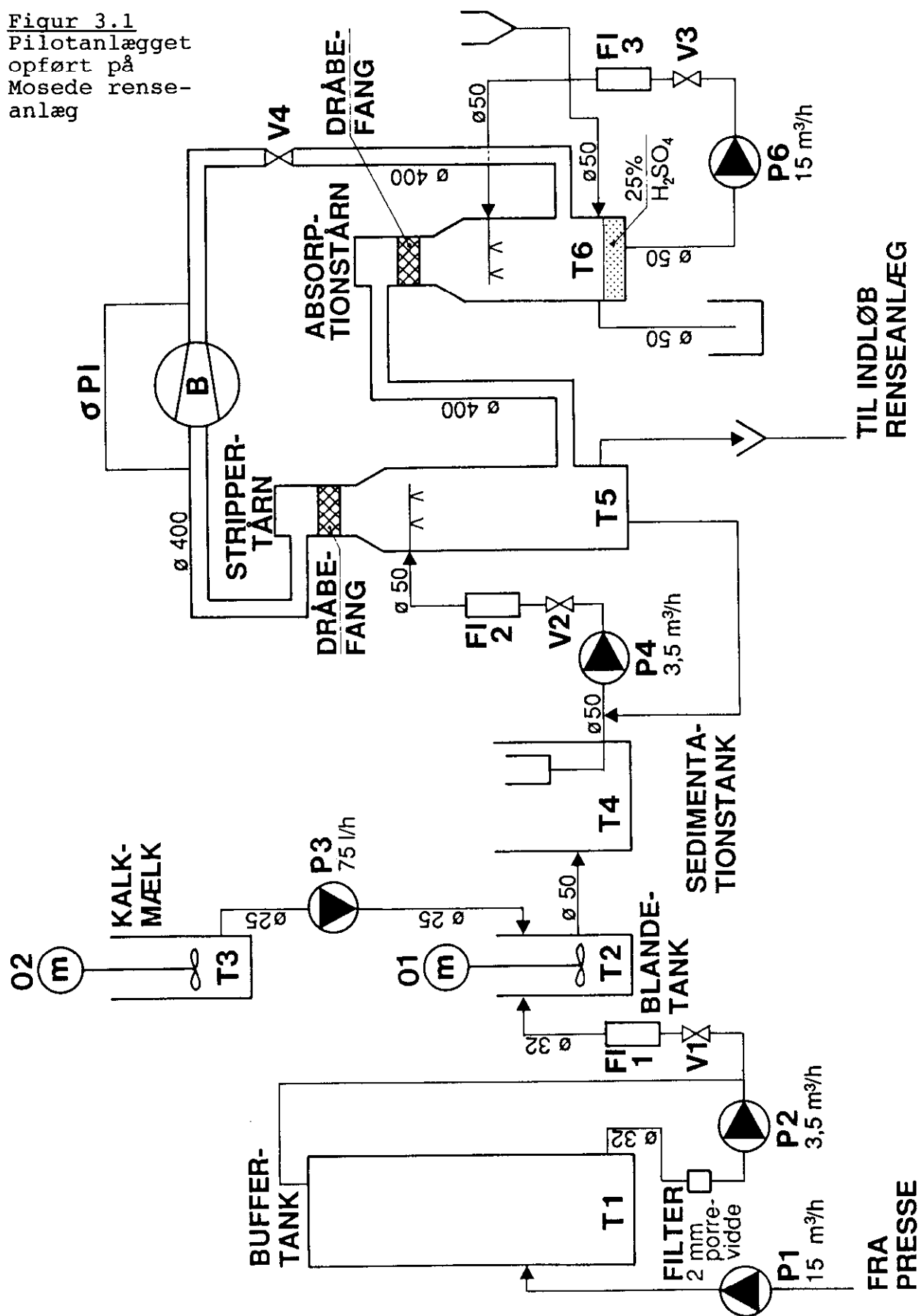
De her i rapporten beskrevne pilotforsøg er udført på Mosede renseanlæg.

Mosede renseanlæg

Mosede renseanlæg er opbygget med forklaring og et biologisk filteranlæg og modtager næsten udelukkende husspildevand. Primær- og sekundærslam udrådner i en opvarmet rådnetank.

Slam fra anlæggets rådnetank afvandes i en kammerfilterpresse. Det er rejektivandet fra denne filterpresse, som forsøgetes strippet for ammoniak.

Figur 3.1
Pilotanlægget
opført på
Mosede rense-
anlæg



Ved hjælp af en centrifugalpumpe, P1 (se figur 1) med en kapacitet på 12 - 15 m³/h, pumpedes rejektivandet op på den efterfølgende buffertank T1.

3.2.2

Buffertank

Til buffertank anvendtes en rustfri stålbeholder på 5 m³. Tanken blev holdt omrørt med pumpen P2.

3.2.3

Filter og indløbspumpe

Mellem buffertanken T1 og indløbspumpen P2 placeredes efter den første forsøgsuge et filter med en porestørrelse på 2 mm. for at undgå tilstopning af pumpen. Indløbspumpen P2 var en centrifugalpumpe med en ydelse på ca. 3,5 m³/h.

3.2.4

Regulering af indløbsflow

Vandmængden gennem anlægget til efter sedimentationstanken T4 blev reguleret v.h.a. ventilen V1 og målt med et rotameter, FI1 med måleområde 100 - 1000 l/h.

3.2.5

Kalkopberedning og dosering

Den anvendte hydratkalk blev opslemmet i vand til 10% kalkmælk i tanken T3. T3 havde et effektivt volumen på ca. 120 l. og var udført i stål. Tanken holdtes omrørt med en mixer på 900 omdr./min.

Kalkmælken blev doseret vha. en slangepumpe med en ydelse på 0,6 - 76 l/h. Doseringen blev reguleret manuelt med et variogear.

3.2.6

Indblandingstank

Indblandingen af kalkmælk i rejektivandet skete i tanken T2, der ligeledes var en ståltank med effektivt volumen på 120 l. T2 holdtes opblandet med en mixer på 900 omdr./min.

3.2.7

Sedimentationstank

Sedimentationstanken var udført som en stålbeholder med et volumen på ca. 600 l og en dybde på 70 cm. Under forsøgene blev længden af overfaldskanten forøget fra 50 til 80 cm for at forbedre hydraulikken i tanken.

3.2.8

Strippertårnspumpe

Fra sedimentationstanken pumpedes rejktvand op på strippertårnet med pumpen P4. P4 var en centrifugalpumpe med en ydelse på ca. 3,5 m³/h. Før pumpen var der indsat et T-stykke på ledningen, så det var muligt at recikulere det strippede rejktvand.

3.2.9

Regulering af strippertårnsflow

Vandmængden gennem strippertårnet reguleredes med ventilen V2 og målt med et rotameter (FI2) med et måleområde på 400 - 4000 l/h.

3.2.10

Strippertårn

Tårnudformning

Strippertårnet var udformet efter modstrømsprincippet med rejktvandstilløb foroven og udløb af rejktvand forneden. Luften indblæstes forneden og blæste ud foroven.

Strippertårnet var udført i glasfiber og udformet som en 3 m lang cylinder med en diameter på 1,2 m.

Dyser

I toppen af strippertårnet var anbragt tre dyser af mærket PNRI model BNF 46. Disse var hver dimensioneret for en dråbestørrelse med en gennemsnitlig diameter på 1000 - 4000 µm ved et vandflow på 3 m³/h.

Dråbefang

Strippertårnet var udført med dråbefang.

3.2.11

Blæser og luftregulering

Ventilationskanalen mellem strippertårnet og absorptionstårnet var udført i Ø 400 mm galvaniseret stål.

Blæseren havde en kapacitet på 5500 m³ luft/time ved et modtryk på 150 mm vandsøjle.

Luftmængden kunne reguleres via spjældet V4.

Det aktuelle luftflow kunne bestemmes på differenstrykmåleren dPI der var udført som et vandfyldt gennemsigtigt plast u-rør.

3.2.12

Absorptionstårn

Tårnmateriale

Absorptionstårnet var ligesom strippertårnet designet efter modstrømsprincippet. Det var udført i glasfiber og udformet som en 2,2 m lang cylinder med en diameter på 1,2 m.

Dyser

På toppen af absorptionstårnet var anbragt fem dyser af mærket PNRI model BNM 136, hver dimensioneret for en dråbestørrelse med en gennemsnitlig diameter større end 1000 μm .

Dråbefang

Absorptionstårnet var udført med dråbefang.

3.2.13

Syresump og syrepumpe

Bunden af absorptionstårnet fungerede som syresump ved at indblæsningen af luft og udløbet til syrepumpen P6 var anbragt et stykke over bunden. I sumpen var der plads til ca. 200 l syre.

Syrepumpen P6 havde en kapacitet på ca. 15 m^3/h og var udført med pumpehus i nylon.

3.2.14

Regulering af syreflow

Syreflowet gennem absorptionstårnet reguleredes med ventilen V3 og flowet kunne aflæses på rotameteret FI3 der havde et måleområde fra 1500 - 1800 l/h.

3.2.15

Måling af el-forbrug

I el-tavlen til forsøgsanlægget var anbragt en separat el-måler for registrering af el-forbruget under forsøgene.

3.3 Fremgangsmåde ved forsøg

3.3.1

Forsøgsplan

Pilotforsøgene udførtes efter følgende skema.

- 1) Indkøring af fældnings- og klaringsdelen.

- 2) Ammoniakstripping og absorption - med del-forsøg omkring
- a) Dråbestørrelsen i strippertårnet
 - b) Størrelsen af luftflowet
 - c) Strippertårnshøjden
 - d) Størrelsen af syreflowet.

Hver af de nævnte parametre varieredes i en forsøgsserie, mens de øvrige parametre blev holdt konstant.

Under forsøgene registreredes

- kalkforbrug
- syreforbrug
- elforbrug
- slamproduktion
- flow og tryk

og der blev udtaget prøver til analyse.

3.3.2

Indpumpning af rejeckt vand

Ved starten af hver forsøgsserie blev buffertanken T1 fyldt med rejeckt vand taget fra afløbet fra kammerfilterpressen. Samtidig startedes recirkulationen over tanken med pumpen P2. Her-ved var det muligt at opnå fuld opblanding af buffertanken, så der kunne opnås ensartet sammensætning af det rejeckt vand, der pumpedes videre i forsøgsanlægget.

3.3.3

Indblanding af kalk

Fra buffertanken blev rejeckt vandet pumpet op i blandetanken T2, hvor kalkmælken blev tilsat og indblandet ved hjælp af mixeren. Doseringen af kalkmælken styres efter manuelle pH målinger. PH øgedes til 11,0 - 11,5. Tanken blev drevet kontinuert. Opholdstiden i tanken varierede under forsøgene mellem 8 - 60 min. Målet med indblandingstanken var at opnå fuld pH-virkning af den doserede kalk, samt en god flokdannelse.

3.3.4

Sedimentation

Vandet graviterede fra blandetanken til sedimentationstanken. I denne tank skulle de danne flokke sedimentere, så der ikke kom for meget slam ind i strippertårnet, da dette ville kunne medføre tilstopning af dyserne. Tanken blev drevet kontinuert og havde en opholdstid varierende mellem 35 min. og 6 timer.

3.3.5

Stripning

Fra sedimentationstanken blev det fældede rejeckt vand pumpet op i toppen af strippertårnet. I tårnet afgives den gasformige ammoniak, der er opløst i rejeckt vandet, til den forbipassende luft. Strippertårnet blev enten drevet kontinuert med samme vandmængde som i indløbet eller med recirkulation. Recirkulationsgraden kunne bestemmes ved at sammenligne flow-målingerne på FI1 og FI2.

Det strippede vand løb ved gravitation tilbage til indløbet på Mosede renseanlæg.

3.3.6

Absorptionen

I absorptionstårnet blev den ammoniakholdige luft "vasket" med 25% svovlsyre, idet ammoniak reagerer med syre, og der udfældes ammoniumsulfat. Svovlsyren blev under forsøgene recikuleret fra bunden af absorptionstårnet med et konstant syreflow ned gennem tårnet.

3.3.7

Prøvetagning

Indløbsprøver blev udtaget ved indløbet til blandetanken T2. Prøverne blev taget som øjebliksprøver, men da tanken var fuldt opblandet, anses prøven for at være repræsentativ.

Udløbsprøver blev taget i udløbet fra strippertårnet. Disse blev ligeledes udtaget som øjebliksprøver. På grund af muligheden for recirkulation var der en pumpeump i bunden af strippertårnet. Prøven blev derfor først udtaget efter, at tårnet havde haft en driftstid svarende til 3 gange opholdstiden i pumpeumpen. Da alle andre procesparametre under forsøgene holdtes konstant, anses en øjebliksprøve også her for at være repræsentativ.

En slamprøve blev udtaget fra bunden af efterklaringstanken, efter at slammet var blevet omrørt.

Syreprøven blev udtaget fra syrepumpen efter de sidste forsøg var udført.

3.3.8

Analyser

Analyser blev foretaget på to niveauer. Dels blev prøverne analyseret efter Danske Standarder dels benyttedes Hack-udstyr til bestemmelse af øjebliksværdier af ammonium.

Hachudstyret er baseret på måling af farveintensitet i et spektrofotometer efter tilsætning af afmålte portioner af færdigblandede reagenser. Hachudstyr regnes normalt ikke for ligeså nøjagtigt som analyse udført efter Dansk Standard.

3.4 Forsøgsresultater

I dette afsnit gennemgås de resultater, der er opnået ved drift af pilotanlægget.

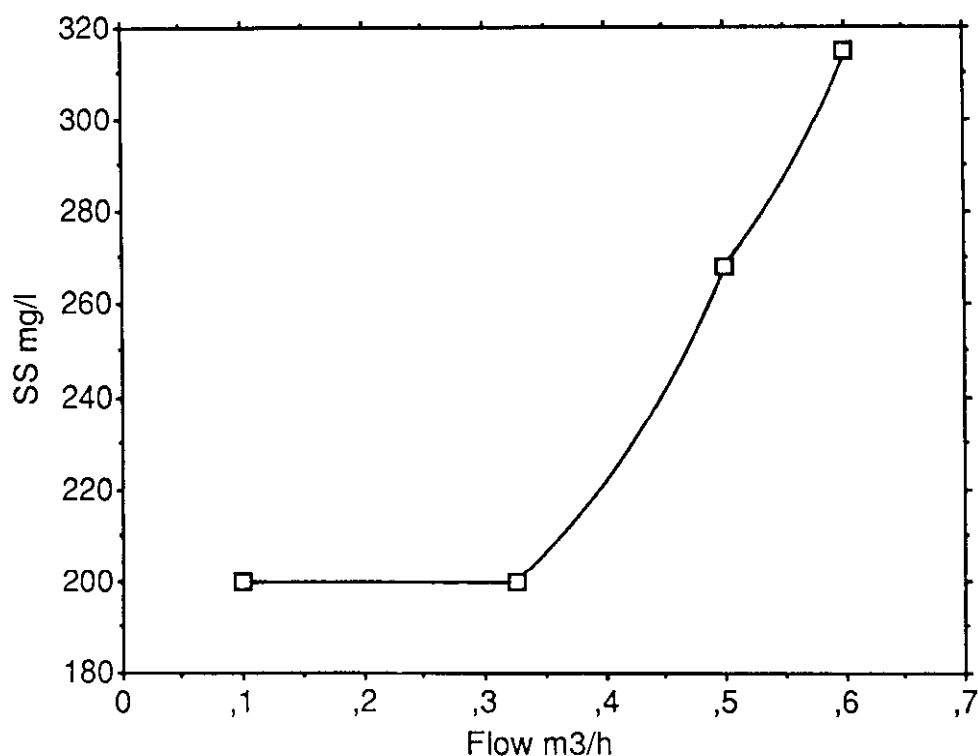
3.4.1

Funktion af sedimentationstank

Inden forsøgene med stripning blev påbegyndt blev funktionen af sedimentationstanken undersøgt. På figur 3.2 ses SS i afløbet fra sedimentationstanken som funktion af flowet.

Figur 3.2

Sammenhæng mellem flow til sedimentationstanken og SS i afløbet fra denne.



3.4.2

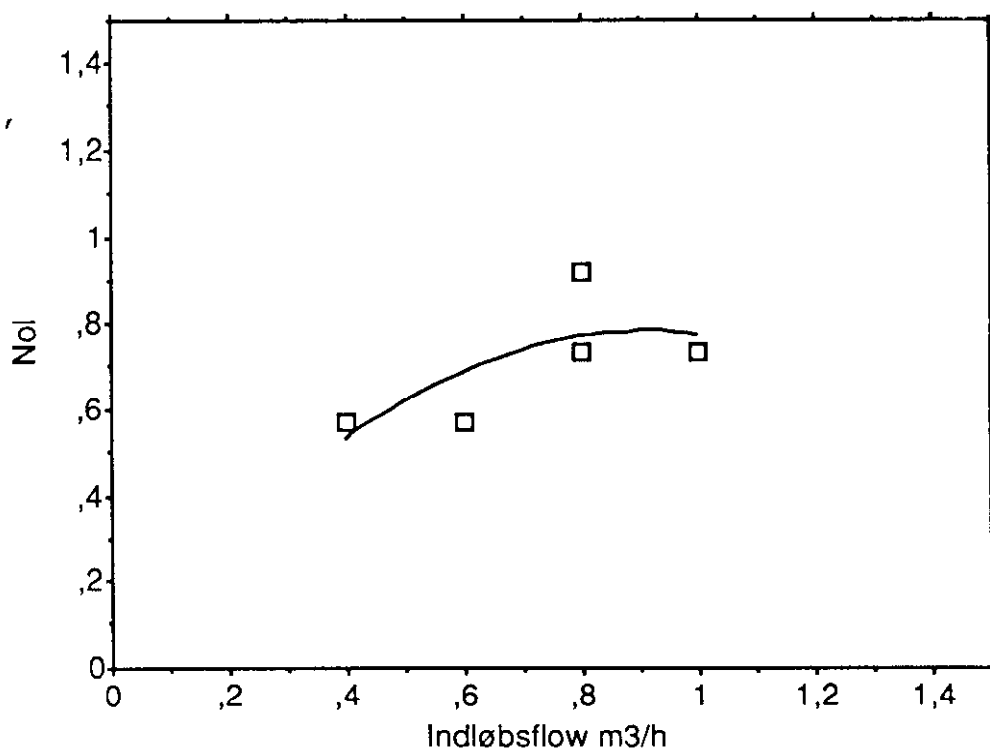
Dråbestørrelse

Som det fremgår af afsnit 2.4, er det vigtigt at opnå den rette dråbestørrelse i strippertårnet. Dråbestørrelsen afhænger dels af de anvendte dysers udformning og dels af det driftstryk, der er på dyserne. Dyserne blev bestilt til at give en gennemsnitsdråbestørrelse på 1000 - 4000 μm , hvilket jvf. afs. 2.4 skulle være det optimale. Med de anvendte dyser ville dette ifølge leverandøren opnås ved et driftstryk på ca. 2 bar. Det var dog ikke muligt at måle det aktuelle driftstryk på anlægget. Det var heller ikke muligt at måle den aktuelle dråbestørrelse. Den første forsøgsrunde blev derfor brugt til at bestemme det optimale driftsområde for dyserne.

Dette blev gjort ved at fastholde de øvrige driftsparametre og kun ændre rejektivandsflowet. Det er herved muligt ved at beregne antallet af overføringsenheder N_{OL} (se afsnit 2.4, formel 2) at bestemme ved hvilket vandflow, der opnås den rette fordeling af dråbestørrelsen i de enkelte forsøg. Resultatet af forsøgene ses i figur 3.3.

Figur 3.3

Sammenhæng mellem rejektivandsflow gennem strippertårnet og N_{OL} .
Luftflow 5000 m^3/h ,
 $\text{pH} > 11$, $T = 29^\circ\text{C}$,
syreflow 4 m^3/h ,
effektiv tårnhøjde 3 m.



3.4.3

Luftflow

I anden del af pilotforsøgene reguleredes på luftmængden medens vandmængden indstilledes på det i første forsøgsrunde bestemte optimum på 0,8 m^3/h . De øvrige parametre blev ligeledes

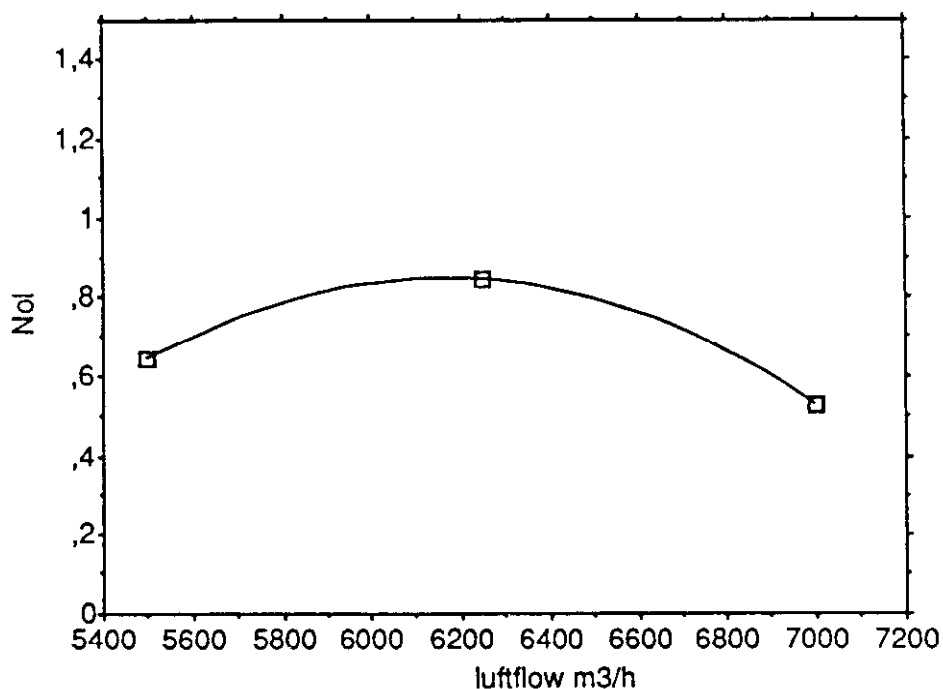
fastholdt. På figur 3.4 ses de fundne N_{OL} -værdier for denne forsøgsserie.

Som det fremgår af figuren, er det et forholdsvis lille område, der er reguleret inden for. Dette skyldes følgende:

1. På grund af for stor blæserkapacitet kunne luftmængden ikke komme under 5000 m^3/h .
2. Kom luftmængden over 7500 m^3/h kunne dråbefanget i syretårnet ikke klare belastningen. Det resulterede i, at syre blev revet med luften fra absorptionstårnet, hvilket medførte, at pH i strippertårnet hurtigt faldt mod nul med ophør af ammoniakstripping til følge.

Figur 3.4

Sammenhæng mellem N_{OL} og luftflow. Vandflow 0,8 m^3/h , pH > 11, $T = 31^{\circ}C$, syreflow 4 m^3/h , effektiv tårnhøjde 3 m.



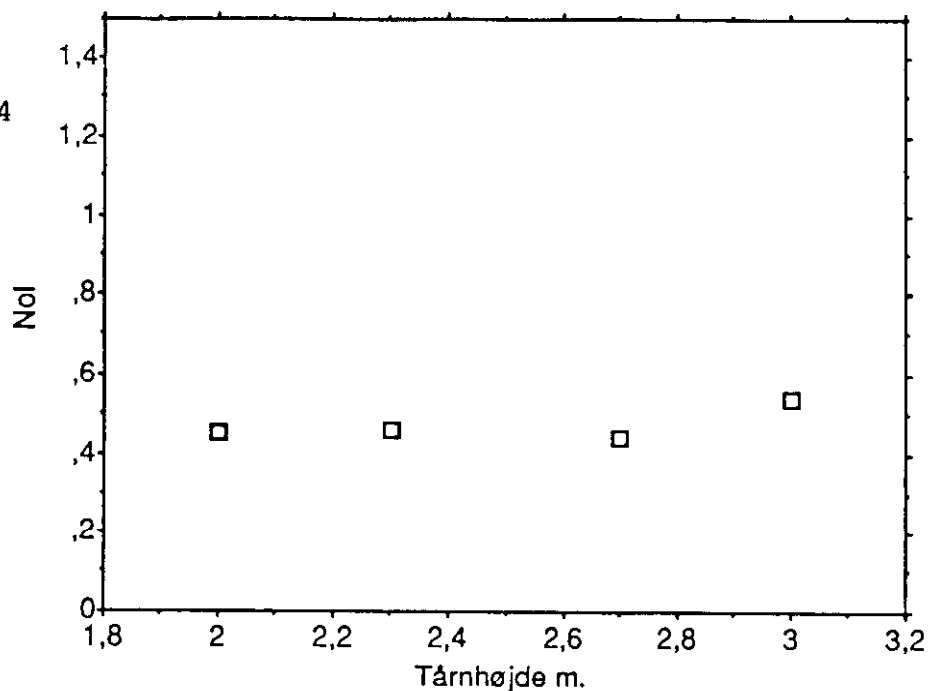
3.4.4

Tårnhøjde

Forsøgsanlægget var indrettet, så det var muligt at regulere dysernes placering i strippertårnet. Da det vides, at stigende tårnhøjde giver større fjernelse af ammoniak, blev der lavet en forsøgsrække med variation i tårnhøjden. Resultatet af denne forsøgsrække ses af figur 3.5.

Figur 3.5

Sammenhæng mellem
tårnhøjde og N_{OL} .
Rejektvandsflow 0,84
 m^3/h , luftflow 6750
 m^3/h , pH > 11,
 $T = 29^{\circ}C$, syreflow
5 m^3/h .



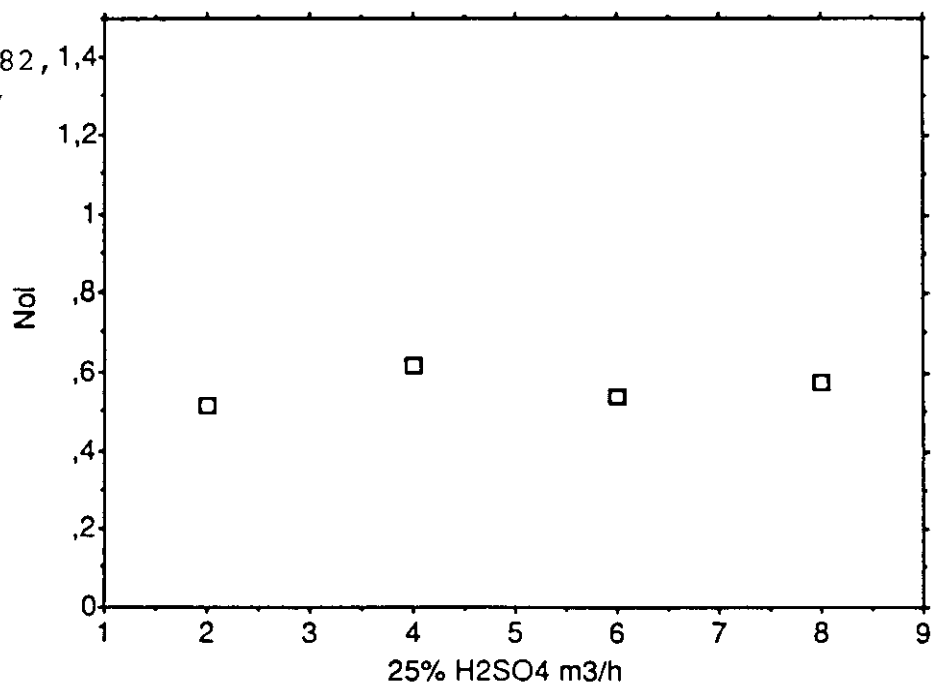
3.4.5

Syreflow

Ved starten af forsøgene var syreflowet i absorptionstårnet indstillet til ca. 4 m^3 25% H_2SO_4/h , da dette vurderedes til at være tilstrækkeligt for fuld rensning af stripperluften for ammoniak. For at kontrollere dette udføres en forsøgsserie, hvor der varieres på syreflowet i absorptionstårnet. Resultatet af denne forsøgsserie ses på figur 3.6.

Figur 3.6

Sammenhængen mellem
syreflow i absorp-
tionstårnet og N_{OL} .
Rejektvandsflow 0,82, 1,4
luftflow 7000 m^3/h ,
pH > 11, $T = 31^{\circ}C$,
effektiv tårn-
højde 3 m.



3.4.6

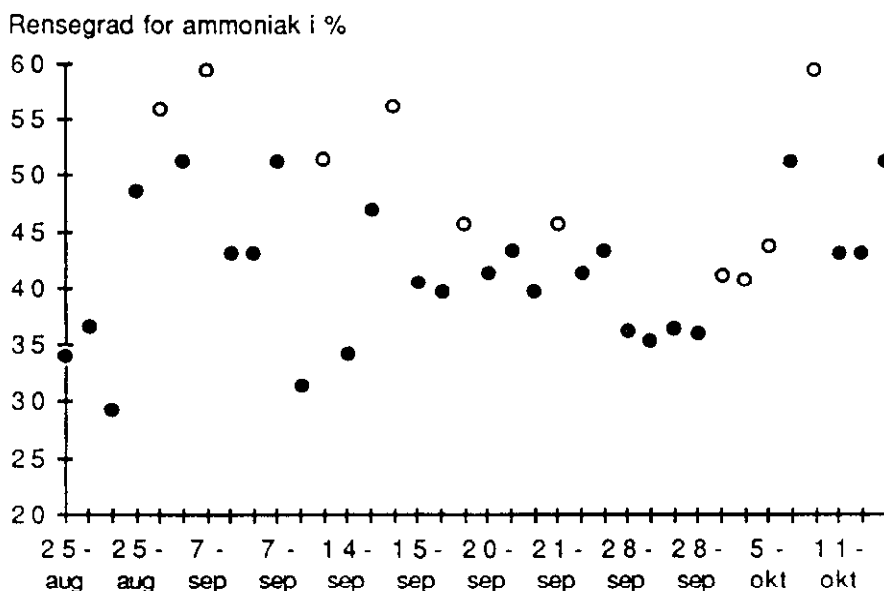
Rensegrad for ammoniak

Udfra de i det foregående beskrevne forsøg kan der optegnes følgende oversigt over resultaterne af stripningen.

Figur 3.7

Rensegraden
for ammoniak

Indløbskoncentration af ammoniak
gennemsnitlig
300 mg/l



Plottet repræsenterer samtlige målinger af ammoniak i tilløb og afløb på strippertårnet. For hver forsøgsdag er der udført flere målinger svarende til forskellige dråbestørrelser, tårnhøjder osv. De hvide prikker repræsenterer de bedste resultater for hver af forsøgsdagene og viser således, hvad der er opnåeligt med et tårn som i pilotanlægget. Den gennemsnitlige rensegrad for de bedste resultater (hvide prikker) er 50%.

N_{OL} -værdien

Figurerne 3.3-3.6 viser N_{OL} -værdien på maksimalt 0,5-1 mens den i dimensioneringen af pilotanlægget regnedes med 1,5 (side 15). Den relativt lave N_{OL} -værdi i pilotanlægget skyldes formentlig problemerne med at regulere luftmængden ned.

G_m har således i ligning 2, side 15 været for høj og dermed er N_{OL} blevet lavere end hvad der forventedes som optimalt.

3.4.7

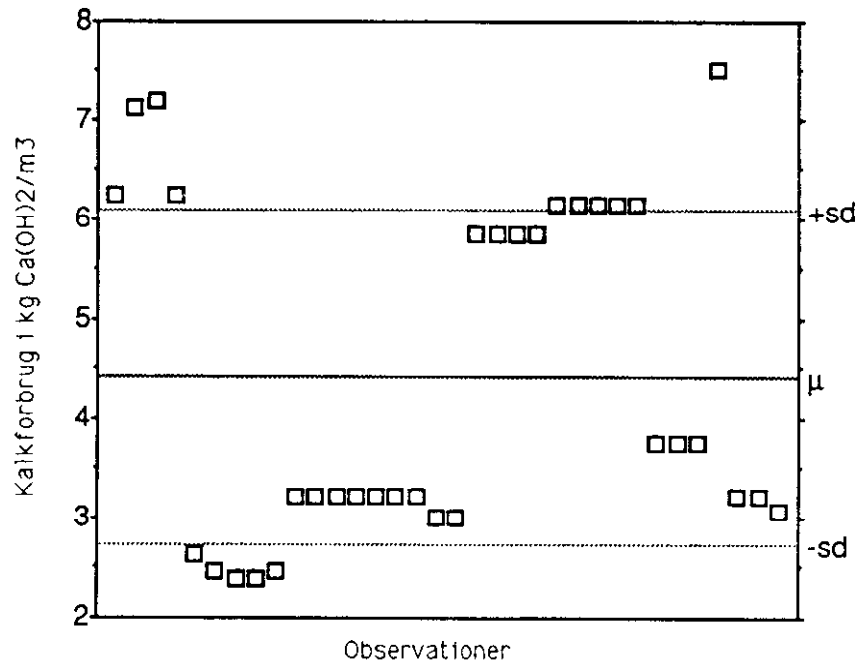
Kalkforbrug

En væsentlig driftsudgift i forbindelse med ammoniakstripping er udgifter til den base, der

bruges til at hæve pH. Under hele forsøget blev kalkforbruget derfor fulgt nøje, og på figur 3.8 ses kalkforbruget ved de enkelte forsøg.

Figur 3.8

Kalkforbrug som kg. $\text{Ca}(\text{OH})_2/\text{m}^3$ rejeckt-vand ved de enkelte forsøg. De viste linier angiver mid-delværdi og spredning.



Det gennemsnitlige kalkforbrug i perioden ses at være 4,4 kg $\text{Ca}(\text{OH})_2/\text{m}^3$ rejeckt vand.

3.4.8

Syreforbrug

Ved forsøgets start påfyldtes syresumpen i absorptionstårnet 150 l teknisk rent 25% H_2SO_4 . Under forsøget blev pH løbende målt i syren. Surhedsgraden kom aldrig over pH = 0. Syreforbruget under forsøget har derfor været mindre end 150 l teknisk rent 25% H_2SO_4 . Den bedste måde at vurdere syreforbruget på er derfor at sammenligne den samlede ammoniak, der er fjernet i forsøgsanlægget, med den aktuelle slutkoncentration af ammoniak. Det estimeres at anlægget har kørt 9 dage af 3 timer og at der er fjernet i gennemsnit 30% af 300 g ammoniak/ m^3 . Flowet har været 0,8 m^3/h .

$$9 \times 3 \times 300 \times 0,3 \times 0,8 = 1950 \text{ g ammoniak}$$

Den faktisk målte ammoniumkoncentration i svovlsyren var 13,0 g/l, svarende til ialt.

$$13 \text{ g/l} \times 150 \text{ liter} = 1950 \text{ g ammoniak}$$

Dette er i god overensstemmelse med ovennævnte estimat.

3.4.9

El-forbrug

For at vurdere el-forbruget ved stripningen blev der ved afslutningen af forsøget kørt to langtidsforsøg, hvor alle parametre blev fastholdt og el-forbruget aflæst.

Ved disse forsøg fandtes el-forbruget at være 8,5 kWh/m³ rejektivand eller 43 kwh/kg ammoniak fjernet.

3.4.10

Slammængder

Ved tilsætning af kalk til rejektivandet vil der ske en udfældning af fosfor og hårdhed m.m. fra rejektivandet. Dette medfører dannelsen af slam som sedimenterer på bunden af sedimentations-tanken.

Slamproduktion

Under forsøget blev det samlede kalkforbrug og den tilsvarende dannede slammængde registeret. Ved tilsætning af ialt 18,1 kg Ca(OH)₂ dannedes, efter afdræning af rejektivand over en weekend, 87 l slam med et tørstofindhold på 30% TS. Dette giver en slamproduktion på ca. 1,4 kg slamtørstof pr. kg Ca(OH)₂ doseret.

Fosforindholdet i slammet er på et laboratorium målt til ca. 1% på tørstofbasis.

4. Diskussion

I dette afsnit gennemgås hvilke dimensioneringskriterier, der er udledt af de opnåede resultater i pilotforsøgene, samt nogle generelle designerfaringer, der kan noteres efter udførelsen af forsøgene. Dette leder frem til en diskussion af økonomien i stripping af ammoniak fra rejeftvand.

4.1 Dimensioneringskriterier

4.1.1

Sedimentationstank

På figur 3.2 ses, at ved et flow større end $0,3 \text{ m}^3/\text{h}$ fås et stigende indhold af suspenderet stof i afløbet fra sedimentationstanken. Med et effektivt volumen på $0,6 \text{ m}^3$ giver dette en nødvendig opholdstid på 2 timer, hvis optimal fjernelse af suspenderet stof ønskes.

Forsøgene med strippertårnet viste, at selv ved et flow på ca. $1 \text{ m}^3/\text{h}$ svarende til en opholdstid på 36 minutter skete der ikke tilstopning af dyserne trods tydelige tegn på slamflugt. Det anbefales alligevel at dimensionere sedimentationstanken til en opholdstid på ca. 2 timer eller hydragisk overfladebelastning (HOB) på $0,5 \text{ m}^3/\text{h}$, da slamflugten vil resultere i aflejring af slam på bunden af strippertårnet.

4.1.2

Dyser

Som det fremgår af figur 3.3, synes et optimalt vandflow gennem strippertårnet at være $0,8 - 1 \text{ m}^3/\text{h}$. Ved dette flow har de anvendte dyser et differenstryk på ca. $0,3 \text{ bar}$, hvilket iflg. leverandøren medfører en dråbestørrelse på mellem 1000 og $4000 \text{ }\mu\text{m}$. Forsøget bekræfter derfor delvist de i /7./ angivne resultater med en optimal dråbestørrelse på $1200 - 1400 \text{ }\mu\text{m}$.

For at få et bedre indtryk af det optimale vandflow på dyserne blev der installeret skueglas i strippertårnet. Her kunne det observeres, at de mindste dråber begyndte at svæve opad når vandflowet kom over $1 \text{ m}^3/\text{h}$.

Det anbefales derfor at specificere dyser med middel dråbestørrelse mellem 1200 og $1400 \text{ }\mu\text{m}$.

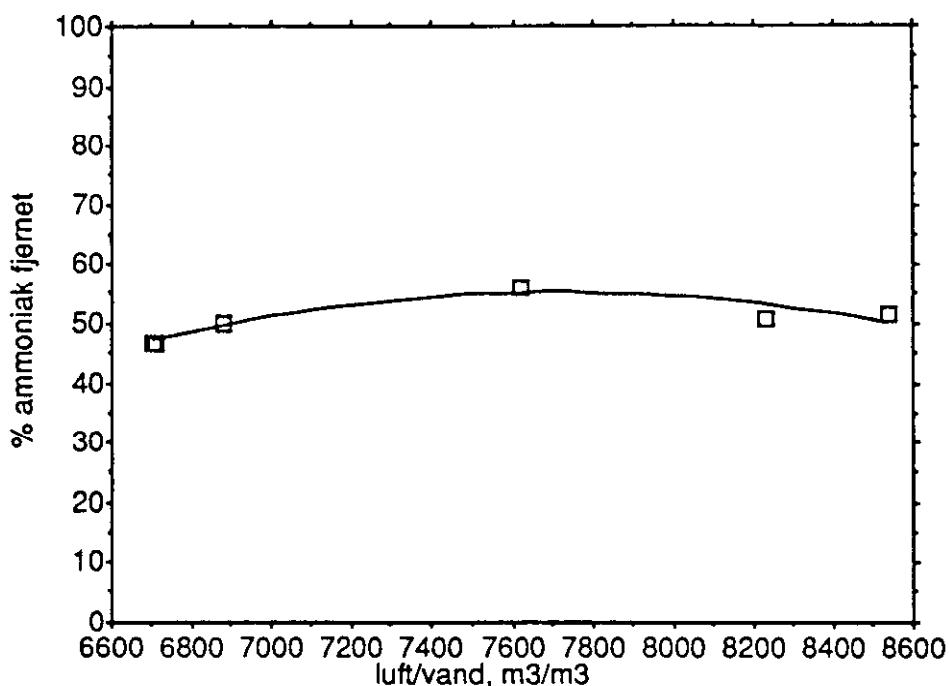
4.1.3

Vandflow og luftflow

Ved det fundne optimum for vandflowet findes ligeledes et optimum for luftflow gennem strippertårnet. Med stigende luftflow vil der ske stigende fjernelse af ammoniak indtil det punkt, hvor der bliver for stor medrivning af vanddråber. Når det sker, vil ikke-strippet rejektvand løbe fra dråbefanget og ned af siderne på strippertårnet med dårligt renseresultat til følge.

Det optimale luftflow for forsøgsanlægget ses af figur 3.4 at være ca. 6100 m³ luft pr. time uden at der dog er stor variation. Dette giver et luft/vand-forhold på ca. 7500 m³/m³. På figur 4.1 ses luft/vand-forholdet i nogle af de forsøg, der har givet bedst ammoniakfjernelse. Her ses, at netop et luft/vand-forhold på ca. 7500 svarer til det bedste forsøgsresultat i gennem forsøgene.

Figur 4.1
Sammenhæng mellem ammoniakfjernelse og luft/vand-forhold.



Dette er i god overensstemmelse med forsøg beskrevet i /6./. Disse forsøg viste, at der kun opnås ringe stigning i ammoniakfjernelsen ved at øge luft/vand-forholdet udover 5000 - 7000 m³/m³.

Det anbefales derfor at dimensionere strippertårnet til et luft/vand-forhold på 5000 m³/m³, idet det laveste luft/vand forhold i det optimale interval giver bedst driftsøkonomi.

4.1.4

Strippertårnsdimensioner

Tårnhøjde

Af figur 3.5 fremgår, at tårnhøjden har indflydelse på den opnåelige N_{OL} -værdi for et strippertårn. Indflydelsen er dog meget ringe, svarende til en forøgelse af N_{OL} på ca. 10% pr. meter tårn i det undersøgte interval mellem 2 og 3 meter. Resultatet fra en tilsvarende undersøgelse er vist i figur 4.2 (fra /7./). Man havde her mulighed for prøvetagning i varierende højde i strippertårnet, hvorfor det var muligt at få målepunkter nok til den viste kurve. Til sammenligning er i figur 4.3 vist linien for en lineær regression over forsøgene refereret i nærværende rapport.

Figur 4.2

Sammenhæng mellem tårnhøjde og N_{OL} ifølge /7./.

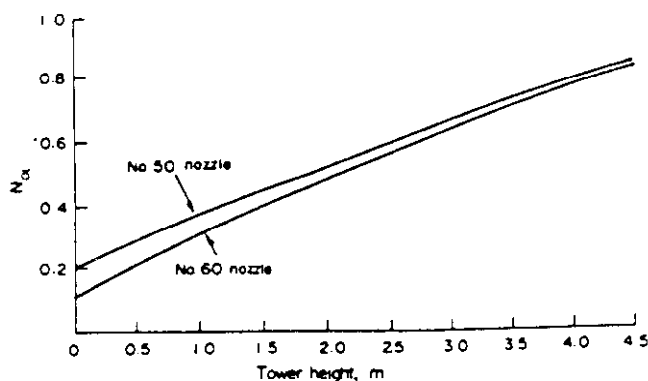
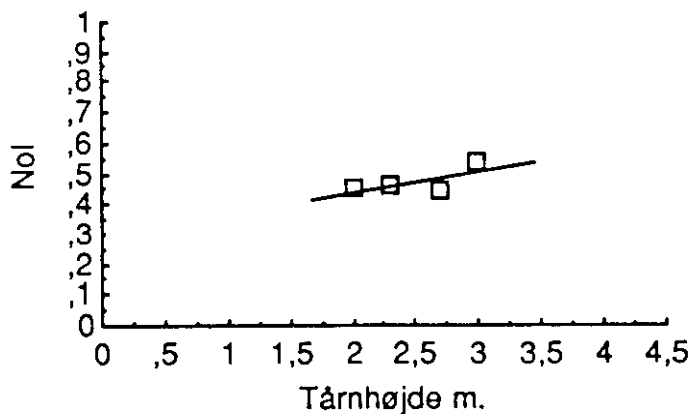


Fig. 6. Transfer units at varying tower heights.

Figur 4.3

Sammenhæng mellem tårnhøjde og N_{OL} på pilotanlægget.



$$(r^2 = 0,5)$$

Anvendes ligningen for den i figur 4.3 viste linie fås følgende sammenhæng mellem N_{OL} og tårnhøjden i forsøgsanlægget:

$$N_{OL} = 0,3 + 0,07 H$$

Hvor H er højden i meter. Denne ligning er dog specifik for den anvendte forsøgsopstilling, og kan ikke generaliseres. F.eks. vil en anden gennemsnitlig dråbestørrelse give en anden ligning.

Det ses, at N_{OL} 's afhængighed af tårnhøjden er større i figur 4.2 svarende til ca. 15% forøgelse af N_{OL} pr. meter tårnhøjde ved tårnhøjder over 3 m.

Landskab

Det vil således være en økonomisk optimering, der bestemmer hvor højt strippertårnet bør være. Ved bestemmelse af tårnhøjden bør det også vurderes, om lokale landskabelige hensyn vil begrænse tårnhøjden.

Grundareal

Strippertårnet havde et grundareal på $1,13 \text{ m}^2$. Ved det optimale rejektvandsflow på $0,8 \text{ m}^3/\text{h}$ svarer dette til en overfladebelastning på $0,2 \text{ l/m}^2/\text{s}$. Udfra resultater opgivet i /6./ og /7./ kan beregnes, at der her tilsvarende opnåedes de bedste afløbsresultater ved overfladebelastninger på $0,2 \text{ l/m}^2/\text{s}$ og derunder.

Det anbefales derfor at dimensionere strippertårnet til en overfladebelastning på $0,2$ liter rejektvand $/\text{m}^2/\text{sekund}$.

Udformning af strippertårn iøvrigt

Udover at opfylde krav til højde og overfladebelastning bør der ved udformning af strippertårnet også tænkes på indplacering af dyserne i forhold til tårnets vægge. Dyserne bør placeres så langt fra tårnets vægge som muligt, idet der også skal tages hensyn til at få en jævn fordeling af dråberne over hele tårnets tværsnit.

4.1.5

Syreflow

Som det fremgår af figur 3.4.5 har et syreflow i absorptionstårnet på $4 - 5 \text{ m}^3/\text{h}$ igennem forsøgene været tilstrækkeligt højt, idet der ikke kan ses nogen betydende effekt af at have syreflowet fra $2 \text{ m}^3/\text{h}$ til $8 \text{ m}^3/\text{h}$. Over $8 \text{ m}^3/\text{h}$ kunne der igennem skueglasset konstateres medrivning af de mindste dråber. Dette kunne registreres ved et pH-fald i strippertårnet, der standsede stripningen.

Ved et flow på $10 \text{ m}^3/\text{h}$ har dyserne et driftstryk på ca. 0,7 bar, hvilket ifølge leverandørerne giver en middeldråbestørrelse mellem 1000 og 4000 μm . Dette indikerer, at dyserne i absorptionstårnet også bør give en middel-dråbestørrelse på 1200 - 1400 μm .

Et syreflow på $2 \text{ m}^3/\text{h}$ var tilstrækkeligt i forsøgsanlægget. Dette svarer til et nødvendigt luft/syre-forhold på ca. $3000 \text{ m}^3/\text{m}^3$.

4.1.6

Absorptionstårnsdimensioner

Tårnhøjden på 2 meter var fuldt tilstrækkelig til at opnå absorption af ammoniak.

Ved det ovenfor beskrevne syreflow er overfladebelastningen med syre ca. $0,7 \text{ l syre}/\text{m}^2/\text{s}$, hvilket er væsentligt lavere end tilsvarende syreflow ved tårne fundet i litteraturen. For et tårn med fyldmateriale anvendtes i /10./ en overfladebelastning på $2,4 \text{ l}/\text{m}^2/\text{s}$.

Et absorptionstårn uden fyldelegmer kan dimensioneres til en overfladebelastning på $0,7 \text{ liter syre}/\text{m}^2/\text{s}$.

4.2 Gødningsværdi af restprodukter

4.2.1

Syre

Ammoniumsulfat

Ved absorptionen af ammoniak i svovlsyren dannes en ammoniumssulfatopløsning. Iflg. kilder på Landbohøjskolen skulle denne opløsning, i fald den ikke har en større syrekapacitet, være egnet til udspreddning på landbrugsjord. Hvis absorptionstårnet designes som beskrevet nedenfor med overløb for ammoniumssulfatopløsning, vil denne have et pH på 2-4 og indeholde 40% ammoniumssulfat. Den vil således repræsentere en hvis syrekapacitet, hvorfor samtidig kalkning af jorden formodentlig er nødvendig.

En anden mulighed er viderebearbejdning af opløsningen til et egentligt gødningsprodukt, evt. iblandet fosfor og kalium. Ifølge Bjarne Christensen fra Kemira Danmark (gødningsproducent i Superfos Koncernen) skal ammoniumsulfaten for at kunne indgå i et fast gødningsprodukt forefindes på krystallinsk form.

Desuden kan anvendelsen af ammoniumsulfat give problemer, idet dette salt i givet fald skal erstatte en del af den i dag anvendte ammoniumnitrat.

Ammoniumnitraten fungerer i gødningen som bindemiddel for de øvrige gødningsstoffer. Forsøg har vist, at ammoniumsulfat ikke har denne egenskab, og den kan derfor kun erstatte ammoniumnitrat i begrænset omfang (5-10%).

Inddampning

Skal den producerede ammoniumsulfat anvendes til gødningsproduktion må den 40% opløsning, som udtages fra absorptionen, altså inddampes til et krystallinsk produkt.

Idet den anslåede købspris for krystallinsk ammoniumsulfat hos Kemira er ca. 13 øre/kg vurderes det, at restproduktet ammoniumsulfat indgår i økonomi-overvejelserne med neutral pris (ingen værdi - ingen udgift).

Forforsyre

Det kunne overvejes at anvende fosforsyre i stedet for svovlsyre og således producere ammoniumfosfat, der er bedre egnet som direkte gødningsmiddel. Beregninger viser dog, at fosforsyre er 6-7 gange dyrere at anvende end svovlsyre, hvorfor dette alternativ ikke bringes videre til de økonomiske betragtninger.

4.2.2

Kalkslam

Det producerede kalkslam kunne tænkes anvendt

- til gødning og kalkning af landbrugsjord
- på renseanlægget:
 - ved kalk/jern forfældning
 - som slamkonditioneringsmiddel.

Det producerede kalkslam er blevet analyseret for fosfor og tungmetaller. Kalkslammet indeholder ca. 10 mg P/g tørstof og indholdet af tungmetaller fremgår af tabel 4.1.

Tabel 4.1
Indholdet af tungmetaller i kalkslam

Tung-metal	Kalkslam		Slambekendtgørelse 1990-95	
	mg/kg TS	mg/kg P	mg/kg TS	mg/kg P
Cadmium	14	1400	1,2	320
Kviksølv	0,06	6	1,2	320
Bly	50	5000	120	15000
Nikkel	32	3200	45	4000
Chrom	7,5	-	100	-
Zink	30	-	4000	-
Kobber	13	-	1000	-

Cadmium

Analyserne viser, at cadmium-indholdet er for højt i forhold til miljøministeriets nye bekendtgørelse om slamanvendelse i landbruget. Der foreligger dog kun én analyse, og det er sandsynligt, at cadmiumindholdet stammer fra rejeckt vandet. På nogle renseanlæg ville kalkslammet således kunne spredes på landbrugsjord.

Ifølge analyser fra Faxe Kalk er der praktisk taget intet tungmetalindhold i hydratkalken.

Cadmium udfældes som hydroxid i stærkt basisk væske /20/ og det vil derfor opkoncentreres i kalkslammet.

Fosforindholdet i kalkslammet, er kun på 1%, hvilket er for lidt til at berettigge en udspredning aht. fosforgødningsværdien.

Kalkslammet regnes i det følgende som økonomisk neutralt.

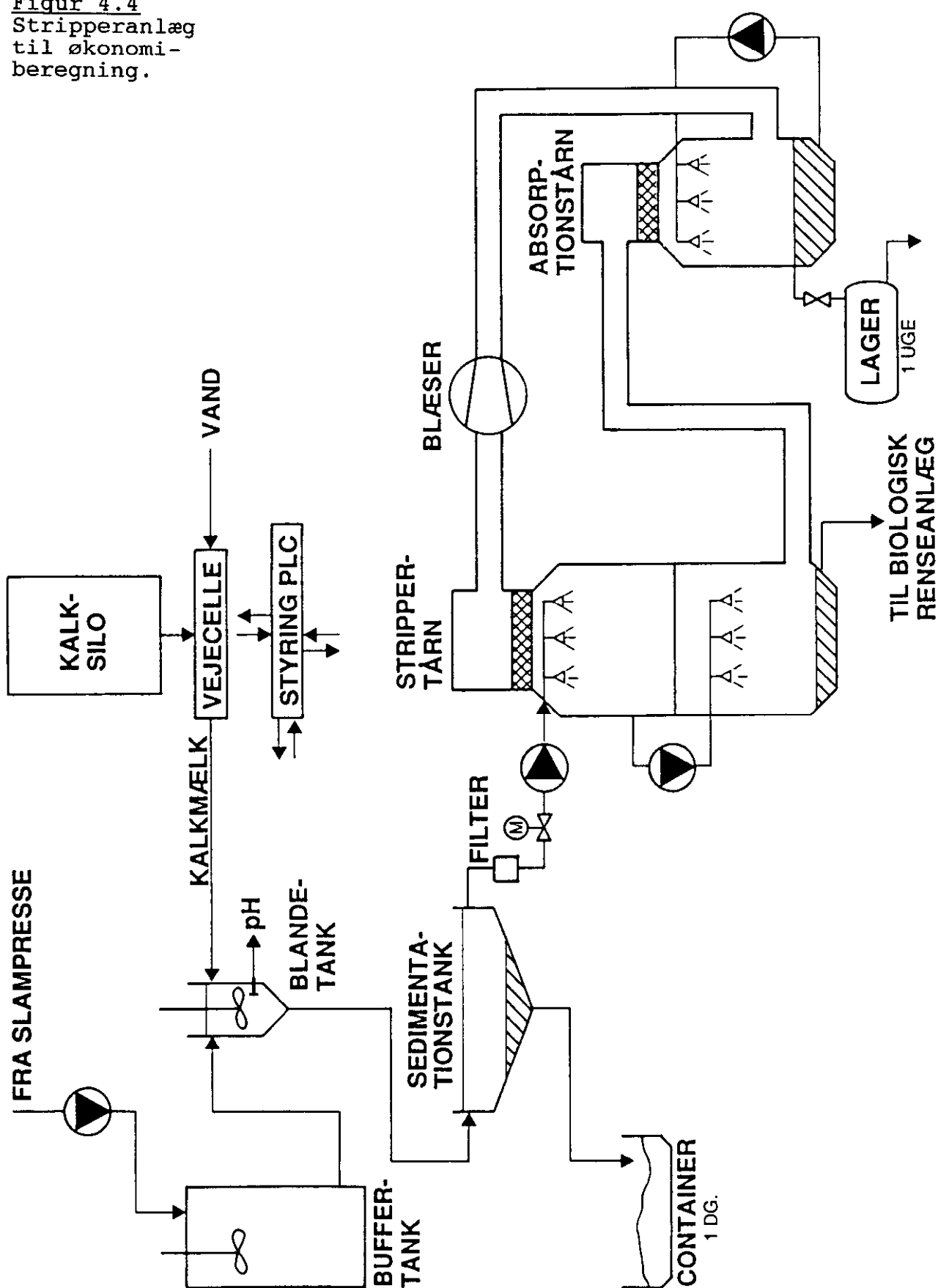
4.3 Anlægsdesign

De foreliggende forsøgsresultater, som er diskuteret i afsnit 4.1 og 4.2, giver dimensioneringskriterierne til fuldskala stripperanlæg.

I dette afsnit beskrives udførelsen af anlægsdelene til et fuldskala stripperanlæg.

Et procesdiagram for dette stripperanlæg er vist i figur 4.4. Det er dette anlægsdesign, der ligger til grund for de i afsnit 4.4 opstillede økonomiske betragtninger.

Figur 4.4
Stripperanlæg
til økonomi-
beregning.



4.3.1

Buffertanke

Udføres som jernbetontanke med volumen svarende til et døgns rejektivandsproduktion.

Buffertanke udstyres med omrørere for at sikre, at indholdet i tankene er homogent.

Tankvolumen pr. 100.000 p.e. er 120 m³.

4.3.2

Kalkopblandingssystem

Består af kalksilo i stål med transportør, doseringsudrustning og kalkmixer.

Kalksilovolumen pr. 100.000 p.e. er 14 m³.

Blandetanke for opblanding af rejektivand og kalkmælk er overdækkede betontanke udstyret med hurtiggående omrørere.

Tankvolumen pr. 100.000 p.e. er 2 m³.

4.3.3

Sedimentationstanke

Udføres som 3 m dybe cirkulære jernbetontanke med roterende bundskrabere og overfaldskanter langs periferien af tankene.

Tankoverflade pr. 100.000 p.e. er 10 m².

Tankene skal overdækkes for at undgå ammoniakfrigørelse.

4.3.4

Strippertårne

Udføres som glasfiberarmerede plasttanke med diameter 2,3 m og en total højde på 6 m.

Tårnene udføres med 2 x 2 m effektiv stripperhøjde.

Det foreslås således at udføre en strippertårnsenhed med to tårne ovenpå hinanden, adskilt af et mellemdæk hvorigennem luften passerer.

Fra bunden i det øverste tårn pumpes vandet ind i dyserne på det nederste tårn.

På denne måde opnås en kompakt 6 meter høj enhed, hvori der kan påregnes opnået 75% fjernelse af ammoniak (50% i hver tårn enhed).

Tårnene forsynes med dråbefang af plastmateriale og dyser i plast eller syrefast stål.

Anførte strippertårne har kapacitet til et anlæg på ca. 50.000 p.e.

For større anlæg kan et antal ens strippertårne med samme størrelse arbejde parallelt for at opnå den ønskede kapacitet.

4.3.5

Absorptionstårne

Udføres som glasfiberarmerede plasttanke med diameter 1,6 m og en total højde på 4 m. Tårnene har en effektiv absorptionshøjde på 2 m.

Tårnene forsynes med dråbefang og dyser udført i plastmateriale.

Anførte absorptionstårn har kapacitet til et anlæg på 50.000 p.e.

For større anlæg kan et antal ens absorptions-tårne med samme størrelse arbejde parallelt for at opnå den ønskede kapacitet.

4.3.6

Syrebeholdere

Udføres som glasfiberarmerede plasttanke med volumen på 3 m³ pr. 100.000 p.e.

4.3.7

Blæsere, pumper, rør, ventiler og andre fittings

Udføres i materialer bestandige mod ammoniak henholdsvis svovlsyre afhængig af komponenternes placering i anlægget.

Blæsernes kapacitet bliver 7m³/sek. for anlæg på 100.000 p.e.

For et anlæg på 100.000 p.e bliver kapaciteten af flg. pumper:

Rejektpumpen	:	5 m ³ /h
Syrepumpen	:	8 m ³ /h
Kalkslampumpen	:	0,03 m ³ /h
Kalkmælkpumpe	:	0,2 m ³ /h

4.3.8

Installation

Da temperaturen i et stripperanlæg har afgørende betydning for hvor hurtigt processerne foreløber, er det nødvendigt at isolere de anlægsdele som opstilles udendørs.

Af servicehensyn bør pumper, blæsere, ventiler og rørsystemer i videst muligt omfang placeres i et maskinhus ved stripperanlægget sammen med el- og styretavle for anlægget.

4.3.9

Det mekanisk/biologiske renseanlæg

Rejektvandet, som påregnes strippet i det forud beskrevne stripperanlæg, kommer fra et mekanisk/biologisk renseanlæg.

I det efterfølgende økonomiafsnit udregnes rentabiliteten for 4 stripperanlægsstørrelser svarende til rejeckt vandet fra mekanisk/biologisk anlæg til 50.000, 100.000, 500.000 og 1.000.000 personækvivalenter.

I figur 4.5 er vist et proceskema for det renseanlæg, der er udgangspunktet for beregningen af rejeckt vandsmængderne.

Der er regnet med følgende råspildevandssammensætning for 1 personækvivalent (almindeligt husspildevand)

1 p.e.: 300 l vand/dag
60 g BI_5 /dag
16 g N/dag
5 g P/dag

svarende til

200 mg BI_5 /l
53 mg N/l
17 mg P/l
300 mg SS/l

/22/

Heraf vil ca.

30% BI_5
10% N
10% P
og 60% SS

bundfældes som primærslam i en forklaringstank med 2 timers hydraulisk opholdstid.

4.3.9.1

Kvælstoffets bevægelse i et renseanlæg

I fig. 4.6 er vist, hvorledes kvælstof bevæger sig rundt i et typisk mekanisk/biologisk renseanlæg med biologisk kvælstoffjernelse.

Den ammoniak, der kan strippes, stammer hovedsageligt fra nedbrudt organisk stof i rådnetanken.

Figuren viser den del af den samlede kvælstofbelastning, der kan fjernes ved at strippe på rejeckt vandet fra slampressen. Det vil maksimalt være 6% af den totale kvælstofbelastning.

Herudover indeholder rejeckt vandet fra koncentreringsstankene 1-2% af kvælstofmængden, men dette er koldt og har en ringe koncentration af ammoniak.

Forfældning

På renseanlæg hvor der tilsættes fældningskemikalier i forklaringen, vil der produceres en væsentlig større mængde primærslam, der indeholder en større del af det indkomne kvælstof.

Der vil således på denne type anlæg være en større procentdel af renseanlæggets kvælstofbelastning, der kan fjernes ved ammoniakstripping.

På enkelte renseanlæg hvor spildevandet indeholder store mængder bundfældeligt kvælstof, det gælder f.eks. ofte for slagterispildevand, kan primærslammet fra forfældning indeholde helt op til 40% af det indkomne kvælstof. I sådanne tilfælde vil kvælstofbalancen for renseanlægget tage sig ud som på figur 4.7. Det ses at der i sådanne tilfælde kan fjernes op til 15% af kvælstofbelastningen ved stripping.

Der er i økonomibetragtningen for rejecktandsstripping i fældningsanlæg i afsnit 4.4.5 regnet på denne type renseanlæg. Der er taget udgangspunkt i følgende spildevandssammensætning:

200 l vand/p.e
300 mg BI_5 /l
50 mg N/l
300 mg SS/l

Heraf vil ca.

70% BI_5
40% N
og 90% SS

bundfældes ved en kraftig forfældning (høj kemikaliedosering).

Samtidigt vil kalkforbruget i stripperanlægget være væsentligt mindre. Der regnes her med 2 kg kalk/m³ rejeckt vand.

Denne type anlæg vil dog være relativt sjældent anvendt i forbindelse med vandmiljøplanen. Det skyldes, at en forfældning fjerner en meget stor del af det organiske kulstof, men ikke så meget kvælstof. Dette vil i mange tilfælde give problemer med denitrifikation, hvor organisk kulstof altid er påkrævet.

De ovenstående tal for kvælstofbalancerne, der er uhyre vigtige for økonomiberegningerne i afsnit 4.4 kan verificeres ved opslag i /21/, /22/, /23/ og /24/.

4.3.9.2

Stripperanlæg og biologisk fosforfjernelse

En speciel nyttig variant af stripperanlægget anvendt på et biologisk renseanlæg kunne tænkes

at være, hvor der også er biologisk fosforfjernelse.

Et af problemerne ved biologisk fosforfjernelse er, at den efterfølgende behandling af det biologiske overskudsslam, hvori fosforen er akkumuleret, skal behandles aerobt og/eller hurtigt for at forhindre frigivelse af fosfor til slamvandet.

Ved anaerob henstand af overskudsslammet vil fosforen frigives til rejktvandet.

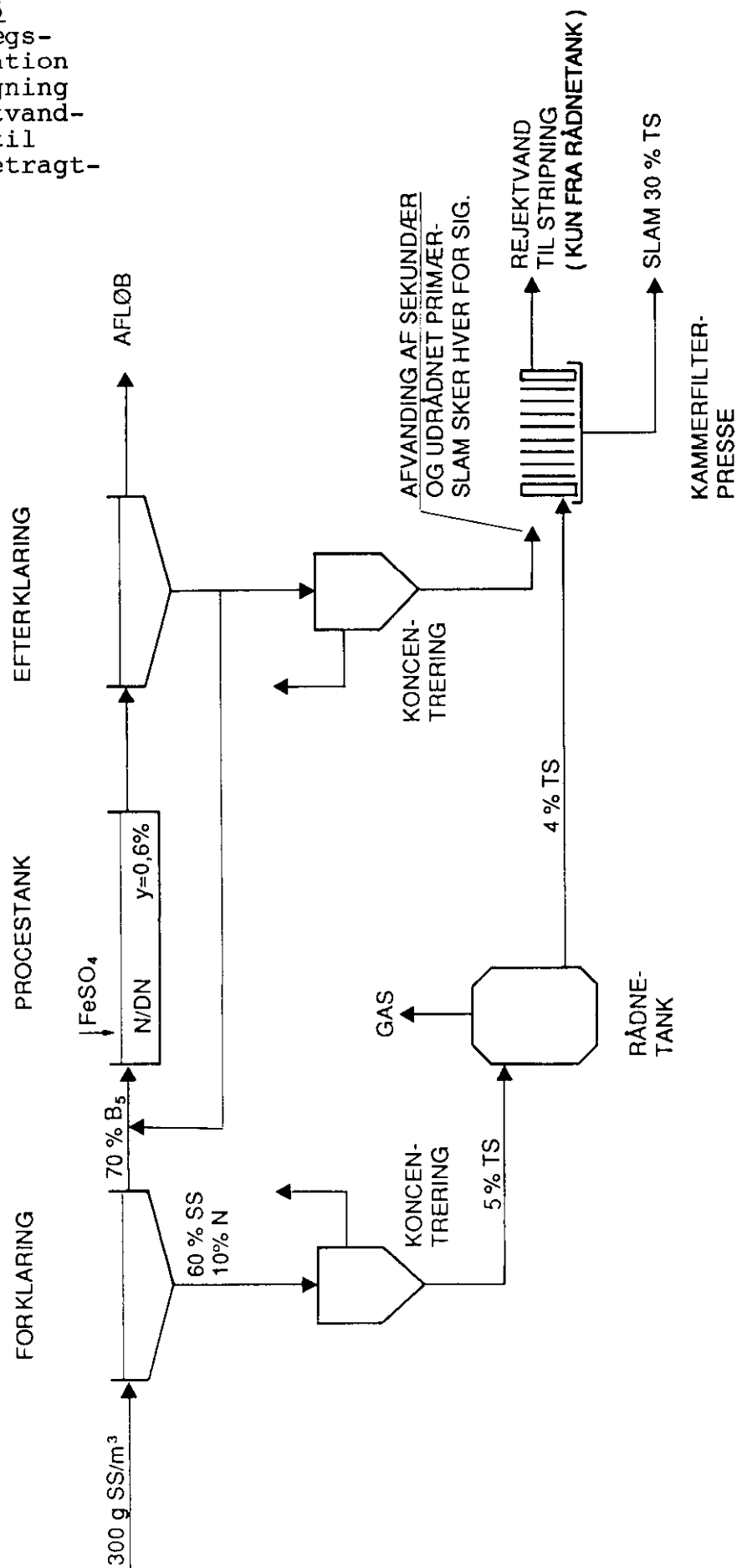
Den frigivne fosfor vil løbe med rejktvandet tilbage til renseanlægget.

Den frigivne fosfor kan imidlertid fjernes, hvis rejktvandet ledes gennem et stripperanlæg, som det heri beskrevne.

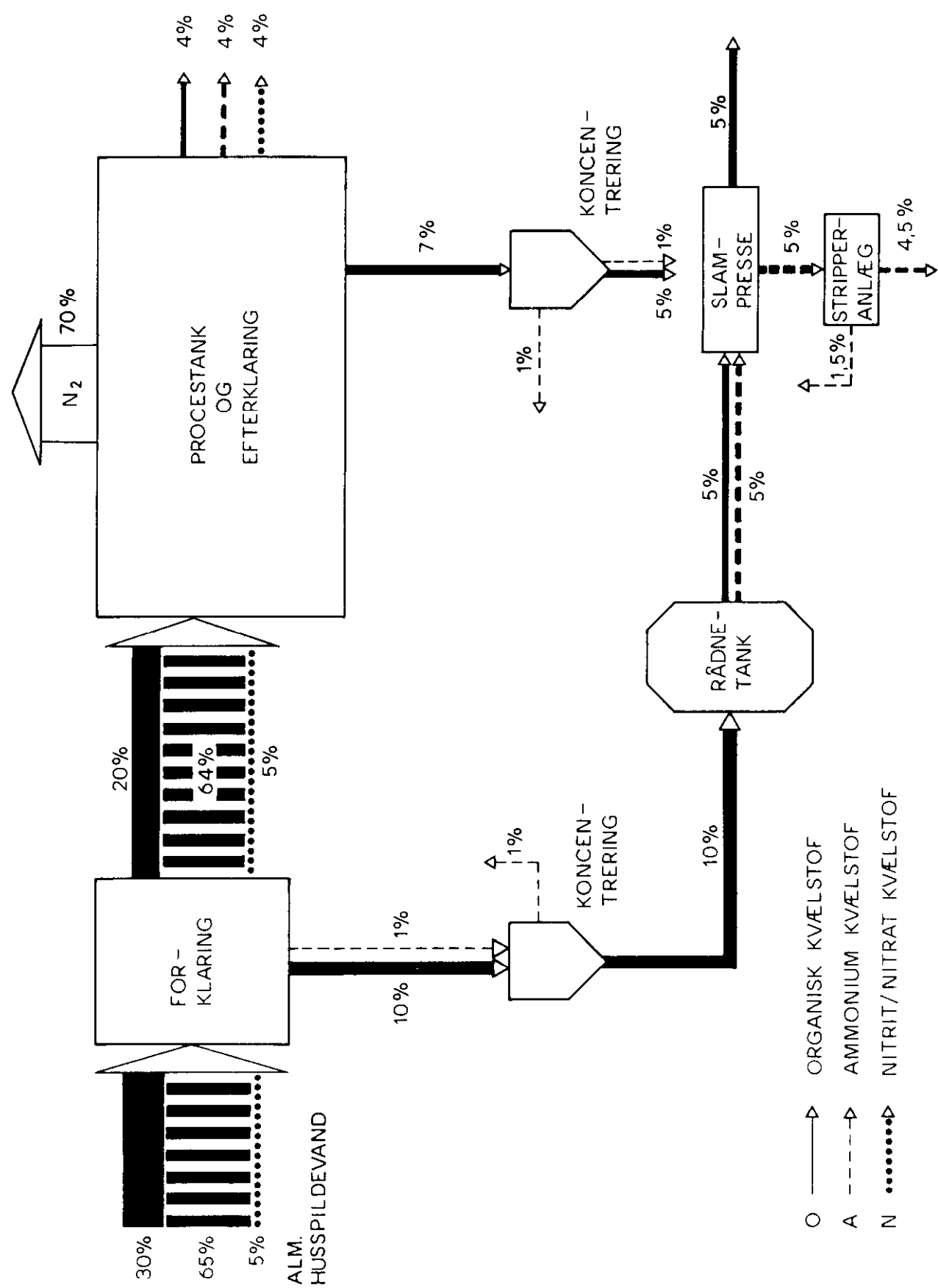
I så fald vil fosforen nemlig udfældes ved tilsætning af kalk og udtages med kalkslammet.

Dette vil muligvis også øge kalkslammets gødningsværdi.

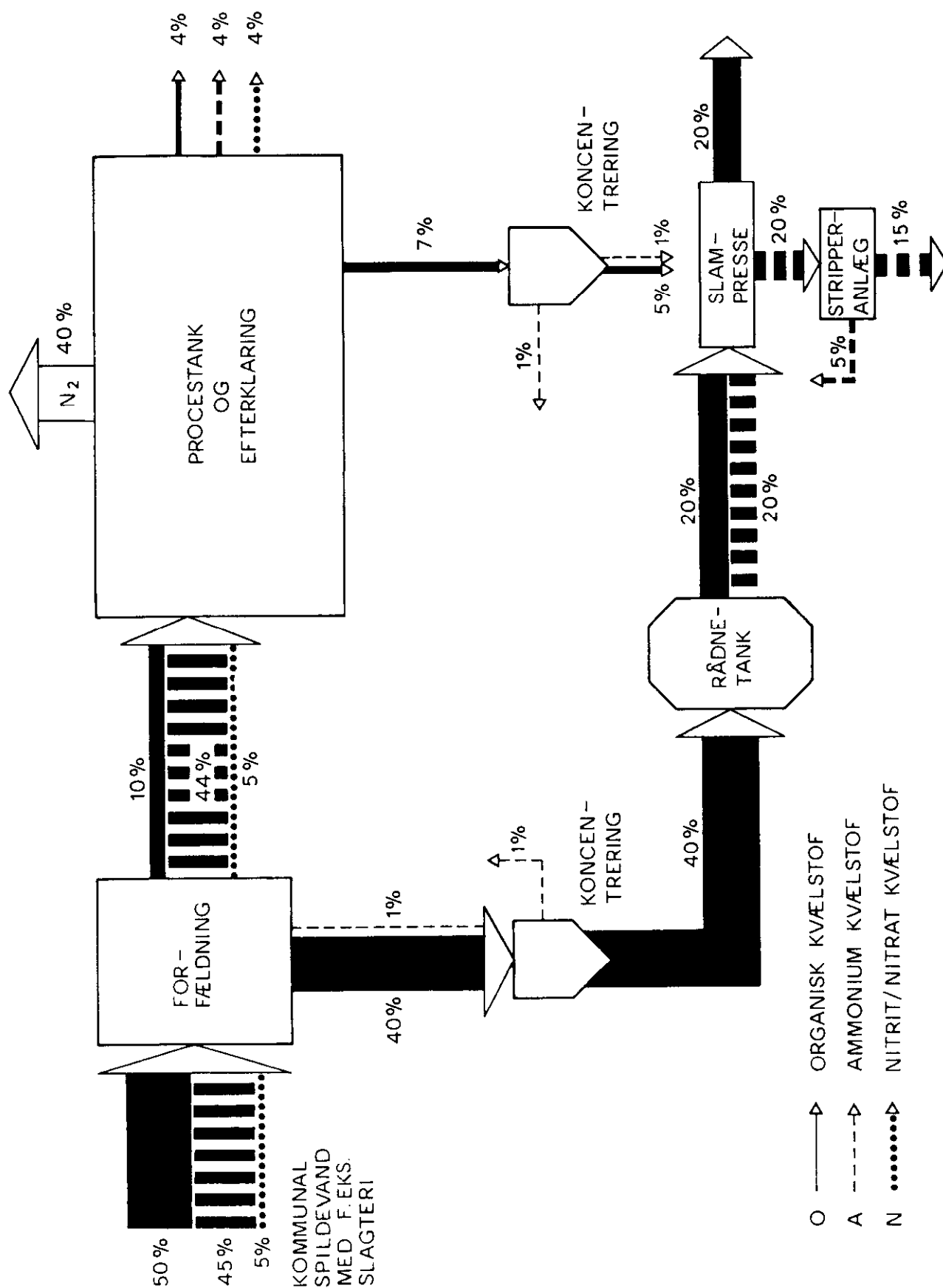
Figur 4.5
Renseanlægs-
konfiguration
ved beregning
af rejektivand-
mængden til
økonomibetragt-
ning.



Figur 4.6
 Kvælstof i
 renseanlæg med
 forklaring.



Figur 4.7
Kvælstof i rense-
anlæg med for-
fældning.



4.4 Økonomi

I dette afsnit gives en vurdering af økonomien i at fjerne kvælstof fra rejektivand ved at bortstrippe ammoniak.

I vurderingen indgår følgende 4 størrelser:

- 1) Anlægspris for et stripperanlæg
- 2) Driftsudgifter for et stripperanlæg
- 3) Sparede driftsudgifter i det øvrige biologiske renseanlæg
- 4) Sparede anlægsudgifter i det biologiske anlæg.

ad 1) Priserne er udregnet på et stripperanlæg til rejektivand fra det i afsnit 4.3 beskrevne mekanisk-biologiske renseanlæg uden forfældning og uden biologisk fosforfjernelse.

ad 2) Driftsudgifterne er beregnet som udgifter til:

- kalk
- syre
- el
- driftspersonale

ad 3) Ved opførelse af stripperanlæg opnås besparelse i forbindelse med den biologiske kvælstoffjernelse på:

- el til beluftning
- jernsulfat til P-fældning
- methanol, i de tilfælde hvor dette anvendes som kulstofkilde til denitrifikation.

ad 4) Hvis et renseanlæg skal nyopføres eller udvides til kvælstof og fosforfjernelse, vil opførelse af et stripperanlæg kunne give væsentlige besparelser, idet de biologiske procestanke kan dimensioneres tilsvarende mindre. På renseanlæg, hvor anvendelsen af methanol indgår, er denne besparelse ikke så stor. Den største besparelse opnås, hvor denitrifikationsvolumenerne er dimensioneret uden anvendelse af ekstern kulstofkilde.

Ved svagt overbelastede renseanlæg kan det være forholdsmæssigt dyrt at udbygge procestankene. I sådanne specialtilfælde kan stripping være attraktivt. Disse særlige situationer er imidlertid ikke her behandlet økonomisk.

Forudsætningerne for de udførte kalkulationer er følgende:

1. Laveste temperatur ved biologiske renseanlæg: 7°C.
2. Pris på

Hydratkalk	0,81 kr/kg
El	0,40 kr/kwh
Jernsulfat	0,38 kr/kg
Methanol	2,00 kr/kg
Svovlsyre	1,26 kr/kg
Ammoniumssulfat	0 kr/kg
Kalkslam	0 kr/kg
3. Prisniveau januar 1990 eksklusive moms.
4. Alle priser er generelle overslagspriser og kan variere i de aktuelle tilfælde.
5. Dimensionsgivende el-forbrug 0,1 kWh/m³ rejektivand.
6. De i afsnit 4.3 beskrevne anlæg.

4.4.1

Anlægspriser for stripperanlæg

Der beregnes overslag for stripperanlæg for følgende renseanlægsstørrelser:

- A: 50.000 p.e.
 B: 100.000 p.e.
 C: 500.000 p.e.
 D: 1.000.000 p.e.

Tabel 4.2

Anlægspris for et
stripperanlæg.
Beløb i 1000 kr.

Renseanlægs- størrelse	A	B	C	D
Sedimentations- tank	120	150	500	800
Buffertank	150	240	720	1280
Kalksilo	100	150	350	500
Blandetank	30	35	60	80
Syrebeholder	25	30	80	110
Absorber	100	200	800	1600
Stripper	200	400	1600	3400
Pumper, blæsere m.v	95	110	235	300
Montage, rør, fittings	100	120	200	250
Isolering	100	150	200	300
El-instal- lationer	100	120	225	275
SRO	120	120	200	200
Maskinhus	60	90	150	200
Projektering, tilsyn	325	475	1300	2315
Anlægspris ialt (mill. kr.)	1,6	2,4	6,6	11,6

4.4.2

Renseanlæg med forklaring

I det følgende er anført anlægsbesparelserne, som vil følge med installation af stripperanlæg på renseanlæg med forklaring og rådnetank, men uden forfældning og biologisk fosforfjernelse. Renseanlæggene forudsættes beregnet for drift uden methanoldosering:

Tabel 4.3

Anlægsbesparelse på denitrifikationsvolumet ved anvendelse af stripperanlæg. Beløb i mill. kr.

Renseanlægs- størrelse	A	B	C	D
Reduktion i DN- volumen (m ³)	715	1.430	7.150	14.300
Sparet anlægs- udgift	1,3	2,7	13,4	26,8

Den totale anlægsbesparelse kan nu opgøres som følger:

Tabel 4.4

Total anlægsbesparelse på renseanlæg med forklaring ved anvendelse af stripperanlæg. Beløb i mill. kr.

Renseanlægs- størrelse	A	B	C	D
Renseanlægsbe- sparelse	1,3	2,7	13,4	26,8
- Anlægspris for stripperanlæg	-1,6	-2,4	-6,6	-11,6
Total anlægsbe- sparelse	-0,3	0,3	6,8	15,2

Herefter beregnes dels driftsudgifterne for stripperanlægget og dels driftsbesparelserne for renseanlægsdriften, og differencen herimellem udgør da de samlede forøgede driftsudgifter.

Tabel 4.5

Årlige driftsudgifter for stripperanlæg. Beløb i 1000 kr.

Renseanlægs- størrelse	A	B	C	D
Kalk á 812 kr/ton	75	150	750	1500
Syre á 1260 kr/ton	50	100	500	1000
El á 0,4 kr/kwh	20	40	175	350
Pasning af anlæg	50	60	200	220
Ialt	195	350	1625	3070

Tabel 4.6

Årlige driftsbesparelser for renseanlæg. Beløb i 1000 kr.

Renseanlægs- størrelse	A	B	C	D
El (beluftning) á 0,4 kr/kwh	1	3	15	31
Jernsulfat 380 kr/ton	8	16	80	160
Ialt	9	19	95	191

Nedenstående er anført en sammenstilling af de totale anlægsbesparelser, de samlede forøgede driftsudgifter samt nutidsværdien af de forøgede driftsudgifter beregnet ved 20 års drift og en kalkulationsrente på 7% p.a.

Tabel 4.7

Totale anlægsbesparelser og nutidsværdi af forøgede driftsudgifter.
Beløb i mill. kr.

Renseanlægsstørrelse	A	B	C	D
Totale anlægsbesparelser	-0,3	0,3	6,8	15,2
Samlede årlige forøgede driftsudgifter	0,2	0,3	1,5	2,9
Nutidsværdi af forøgede driftsudgifter	2,0	3,5	16,2	30,5

Det fremgår heraf, at der i ingen af de nævnte tilfælde vil kunne opnås positiv forrentning ved investering i stripperanlæg under de anførte forudsætninger.

4.4.3

Stripperanlæg med reduceret kalkforbrug i renseanlæg med forklaring

Den væsentligste post i driftsudgifterne er hydratkalken.

Ved planlægningen af forsøgsanlægget blev det forventet, at kalkforbruget kunne holdes på ca. 0,4 kg. pr. m³ rejektvand.

Forsøgskørslen viste imidlertid, at det var nødvendigt at tilsætte ca. 4,3 kg kalk pr. m³ rejektvand (varierende mellem ca. 2 og 6 kg kalk pr. m³ rejektvand) for at give rejektet det nødvendige pH til at strippingen kunne finde sted.

Det store kalkforbrug skyldes, at rejektvandet har en stor bufferkapacitet i forhold til f.eks. råspildevand.

Det skyldes dels hårdhed i rejektvandet dels indholdet af fede syrer og dels at ammoniumindholdet skal ændres til ammoniak før stripping er mulig.

Omkostningen til kalk udgør ca. 50% af de samlede driftsudgifter. Da man kan forestille sig større renseanlæg beliggende i områder, hvor spildevandssammensætningen medfører et mindre kalkforbrug, er det interessant at se på driftsudgifterne, såfremt kalkforbruget kan mindskes.

Nedenfor er anført de årlige merudgifter til anlægsdriften for et anlæg på 1.000.000 p.e. ved varierende kalkforbrug.

Tabel 4.8

Varierende kalkforbrugs indflydelse på driftsudgiften
Beløb i mill. kr.

Kalkforbrug i kg/m ³ rejektvand	4	3	2	1
Kalkforbrug kg/dag	4.680	3.510	2.340	1.170
Udgift til kalk	1,4	1,0	0,7	0,3
Årlig merudgift til drift ialt	2,8	2,4	2,1	1,7
Nutidsværdi af forøget drifts- udgift	29,1	25,5	21,8	18,2

Det fremgår heraf, at selv ved meget små kalkforbrug vil investering i stripperanlæg ikke kunne betale sig, se tabel 4.7.

4.4.4

Renseanlæg med methanoldosering

Såfremt de tilsvarende beregninger udføres for renseanlæg beregnet for dosering med methanol om vinteren, fås følgende:

- Den totale anlægsbesparelse bliver for alle anlægsstørrelser negative, da de sparede procesvolumener kun bliver ca. 1/5 af de sparede procesvolumener for anlæg uden methanoldosering.
- De forøgede driftsudgifter bliver altid positive.

Heraf følger, at det aldrig kan betale sig at investere i stripperanlæg på anlæg beregnet for methanoldosering.

4.4.5

Renseanlæg med forfældning

Gennemføres de tilsvarende økonomiske beregninger for stripperanlæg beregnet for renseanlæg med forfældning og uden methanoldosering som beskrevet i afsnit 4.3.9.1 fås følgende:

Tabel 4.9

Totale anlægsbesparelser og nutidsværdi af forøgede driftsudgifter.

Beløb i mill. kr.

Renseanlægsstørrelse	A	B	C	D
Sparede anlægsudgifter	3,4	6,4	32,2	64,4
Anlægsudgift stripperanlæg	2,3	3,5	10,1	17,3
Total anlægsbesparelse	1,1	3,0	22,1	47,1
Årlige driftsudgifter	0,3	0,5	2,4	4,4
Årlige driftsbesparelser	0,02	0,04	0,18	0,36
Årlige forøgede driftsudgifter	0,3	0,5	2,2	4,1
Nutidsværdi af forøgede driftsudgifter	2,8	5,0	23,7	43,3

Det fremgår af tabellen at det kun for type D altså anlæg til 1 mio. p.e. vil være rentabelt at indføre stripning af rejeckt vand.

Der er dog en lille margin imellem besparelser og udgifter. Specielt usikkerheden på driftsudgifterne der ganges op med 10 kan vende billedet. Hvis de f.eks. sænkes 20% vil rejeckt vandsstripning være rentabelt på renseanlæg helt ned til 100.000 p.e.

Stripperanlæg for tilsvarende renseanlæg beregnet for methanoldosering vil aldrig kunne blive rentable, da de sparede procesvolumener reduceres til ca. 1/5, hvorved de totale anlægsbesparelser bliver negative for alle anlægsstørrelser.

5. Konklusion

På baggrund af det af COWIconsult opstillede forsøgsanlæg og udførte økonomiberegninger kan følgende konkluderes:

Det er teknisk muligt at udføre fysisk-kemisk fjernelse af kvælstof fra rejektivand på renseanlæg ved stripning af ammoniak i et stripper-tårn. I nærværende rapport er betragtet rejektivand fra afvandingen af rådnetanksslam.

Der fjernes ca. 50% af ammoniakken fra rejektivandet pr. tårnenhed.

Den strippede ammoniak kan reabsorberes i syre i et absorptionstårn.

Kalkforbruget til at hæve pH i rejektivandet før stripning er relativt højt (på Mosede renseanlæg 4,4 kg. hydratkalk/m³ rejektivand). Det høje kalkforbrug bliver den væsentligste driftsudgift.

Der har ikke været regnet med nogen kommerciel værdi af restprodukterne kalkslam og ammoniumsulfat. En senere positiv værdisætning af disse gør, at de foretagne økonomiske analyser må revideres.

For renseanlæg belastet med husspildevand med normal sammensætning er det ikke rentabelt at erstatte den biologiske kvælstoffjernelse med en fysisk/kemisk ved at opføre stripperanlæg til rejektivandet. Selvom rejektivandet er varmt og indeholder relativt høje koncentrationer af ammoniak, vil driftsudgifterne, især til kalk, være så store, at de ikke kan opvejes af de sparede anlægs- og driftsudgifter i det øvrige renseanlæg.

For anlæg med spildevand som indeholder meget bundfældeligt kvælstof eller for anlæg med forfældning fås mere kvælstof ud til stripning, hvilket giver en større anlægsbesparelse og en bedre mulighed for økonomisk balance. For sådanne anlæg kan stripning afhængig af forholdene være rentabel.

Specielle arealmæssige begrænsninger kan i visse tilfælde medføre at det kan være favorabelt at opføre et stripperanlæg.

For anlæg med biologisk fosforfjernelse vil fosfor kunne fjernes fra rejektivandet ved kalkfældning i forbindelse med stripningen.

For eksisterende renseanlæg med kvælstoffjernelse som kun er lidt overbelastet kan det eventuelt være fornuftigt at etablere stripping frem for at udvide eksisterende procestanke.

Dog er et stripperanlæg en ekstra enhedsoperation at drive og dermed en yderligere komplikation af den daglige drift - herunder håndtering af syre og base.

6. Litteraturliste:

- /1./ Arthur, E. m.fl.
Air and steam stripping og high-strenght ammoniawastes.
Industrial waste conference. 1981, proceedings, by Bell, J.M.
1982. pp.924-933.
- /2./ Cooper, W.J.
Chemistry in water reuse, vol. 2.
Ann Arbor Science, 1981. pp.497-508.
- /3./ Gonzales, J.G. og Culp, R.L.
New dewelopments in ammonia stripping, part one.
Public works, maj 1973. pp.78-84.
- /4./ Gonzales, J.G. og Culp, R.L.
New developments in ammonia stripping, part one.
Public works, juni 1973. pp.82-85.
- /5./ Ip, S.Y. og Raper, W.G.C.
Ammonia stripping with spray towers.
Public aspirations realities in water resources. 7th., 1977. pp 229-59.
- /6./ Ip, S.Y. og Raper, W.G.C.
Ammonia stripping with spray towers.
Prog. Wat. Tech. Vol. Nos. 1/2.
Pergamon Press ltd. 1978. pp. 587-605.
- /7./ Ip, S.Y. og Davies, T.H.
The droplet size and heigth effects in ammonia removal in spray tower.
Water research Vol. 15. 1981. pp 525-533.
- /8./ Idelovitch, E. m.fl.
Nitrogen removal by free ammonia stripping from high pH ponds.
Journal Water Polution Control Federation
Vol.53 nr.9,sep.1981. pp 1391-1401.
- /9./ Idelovitch, E. m.fl.
Advanced wastewater treatment by chemichal precipitation with lime and ammonia stripping in ponds.
Prog. Wat. Tech. Vol. nr. 9.
Pergamon Press, 1977. pp 575-583
- /10./o'Brien, D.J. m.fl.
Ammonia removal from deliming effluent by stripping - reabsorption.
Jour. American Leather Chemis.. Vol. 81. 1986. pp 125-136.

- /11./ Prettyman, R.W. og Kepple L.G.
Ammonia removal & recovery of industrial wastes.
Ashrae Journal sep. 1976. pp. 41-47
- /12./ Rautenbach, R. og Machhammer, O.
Aufarbeitung Ammoniak enthaltender Abwässer -
Verfahrens- und kostenvergleich.
Chem.-Ing.-Tech. vol 60. nr 1. 1988. pp 23-31.
- /13./ Ronen, M. og van Vuuren, R.J.
Ammonia removal in a pond system and in a
stripping tower.
Prog. Wat. Tech. Vol. 10, Nos, 1/2.
Pergamon Press Ltd. 1978. pp. 293-302.
- /14./ West, J.T. og Hurley, B.J.E.
Method and apparatus for removing ammonia from
sludge liquor.
European patent application.
Publication number 0 002 597
Date of publication of application: 27 jun.
1979.
- /15./ Zülke, H.J. m.fl.
Verfahren zur Entfernung von Ammoniak aus bio-
chemisch vorbehandelten Industrieabwässern.
Deutsches Patentamt.
Offenlegungsschrift DE 33 08 992 A 1.
Offentliggjort 29. sep. 1983.
- /16./ Damicki, R. og Kühn, W.
Möglichkeiten der ammoniak-wiedergewinnung in
der abwasser technik.
Gewässerschutz, Wasser, Abwasser. Vol. 62,
1985. pp. 143-165.
- /17./ Hoogovens Ljmuiden, B.V.
Verfahren zur Entfernung von Ammoniak und Am-
moniaksalszen aus industriellem Abwasser.
Deutsches Patentamt.
Offenlegungsschrift 29 14004
Offentliggjort 18 okt. 1979.
- /18./ Hansen, L. og Søltoft, P
Kemiske enhedsoperationer.
Akademisk forlag 4. udgave 1980.
- /19./ U.S. Environmental Protection Agency
Process design manual for Nitrogen control
kapitel 8.
- /20./ C. G. Lamn og E. Ranche Madsen: Uorganisk
analytisk kemi. GEC GAD 1970.
- /21./ L. Winther o.a.: Spildevandsteknik. Poly-
teknisk Forlag 1978. P. 191 og 308-319.

/22./ Lab. for tekn. hyg. DTH: Noter til spildevandsrensning. Efterår 86. Del I og II.

/23./ U. S. Environmental Protection Agency: Proces Design manual for sludge-treatment and disposal, 1974 p. 5.1-5.20.

/24./ Abwasser technik Band II zweite auflage 1975 p. 175-180.

Registreringsblad

Udgiver: Miljøstyrelsen, Strandgade 29, 1401 København K.

Serietitel, nr.:

Spildevandsforskning fra Miljøstyrelsen, nr. 17

Udgivelsesår: 1990

Titel:

Fjernelse af kvælstof fra rejeftvand

Undertitel:

Forfatter(e):

Udførende institution(er):

Vandrensningsrådet (spons); Industri- og Handelsstyrelsen
(spons); COWIconsult A/S

Resumé:

Rapporten beskriver forsøgene med et pilotanlæg på Mosede rensesanlæg. Pilotanlægget fjerner kvælstof fra rejeftvand ved stripping af ammoniak i et tårn. Endvidere beskrives økonomien i forbindelse hermed.

Emneord:

spildevand; rensning; denitrifikation; metodik; anlægsteknik;
økonomi; nitrogen CAS 7727-37-9

ISBN: 87-503-8785-5

Pris (inkl. 22% moms): 70,- kr.

Format: A4

Sideantal: 64

Md./år for redaktionens afslutning: februar 1990

Oplag: 250

Andre oplysninger:

Tryk: Scantryk, København

Trykt på miljøpapir

Spildevandsforskning fra Miljøstyrelsen

- Nr. 1 : Proces- og funktionsgarantier samt rådgiveransvar
- Nr. 2 : Fagligt indhold af renseanlæggets driftsdatabase
- Nr. 3 : Datagrundlag for dimensionering af renseanlæg
- Nr. 4 : Bestemmelse af belastningen fra regnvandsbetingede udløb
- Nr. 5 : Lavteknologisk spildevandsrensning i danske landsbyer
- Nr. 6 : Kvalitetsstyring af afløbsprojekter
- Nr. 7 : Rodzoneforsøgsanlæg
- Nr. 8 : Spildevandsrensning i rodzoneanlæg
- Nr. 9 : Kompostering af spildevandsslam med andet organisk affald
- Nr. 10 : Fjernelse af tungmetaller fra spildevandsslam
- Nr. 11 : Udledning af industrispildevand til renseanlæg
- Nr. 12 : Effektivisering af olieudskillere
- Nr. 13 : Udarbejdelse af fornyelsesplaner for afløbssystemer
- Nr. 14 : Energi til renseanlæg
- Nr. 15 : Økonomi ved rensning af industrispildevand i renseanlæg
- Nr. 16 : Septiktanke
- Nr. 17 : Fjernelse af kvælstof fra rejektvand

Fjernelse af kvælstof fra rejektivand

Rapporten beskriver forsøgene med et pilotanlæg på Mosede renseanlæg. Pilotanlægget fjerner kvælstof fra rejektivand ved stripping af ammoniak i et tårn. Endvidere beskrives økonomien i forbindelse hermed.



Miljøministeriet **Miljøstyrelsen**

Strandgade 29, 1401 København K, tlf. 31 57 83 10

Pris kr. 70,- inkl. 22% moms

ISBN nr. 87-503-8785-5