

Undersøkelse av rensegrader, driftsforhold og kostnader ved nitrogenfjerning og fangst med lukket ammoniakkstripping ved VEAS.

Investigation of treatment efficiency, operation conditions and cost for nitrogen removal and catching by closed loop ammonia stripping at VEAS.

Ahmed Mohamud Yasin

Forord

Denne masteroppgaven er skrevet ved Institutt for matematiske realfag og teknologi (IMT) ved Universitetet for miljø- og biovitenskap (UMB), våren 2012. Oppgaven er blitt gjennomført som en del av masterstudiet i vann- og miljøteknikk (sivilingeniør) og omhandler det lukkede strippeanlegget ved Vestfjorden avløpselskap (VEAS)..

Jeg vil herved rette en stor takk til min hovedveileder Lasse Vråle (UMB) og til min bi-veileder Ida Skaar (VEAS) for veiledning, diskusjon og inputs gjennom gjennomføringen av masteroppgaven. Jeg vil også rette en takk til Pia Ryrfors (VEAS) for alle tilsendte data som har vært grunnlaget for oppgaven, i tillegg vil jeg takke Anne-Kari Marsteng (VEAS) for diskusjon og bidrag til datainnsamling.

Sist men ikke minst vil jeg takke venner og familie som har motivert meg gjennom studiene.

Oslo, august 2012

Ahmed Mohamud Yasin

Sammendrag

Historiske driftsdata ved det lukkede strippeanlegget ved Vestfjorden Avløpselskap (VEAS) ble analysert, bearbeidet og fremstilt for å finne ut om når strippeanlegget har godt bra og hvilken driftsfaktorer som har vært viktigst. Historiske driftsdata ble samtidig brukt til å beregne trykktap i strippeanleggets ulike prosessenheter, spesielt overføringsrørene for sirkulasjonsluft. I tillegg ble det foretatt beregning av driftskostnadene ved fjerning og fangst av nitrogen ved lukket ammoniakkstripping. Kostnadene ble sammenlignet med driftskostnadene ved biologisk nitrogenfjerning.

Driftsdata fra laboratorium (133 stikkprøver) fra perioden 2009 til 2011 viste at strippeanlegget hadde gjennomsnittlig renseseffekt på 86.4 %. PH i resirkulert ammoniumnitratløsning var den faktoren som hadde størst innvirkning renseseffekten til strippekolonnen ved VEAS. Strippeanlegget har fått til ganske gode resultater med hensyn på nitrogenfjerning. Ved å optimalisere den automatiske styringen av pH (syretilsetningen) i resirkulert ammoniumnitrat kan strippeanlegget fjerne og fange enda mer nitrogen.

Trykktapet i overføringsrørene ble beregnet til 33 % av det samlede trykktapet i prosessenhetene til strippeanlegget. Ombygging fra "8-tall"-løsning til O-ring vil redusere trykktapet i overføringsrørene, men en ombygging er økonomisk uaktuelt så lenge strømkostnadene utgjør 8 % av driftskostnadene til strippeanlegget. Beregninger av driftskostnader ved nitrogenfjerning for 2011 viste fjerning av 1 kg nitrogen kostet 7,82 kr ved lukket stripping mot 12,81 kr ved biologisk rensetrinn. Salpetersyrekostnadene utgjorde 90 % av driftskostnadene ved nitrogenfjerning ved lukket ammoniakkstripping, mens energikostnadene utgjorde kun 8 %.

Abstract

Historical operating data from the closed loop ammonia stripping plant at Vestfjorden Avløpselskap (VEAS) were analysed, processes and presented in order to clarify when the stripping plant has achieved good results and the operational factors that have been most important to that. Historical operating data were also used to calculate the pressure loss in the different process units of the stripping plant, particularly the air circulation pipes. In addition, operating costs of nitrogen removal and capture at closed loop ammonia stripping were estimated. These costs were compared with operating costs of biological nitrogen removal.

Operating data from the laboratory (133 samples) from the period from 2009 to 2011 showed that the stripping plant had an average efficiency of 86.4 %. PH in recycled ammonium nitrate solution was the factor that had the greatest impact on the efficiency of the stripping plant at VEAS. The stripping plant has achieved very good results with respect to nitrogen removal. An optimization of the automated control of pH (nitric acid addition) in the recycled ammonium nitrate would lead the stripping plant to remove and capture even more nitrogen.

The pressure drop in the pipes was calculated to 33 % of the total pressure loss in all processing units. A conversion from the "8-number-design" to an "O-ring" will reduce the pressure loss in the pipes, but a conversion is economically irrelevant as long as energy costs account for only 8 % of operating costs of nitrogen removal by the stripping plant at VEAS. Estimates of operating costs of nitrogen removal for 2011 showed that the removal of 1 kg nitrogen cost NOK 7.82 at the closed loop stripping and NOK 12.81 at biological treatment stage. Nitric acid costs accounted for 90% of operating costs of nitrogen removal by closed loop ammonia stripping.

Innholdsfortegnelse

Forord	1
Sammendrag	2
Abstract	3
Innholdsfortegnelse	4
Tabelliste	6
Figurliste	7
1. INNLEDNING	9
1.1. Bakgrunn.....	9
1.2. Tema og problemstilling	9
1.3. Begrunnelse av problemstillingen	10
1.4. Oppgavens struktur	10
2. NITROGEN I AVLØPSVANN	11
2.1. Nitrogensyklusen	11
2.2. Fjerning av nitrogen fra avløpsvannet.....	11
3. INNFØRING I AMMONIAKKSTRIPPING	15
3.1. Kort om ammoniakkstripping og ulike anvendelser.....	15
3.2. Prosesskjemisk grunnlag.....	15
3.3. Prosessfysisk grunnlag.....	17
3.4. Effekten av ulike parametere	18
4. OM STRIPPEANLEGGET VED VEAS.....	22
4.1. Om VEAS	22
4.2. Strippeanleggets oppbygging og materialer	23
4.3. Strippeprosessen	24
5. METODE, MATERIALER OG GJENNOMFØRING	26
5.1. Bearbeiding og fremstilling av historiske data til lukket strippeanlegg ved VEAS	26

5.2.	Temperaturutvikling i strippeanlegg og effekt av temperatur.....	31
5.3.	Trykktapsberegninger i lukket strippeanlegg	33
5.4.	Driftskostnader for nitrogenfjerning ved VEAS	36
6.	RESULTATER	41
6.1.	Variasjoner i renseeffekt	41
6.2.	Svingninger og effekt av pH i innløpsvannet	41
6.3.	Svingninger og effekt av ammonium/ammoniakk i innløpsvannet	44
6.4.	Effekten av filtratvannmengde, luftmengde og luft/vann-forhold	46
6.5.	Absorpsjonskolonnens innvirkning på renseeffekten	48
6.6.	Temperaturutvikling og effekt av temperatur	55
6.7.	Trykktap i strippeanlegget	58
6.8.	Kostnader for nitrogenfjerning ved VEAS.....	61
6.9.	Kort om vedlikehold av strippeanlegget	61
6.10.	Nedetid.....	63
7.	DISKUSJON.....	64
7.1.	Erfaringer fra historiske anleggsdata.....	64
7.2.	Trykktap i overføringsrør	68
7.3.	Kostnader for nitrogenfjerning ved VEAS.....	69
8.	KONKLUSJON	71
	REFERANSER	73
	VEDLEGG.....	75

Tabelliste

Tabell 3-1: Syrekonstanten for ammoniakk ved aktuelle driftstemperaturer.....	17
Tabell 5-1: Laboratoriumsprøver av innløp- og utløpsvann til strippekolonnen ved VEAS og parametere som analyseres.....	27
Tabell 5-2: Laboratoriumsprøver av produsert ammoniumnitrat og parametere som analyseres.....	28
Tabell 5-3: Utvalg av online-målere tilknyttet strippeanlegget ved VEAS.....	29
Tabell 5-4: Oversikt over temperaturmålere og plassering.....	32
Tabell 5-5: Oversikt over trykkmålere og plassering.....	34
Tabell 5-6: Gjennomsnittlig målefeil over 42 døgn som anlegget var stoppet (perioden 2009-2011).....	35
Tabell 5-7: Utvalg av trykkmålinger fra Driftskontrollsystemet (DKS).....	36
Tabell 5-8: Kostnader knyttet til nitrogenfjerning ved lukket stripping (1999). (VEAS)	37
Tabell 5-9: knyttet til nitrogenfjerning ved biologisk rensetrinn (1999). (VEAS).....	37
Tabell 5-10: Beregningsgrunnlag for kostnader.....	37
Tabell 5-11: Energiforbruk til strippeanleggets ulike deler.....	39
Tabell 6-1: Sammenstilling av renseseffekten i strippekolonne og absorpsjonskolonne.	50
Tabell 6-2: Sammenligning av beregnet og målt NH ₃ -konsentrasjoner i sirkulasjonslufta.....	54
Tabell 6-3: Målinger av temperatur i filtratvann og luft i strippekolonnen (STR).	56
Tabell 6-4: Målt temperatur i innløpsvannet til strippekolonnen sammenstilt med temperatur målt av automatisk temperaturmåler STR_TT01	57
Tabell 6-5: Korrigerte trykkmålinger	59
Tabell 6-6: Prosentvis trykktap i ulike prosessenheter	60
Tabell 6-7: Gjennomsnittlig trykktap i ulike prosessenheter.....	60
Tabell 6-8: Marginale kostnader for nitrogenfjerning ved lukket stripping (2011)	61
Tabell 6-9: Marginale kostnader for nitrogenfjerning ved biologisk rensetrinn (2011)	61

Figurliste

Figur 3-1: Innflytelsen av pH og temperatur på ammoniakkandelen	16
Figur 3-2: Ulike prinsipper for strippekolonner. (a) Motstrøms, (b) Medstrøms, (c) Tverrstrøms (Metcalf & Eddy)	17
Figur 4-1: VEAS-prosessene (VEAS)	22
Figur 4-2: Strippeanlegget ved VEAS. Strippekolonnen i bakgrunnen til venstre og absorpsjonskolonnen til høyre.....	24
Figur 4-3: Lukket ammoniakkstripping ved VEAS (Sagberg et al., 2005)	25
Figur 5-1: Bilde av Dråger accuro pumpe for gasspåvisning	30
Figur 5-2: Bildet viser filtratvannmengdemåler, temperatur/pH-måler og siler mot gjentetting av dyser. Filtratvannpumpen sitter før mengdemåleren. Grønn pil viser strømningsretningen.....	32
Figur 5-3: Trykkmåler ABS_PT02 plassert på topp av absorpsjonskolonnen.....	34
Figur 6-1: Variasjoner i strippekolonnens renseeffekt på nitrogen i innløpsvannet ved VEAS41	
Figur 6-2: Variasjoner i pH i innløpsvannet til strippekolonnen	42
Figur 6-3: Renseeffekt som funksjon av pH i innløpsvannet til strippekolonnen	43
Figur 6-4: Renseeffekt som funksjon av pH i innløpsvannet til strippekolonnen på maksimal og minimal dagene.....	43
Figur 6-5: Variasjoner i ammoniakkkonsentrasjoner i innløp- og utløpsvannet til strippekolonnen.	44
Figur 6-6: Renseeffekt som funksjon av ammoniakkkonsentrasjon i innløpsvannet til strippekolonnen.	45
Figur 6-7: Renseeffekt som funksjon av ammoniakkkonsentrasjonen i innløpsvannet til strippekolonnen. Verdiene representerer maksimal og minimal dagene.....	45
Figur 6-8: Renseeffekt som funksjon av filtratvannmengde.....	46
Figur 6-9: Renseeffekt som funksjon av luftmengde	47
Figur 6-10 Renseeffekt som funksjon av luft/vann-forhold	48
Figur 6-11: Renseeffekt som funksjon av pH i resirkulert ammoniumnitratløsning.....	48
Figur 6-12: Maksimal og minimal ("topp/bunn 20") renseeffekt som funksjon av pH i resirkulert ammoniumnitratløsning.....	49
Figur 6-13: Svingninger i innløpstemperaturen til filtratvannet (VEAS)	55

Figur 6-14: Renseeffekt som funksjon av filtratvannets innløpstemperatur (VEAS) 58

1. INNLEDNING

1.1. Bakgrunn

Biologisk nitrogenfjerning har vært den dominerende rensemetoden for fjerning av nitrogen fra avløpsvannet. Men det er også mulig å fjerne nitrogen ved fysisk-kjemiske rensemetoder. Blant de fysisk-kjemisk rensemetodene finner man ammoniakkstripping som kan oppnå god rensegrad på nitrogenfjerning under riktige driftsforhold. Vestfjorden Avløpselskap (VEAS) driver et slikt fullskalaanlegg for ammoniakkstripping hvor filtratvannet fra slamavvanningsprosessen strippest ved lukket ammoniakkstripping.

Institutt IMT ved UMB Ås har gjennomført tre semesteroppgaver om strippeanlegget ved VEAS. Først høsten 2009 av Øystein Sveum Moen «Lukket stripping – Beskrivelse av prosessen og undersøkelse av anleggets erfaringer »

Høsten 2011 ble det gjennomført to semesteroppgaver, en av Renate Sara «Lukket stripping – Beskrivelse av prosessen og erfaringer med strippeanlegget i VEAS» og en av gruppen Eivind B. Kvernberg, Vegard Saksæther og Kjetil S. Kihlgren «Lukket ammoniakkstripping – Nitrogenfjerning fra biorest i biogassanlegg»

Semesteroppgavene viste stadig meget interessante resultater og det kan være viktig å få nærmere innsikt i hvorfor strippingprosessen ved VEAS er så vellykket. Dette har motivert til å skrive en masteroppgave som kan gi en dypere forståelse for hvordan strippeprosessen ved VEAS virker og muligens finne ut om prosessen kan ytterligere optimaliseres eller forbedres ved videre utvikling og kapasitets utvidelse.

1.2. Tema og problemstilling

I denne masteroppgaven vil det bli utarbeidet en rapport om rensresultatene og driftsforholdene ved strippinganlegget ved VEAS. Rapporten tar sikte på å omfatte svar på følgende spørsmål:

1. Hvilke faktorer har vært viktige for renseseffekten med hensyn på nitrogenfjerning? Historiske data benyttes.

2. Hva er den begrensende prosessen i strippinganlegget? Er det strippekolonnen eller absorpsjonskolonnen som er flaskehalsen?
3. Hva er trykktaper i strippinganleggets overføringsrør? Hvor store energikostnader er knyttet til dette?
4. Hva er omfanget av driftstans, igjettingsproblemer i strippekolonne og dråpefanger og dårlig filtratvann.
5. Hva er kostnadene ved fjerning og fangst av nitrogen ved lukket ammoniakkstripping sammenlignet med kostnadene ved biologiske nitrogenfjerning?

1.3. Begrunnelse av problemstillingen

En rapport om strippinganlegget ved VEAS kan bidra til å få innsikt i erfaringene med et lukket fullskalaanlegg for ammoniakkstripping som har fungert og som har hatt gode resultater. Rapporten kan også bidra med belyse hvilken faktorer som her vært viktige for driften og resultatene til strippinganlegget og hvilken faktorer som kan optimaliseres for å sikre god og stabile driftsforhold og resultater.

Tidligere dårlige erfaringer med ammoniakkstripping blant ved Ensløv (Arntzen, 2012) har ført til skepsis mot nitrogenfjerning ved lukket ammoniakkstripping. Samtidig er det få rapporter på erfaringer med vellykkede fullskala lukket ammoniakkstripping. Erfaringene fra VEAS kan bidra til å avlivet urettmessig skepsis mot denne rensemetoden.

1.4. Oppgavens struktur

Denne oppgaven begynner med en litteraturgjennomgang av ammoniakkstripping for å undersøke hvilke faktorer som er viktig for strippeprosessen. I tillegg gis en kort utredning om de fysiske og kjemiske forutsetningene for ammoniakkstripping. Kort beskrivelse av VEAS og det lukkede strippinganlegget ved VEAS. Videre i oppgaven forklares metoder og gjennomføring av oppgaven i kapittel 5. Resultatene presenteres i kapittel 6 og deres betydning diskuteres i kapittel 7. Videre følger konklusjon i kapittel 8.

2. NITROGEN I AVLØPSVANN

2.1. Nitrogensyklusen

Nitrogen er den vanligste gassen i atmosfæren og ca. 78 % av atmosfæren er nitrogen (N₂), mens resten består av oksygen (20 %) og andre forbindelser. I sin kretsløp finnes nitrogen i formene organisk nitrogen, ammonium (NH₄⁺), ammoniakk (NH₃), nitritt (NO₂⁻), nitrat (NO₃⁻), dinitrogenoksid (N₂O), nitrogenoksid (NO) og uorganisk nitrogen (N₂). Døde organismer blir brutt ned av bakterier og sopp som omdanner proteiner, fettstoff og andre organiske stoffer til vitaminer og aminosyrer. I neste prosess bruker bakteriene vitaminene og aminosyrene til egen vekst, men overskuddet av nitrogen frigjøres som ammoniakk (NH₃) og ammonium (NH₄⁺). Nitrifiserende bakterier (*Nitrosomonas*-arter) vil under aerobe forhold oksidere ammoniakk og ammonium til nitritt (NO₂⁻) før nitrittoksiderende bakterier (*Nitrobacter*-arter) vil oksidere nitritt videre til nitrat som er mat for planter og alge. Ammonium tas også opp av planter. Nitrat blir redusert til fritt nitrogen via nitritt i en prosess som kalles *denitrifikasjon*. Denitrifikasjon foregår under anaerobe forhold og foregår ved hjelp av spesielle bakterier (*Pseudomonas*-arter) som er i stand til å bruke oksygenet i nitraten i stedet for fritt oksygen. Nitrogengassen ender opp i atmosfæren.

2.2. Fjerning av nitrogen fra avløpsvannet

2.2.1. Hvor er fjerning av nitrogen fra avløpsvannet viktig?

For mye fosfor og nitrogen tilførsel til overflatevann fører til algeoppblomstring. Algevekst er avhengig av både fosfor og nitrogen og en av disse er vanligvis den begrensende faktoren. Generelt sett er fosfor den begrensende næringssaltet i ferskvann, mens nitrogen blir regnet med å være den begrensende faktoren for algevekst i saltvann. Nitrogen i alle former er tilgjengelig som næring for akvatiske planter og vil som konsekvens av bidra til økt planteplanktonvekst (eutrofiering) i det vannet det tilføres. Nedbrytning av alger krever høy oksygenforbruk i tillegg til at nitrogen i ammonium form bruker løst oksygen i vannet. Dette kan etter hvert føre til oksygen mangel i vannet med fiskedød som konsekvens. Oppløst ammoniakk (NH₃) og nitritt i vannet er tildels svært giftige for fisk.

Etter Nordsjøavtalen ble inngått i 1987 har det vært målsetting for Norge å redusere tilførselen av fosfor og nitrogen til det sårbare Nordsjøområdet med 50 % innen 2005, med utgangspunkt i 1985-utslippet. Målet er nådd for fosfor, men det er et stykke igjen til nitrogen tilførselen til Nordsjøområdet er redusert tilstrekkelig (SSB, 2008).

Drikkevann kan også forurenses hvis nitrat lekker i drikkevannskilder. Drikkevann med store konsentrasjoner av nitrat kan være giftig for spedbarn. I tillegg kan samfunnsøkonomiske hensyn gjøre det nødvendig å ikke bare fjerne nitrogen, men også fange og gjenvinne det. Nitrogen er viktig komponent i gjødselproduksjon og gjenvinning av nitrogen fra avløpsvann kan gi en energiøkonomisk gevinst.

2.2.2. Nitrogen i kommunalt avløpsvann og mengder

Kommunalt avløpsvann inneholder blant annet organisk stoff, patogener og næringsalter som fosfor og nitrogen. I avløpsvannet foreligger det meste av nitrogenet i formene organisk bundet nitrogen, ammonium, nitritt og nitrat, hvor det meste ligger i ammonium form. Omtrent 80 % av total nitrogenet i kommunal avløpsvann stammer fra menneskeurin. Avløpsvann fra slamavvanning inneholder også konsentrerte mengder nitrogen. Ett menneske produserer årlig ca. 4.5 kg nitrogen som går til avløpet.

2.2.3. Nitrogenfjernings metoder

2.2.3.1. Biologisk nitrogenfjerning

Biologisk nitrogenfjerning består av to etterfølgende prosesser. Den første prosessen kalles *nitrifikasjon* hvor oksygen forbrukende bakterier danner ammonium til nitritt (NO_3^-). For at de aerobe bakteriene skal fungere godt er det en forutsetning at det meste av det organiske stoffet må være fjernet fra avløpsvannet før nitrifikasjonstrinnet begynner. Prosessen krever likevel tilførsel av store mengder luft, noe som gjør dette til energikrevende prosess.

I den neste prosessen, *denitrifikasjon*, omdanner bakterier NO_3 til nitrogen gass (N_2). Nitrogen gassen går fra vannfasen og ut i atmosfæren. Bakteriene trenger tilførsel av organisk stoff da dette mangler på grunn av nitrifikasjonstrinnet. Dette problemet kan løses

ved å tilsette metanol eller annet karbonkilde (organisk stoff). En annen mulighet er å sette i gang denitrifikasjon før nitrifikasjon for å utnytte det organiske stoffet i avløpsvannet.

Med biologisk nitrogenfjerning kan man oppnå høy renseseffekt på nitrogen, men det er energikrevende prosess og driftskostnadene vil bli enda høyere når man tilsetter metanol som karbonkilde. Den største ulempen med biologisk nitrogenfjerning er at nitrogenet i avløpsvannet går ut i atmosfæren som nitrogengass, og man mister dermed verdifull næringsstoff uten gjenvinning. En annen ulempe er at andel av fjernet nitrogen blir konvertert til dinitrogenoksid (N_2O) som er en drivhusgass med høyere drivhuseffekt en CO_2 (Liu et al., 2008). I følge Liu et al. (2008) blir opptil 4 % av biologisk fjernet nitrogen konvertert til N_2O .

2.2.3.2. Fysisk-kjemiske rensemetoder

Det finnes ulike fysisk-kjemiske metoder for fjerning av nitrogen fra avløpsvannet. Felles for disse metodene er at de ikke kan konkurrere økonomisk med biologisk nitrogenfjerning når det gjelder rensing av kommunalt avløpsvann som har relativt lave konsentrasjoner av nitrogen. Disse metodene kan derimot være godt alternativ når avløpsvannet har stor innhold av nitrogen, f. eks. avløpet fra industrien eller slamavvanning fra et kommunalt rensesanlegg. De meste kjente metodene er ammoniakkstripping, ionebytting, membranfiltrering og ammoniumsfalling. Nedenfor følger en kort beskrivelse av de ulike rensesprosessene.

Ammoniakkstripping betyr å overføre ammonium fra vannfase til gassfase ved bruk av luft. Før avdrivningen må ammonium (NH_4) overføres til ammoniakk (NH_3) ved å heve pH i avløpsvannet til rundt 11-12. Ammoniakken som blir overført til luften fanges og absorberes med syre. Sluttproduktet blir ammoniumsalt som kan brukes i gjødselproduksjon. Denne masteroppgaven omhandler ammoniakkstripping og neste kapittel vil ta for seg en nærmere beskrivelse av rensesprosessen. Ionebytting fjerner ammonium fra avløpsvannet ved at vannet filtreres gjennom filterseng med ionebytte materiale, kalt zeolitter. Når ionebytterne er oppbrukt kan det regenereres ved å filtrere kalkløsning gjennom filtersengen. Ammoniumet vil overføres til ammoniakk på grunn av den

høye pH som oppnås ved bruk av kalk og regenereringen frigjør absorbert ammoniakk som kan tas ut. Ionebytting kan rense vann med konsentrerte mengder ammonium, og ammoniumfjerning ved ionebytting kan driftes under ulike temperaturforhold i motsetning til biologisk nitrogenfjerning (Jorgensen og Weatherley, 2003). Membranfiltrering (omvendt osmose) kan fjerne ammonium og annet organisk bundet nitrogen fra avløpsvann hvis porene er små nok slik at ammoniumet kan holdes tilbake. Denne renseprosessen har relativt høy energiforbruk. Ammoniumfelling blir ammonium i vannet felt ved å tilsette magnesium (Mg) og fosfat (PO_4). Sluttproduktet er saltet MgNH_4PO_4 som kan benyttes som gjødsel.

3. INNFØRING I AMMONIAKKSTRIPPING

3.1. Kort om ammoniakkstripping og ulike anvendelser

Stripping er en prosess som blir brukt til å overføre gasser fra vannfase til gassfase. Ved å blåse relativt stor luftmengde gjennom vannet vil gassen eller forbindelsene tvinges ut av vannfasen og ut i gassfasen. Dette kalles luftstripping. Damp kan også benyttes i stedet for luft, og prosessen vil så kalles dampstripping. Både luftstripping og dampstripping kan anvendes til å avdrive gasser som hydrogensulfid (H_2S), CO_2 , oksygen (O_2), ammonium og diverse flyktige organiske forbindelser (VOC) fra vann. I denne delen av rapporten foretas en litteraturstudie med hensyn på aspektene rundt ammoniakkstripping ved bruk av luft. Ammoniakkstripping blir brukt til redusere ammoniumkonsentrasjonen i avløpsvann. De neste avsnittene vil utdype rensemetodens prosesskjemiske og prosessfysiske grunnlag samt de viktigste driftsfaktorene.

3.2. Prosesskjemisk grunnlag

I avløpsvannet foreligger ammonium enten som ioner (NH_4^+-N) eller som ammoniakk (gass) (NH_3-N) løst i vannet, eller begge deler (Culp og Culp, 1971). Den innbyrdes fordelingen mellom ammonium og ammoniakk i vannet er gitt av likevekten (1).



For å effektivt fjerne ammonium fra avløpsvannet er man avhengig av at det meste foreligger i ammoniakkform. Ved pH 7 er så si alt i ammonium form, mens alt finnes som ammoniakk ved pH 12 (Culp og Culp, 1971). Fordelingen mellom ammonium og ammoniakk er avhengig av pH og syrekonstanten pK_a . pK_a er lik den pH-verdi hvor andelen NH_4^+ og NH_3 er like store (Ødegård, 1992). Syrekonstanten er en funksjon av temperaturen i vannet og vil derfor variere. Ved temperatur 20 °C er pK_a lik 9.40 noe som betyr at andelene av ammonium og ammoniakk er like store hvis pH også er lik 9.40. Når vannets pH og temperatur er kjent, kan den teoretiske prosentandelen (P_a) av ammoniakk regnes ut ved å benytte ligning (2).

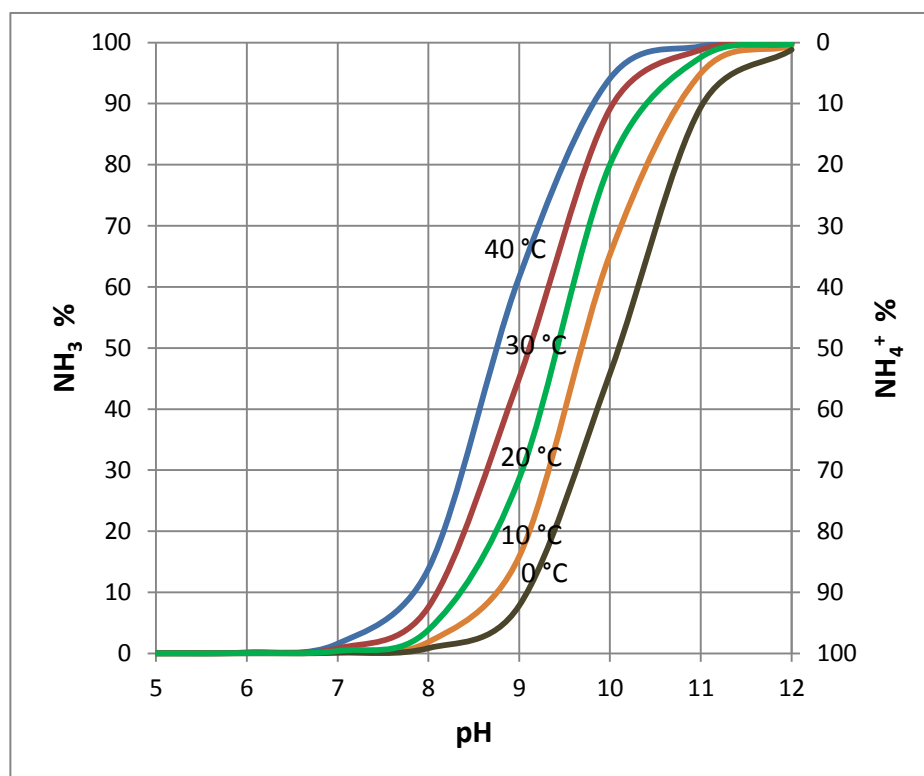
$$P_a = \left(1 - \frac{1}{1 + 10^{\text{pH} - \text{p}K_a}}\right) \quad (2)$$

I følge Bonmati og Flotats (2002) og Gustin og Marinsek-Logar (2011) kan $\text{p}K_a$ beregnes ved å bruke ligning (3). Økende temperatur gir synkende $\text{p}K_a$. Noen $\text{p}K_a$ -verdier for aktuelle driftstemperaturer er angitt i Tabell 3-1.

$$\text{p}K_a = 4 \times 10^{-8} \times T^3 + 9 \times 10^{-5} \times T^2 - 0.0356 \times T + 10.072, \quad (3)$$

Den prosentvise fordelingen mellom ammonium og ammoniakk som en funksjon av pH og temperatur er vist i

Figur 3-1. Ligning (2) viser at den prosentvise ammoniakkandelen er avhengig av differansen mellom pH og $\text{p}K_a$. Når denne differansen er lik 2 får man ammoniakkandel på 99 %. Ved pH lik 12 kan temperaturen være så lav som 0 °C for å oppnå dette. Hvis pH derimot senkes må temperaturen økes til man får en tilsvarende reduksjon av $\text{p}K_a$.



Figur 3-1: Innflytelsen av pH og temperatur på ammoniakkandelen

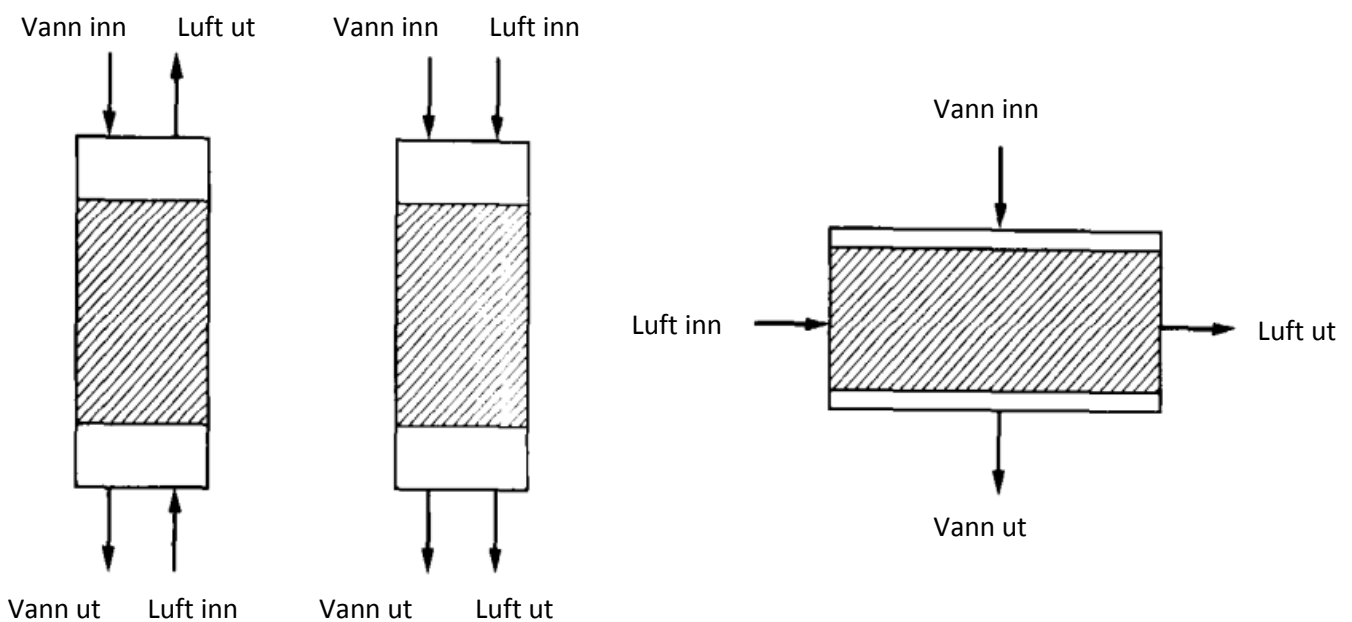
Tabell 3-1: Syrekonstanten for ammoniakk ved aktuelle driftstemperaturer

Temp. (°C)	0	5	10	15	20	25	30	40
pKa	10,07	9,90	9,73	9,56	9,40	9,24	9,09	8,79

3.3. Prosessfysisk grunnlag

Ammoniakkstripping foregår ved at man hever pH i vannet slik at ammonium i vannet overføres til ammoniakkgass. Tilsetting av kalk eller lut kan brukes til å heve pH, hvor kalk er den rimeligste. Avløpsvannet strippest vanligvis i reaktorer formet som sylindriske kolonner/tårn pakket med pakningsmateriale med stor kontaktflate. En slik kolonne hvor ammonium strippest fra vannet kan kalles strippekolonne.

Ammoniakk avdrives fra vannet ved hjelp av en luftstrøm som overfører ammoniakk fra vannfase til gassfase. Retningsforholdet mellom vannstrømmen og luftstrømmen definerer om vi har motstrøms-, medstrøms- og tverrstrømskolonner, se Figur 3-2. Motstrømskolonne er den vanligste og mest effektive (Ødegård, 1992).



Figur 3-2: Ulike prinsipper for strippekolonne. (a) Motstrøms, (b) Medstrøms, (c) Tverrstrøms (Metcalf & Eddy)

Et strippeanlegg kan bygges som åpen eller lukket. I åpen stripping går luften med fjernet ammoniakk rett ut i luften og nytt ren luft tilføres stadig til strippekolonnen. Ulempene med åpen stripping er at luften senker temperaturen på avløpsvannet. Som vist på Figur 3-1 er høyere temperatur gunstig for strippeprosessen. Luften må eventuelt varmes opp på

forhånd for å unngå dette, noe som vil være energikrevende. Kalktilsetning er en rimelig metode for pH-heving tillegg vil begroing (kalkfelling) i pakningsmaterialet forekomme i høyere grad ved åpen stripping.

I lukket stripping benyttes to kolonner, en kolonne til å avdrive ammonium/ammoniakk fra vannet (strippekolonnen) og en kolonne til å fange (absorbere) ammoniakken i luften (absorpsjonskolonne). Luften fra strippekolonnen renses for ammoniakk av syreblanding som sirkuleres rundt av en pumpe i absorpsjonskolonnen. Den rensede luften sendes videre til strippekolonnen for å avdrive mer ammoniakk. Sluttproduktet av reaksjonen mellom ammoniakk og syreblandingen kan tas ut i bunnen av absorpsjonskolonnen. I lukket stripping unngår man utslipp til atmosfæren, redusert begroing og gunstig temperaturøkning fra friksjonen i luftoverføringsrørene (Vråle, 1992). I tillegg gjenvinnes ammonium i avløpsvannet slik at det kan nyttes på en bærekraftig måte. Ulempene med lukket stripping er høyere investerings- og driftskostnader. **Error! Reference source not found.** viser prinsipp skisse over lukket strippeanlegg.

3.4. Effekten av ulike parametere

Renseeffekten fra strippeprosessen er avhengig av ulike driftsvariable. De viktigste variablene er pH, temperatur og luft/vann-forholdet. Videre er pakningsmateriale, pakningshøyde og initial konsentrasjonen av ammoniakk viktige parametere. Nedenfor følger en kort oppsummering av effekten av de ulike parametrene.

3.4.1. Effekten av pH

PH er den viktigste faktoren når det gjelder stripping av ammonium. Siden det er kun ammonium i udisosiert form, $\text{NH}_3\text{-N}$, som kan fjernes ved luftinnblåsing, må vannet ha høy pH for å overføre mesteparten av ammonium til ammoniakk. Hvis pH i vannet er for lav må det justeres ved å tilsette kalk, lut eller lignende. For å oppnå god renseseffekt må vannets pH heves til 11 eller høyere for å konvertere mesteparten av ammoniumet til ammoniakk (Huang og Shang, 2006). Men selv om renseseffekten øker med høyere pH har Farrel, Frauson, Cassel og Bishop (1972), Liao, Chen og Lo (1995) og Alam og Hossan (2009) demonstrert at effekten av pH ikke er signifikant når pH-verdien har nådd 10.5. I Vråle

(1992) ble det til og med observert at renseseffekten var like bra ved pH lik 9.8 som ved pH lik 11. Dette ble observert i forbindelse med kalksvikt for en kort periode. Dette kan ha sammenheng med Le Chatelier's prinsipp. I følge Le Chatelier prinsipp vil et kjemisk likevektsystem som opplever endringer i konsentrasjon, temperatur, volum eller totaltrykk prøve å gjenopprette likevekten. Som nevnt tidligere er ammoniakk og ammonium i likevekt. I det ammoniakk blir fjernet fra vannet vil en del av ammonium i vannet konverteres til ammoniakk for å igjen oppnå likevekten, før man igjen fjerner den nykonverterte ammoniakken. Dette kan være årsaken til at man kan fjerne tilstrekkelig ammoniakk selv når pH er lavere enn 12.

3.4.2. Effekten av konsentrasjonen av ammoniakk i innløpsvannet

Innløpskonsentrasjonen av ammoniakk er sterk avhengig av avløpsvannets pH og tildels av temperatur som vist i

Figur 3-1. Vråle (1992), Bonmati og Flotats (2003) og Alam og Hossain (2009) fant ut at høyere rensegrad ble oppnådd ved lavere initialkonsentrasjoner av ammoniakk.

3.4.3. Effekten av temperatur

Temperatur er en viktig faktor for renseseffekten ved stripping på to måter. (1) Andelen $\text{NH}_3\text{-N}$ ved en gitt pH vil være større jo høyere temperaturen i avløpsvannet er. For eksempel vil andelen ammoniakk ved 0 °C og 20 °C grader ved pH lik 10 være henholdsvis 50 % og 80 %. For det andre vil lavere temperatur øke løseligheten av ammoniakken, og dermed kreves større mengder luft for å fjerne gassen fra vannet (Huang og Shang, 2006). Katehis, Diyamandoglu og Fillos (1998) fant ut at høyere temperatur gjør strippeprosessen mindre pH-sensitiv ved en "kritisk" pH-verdi. Denne kritiske pH-verdien blir lavere jo høyere temperaturen er. I tillegg vil høyere temperatur tillate lavere pakningsdyp for pakningsmaterialet. Høyere lufttemperatur vil gi bedre renseseffekt (O'Farrell et al. 1972). Hvis lufttemperatur blir lavere enn eller rundt 0 °C vil vannet enten fryse og prosessen vil hemmes alvorlig eller så blir renseseffekten så lav at ammoniakk stripping ikke er økonomisk eller praktisk gjennomførbart (Huang og Shang, 2006). I virkeligheten er det praktisk umulig å drifte prosessen når temperaturen faller under 5-7 °C, fordi de store luftmengdene vil forårsake fordamping, noe som vil føre til at vannet fryser (Halling-Sørensen og Jørgensen,

1993). Dette problemet forekommer ikke under lukket stripping eller hvis man bruker varm luft eller bygger strippeanlegget innendørs.

3.4.4. Effekten av luft/vann-forholdet

For å drive ammoniakk-gassen ut av vannfasen og ut i gassfasen trenger man store luftmengder. Mengden nødvendig luft er avhengig av avløpsvannmengden ammoniakkkonsentrasjonen i innløpsvannet og innløpsluften, samt ønsket renseseffekt. Luftmengden kan bestemmes ut ifra likningen (4);

$$L_q(x_1 + x_2) = G(y_1 + y_2) \quad (4)$$

Hvor L_q = vannet gjennom strippekolonnen, mol vann/enhet tid; x_1 = ammoniakkkonsentrasjon i innløpsvannet, mol ammoniakk/mol vann; x_2 = ammoniakkkonsentrasjon i utløpsvannet, mol ammoniakk/mol vann; G = luftmengde gjennom strippetårnet, mol luft/enhet tid; y_1 = ammoniakkkonsentrasjon i utløpsluften, mol ammoniakk/mol luft ; og y_2 = ammoniakkkonsentrasjon i innløpsluften, mol ammoniakk/mol luft.

Hvis man forutsetter at både rensset utløpsvann ut av strippetårnet og den luften som kommer inn i strippetårnet har null ammoniakkkonsentrasjon, kan ligning (4) omformuleres til;

$$L_q x_1 = G y_1 \text{ eller } \frac{G}{L_q} = \frac{x_1}{y_1} \quad (5)$$

Ligning (5) angir at forholdet mellom nødvendig luft og vannmengde per tid er lik forholdet mellom ammoniakkkonsentrasjonen i innløpsvannet (mol/mol) og ammoniakkkonsentrasjonen i utløpsluften.

I følge Ødegård (1992) trenger man 3 m³ luft per liter vann for å få lave nok NH₃-konsentrasjoner i utløpsvannet, det vil si at forholdet mellom luft og vann blir 3000. Gustin og Marinsek-Logar (2011) viste at økende luft/vann-forhold har positivt effekt, men til en viss grense. Denne grensen er luft/vann-forhold på 2000. For store luftmengder kan på grunn av fordamping kjøle ned vannet og redusere renseseffekten (Liao et al., 1995).

Unødvendig høy luft/vann-forhold er generelt sløsing med energi .

3.4.5. Effekten av pH i resirkulert syreblanding

Absorpsjonskolonnen i en lukket strippeanlegg vil fange ammoniakk fra strippekolonnen ved hjelp av syreløsning. Janus og van der Roest (1997) foreslår at syreløsningen har pH under 3.5 for å absorbere nok ammoniakk fra luften slik at rensesgraden i absorpsjonskolonnen blir høy. Katehis et al. (1998) resirkulerte syreblandingen og tilsatte mer syre for å holde pH under 2. Dårlig rensesgrad i absorpsjonskolonnen vil bety større ammoniakkonsentrasjon i innløpsluften til strippekolonnen. I følge Henry's lov vil konsentrasjonen av ammoniakk i luften være i likevekt med konsentrasjonen av ammoniakk i avløpsvannet som skal renses. Dette betyr at det vil være høyere konsentrasjoner av ammoniakk i utløpsvannet fra strippekolonnen når rensesgraden i absorpsjonskolonnen er lav.

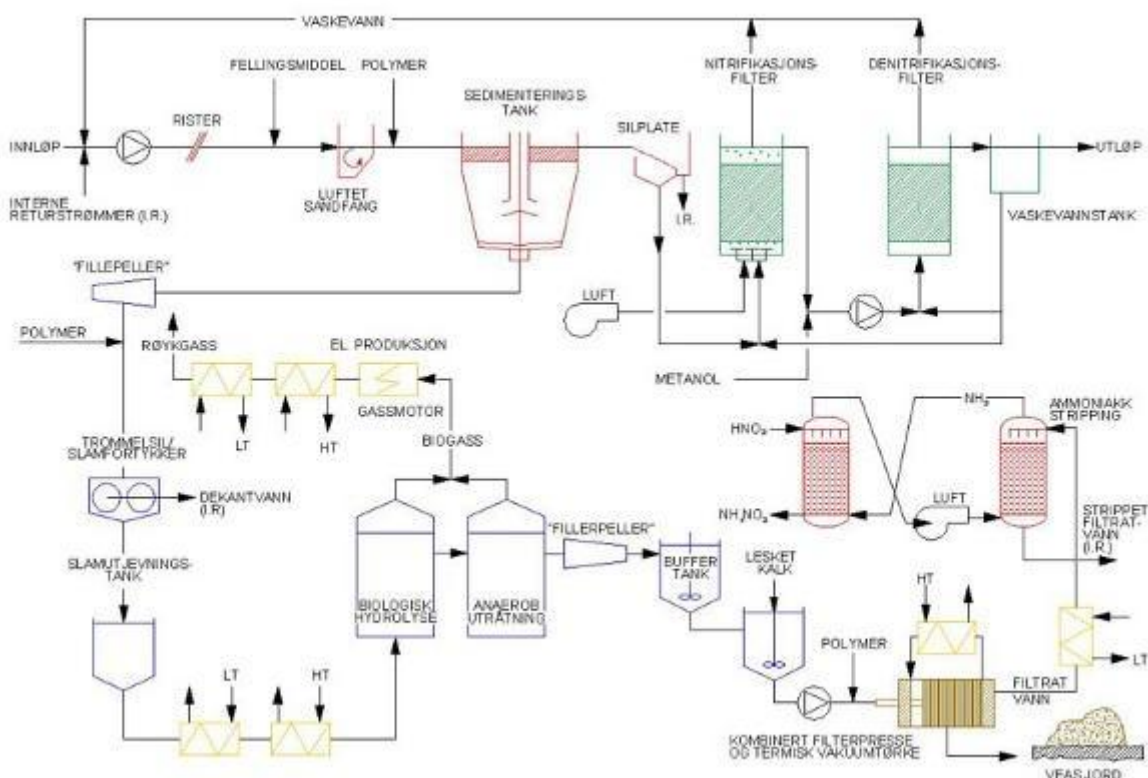
3.4.6. Effekten av andre parametere

Andre viktige faktorer er pakningsmateriale og pakningshøyde. Det finnes ulike type materialer som plastringer, treflis og steinsprut som kan brukes som pakningsmaterialer. Alam og Hossain (2009) har ved å studere ulike materialer vist at plastringer er mest effektive. Pakningshøyde er en veldig viktig faktor i en strippeanlegg. Undersøkelser har vist at renseseffekten forbedres med økende pakningshøyde som et resultat av at kontakttiden mellom vann og luft øker (Alam og Hossain, 2009).

4. OM STRIPPEANLEGGET VED VEAS

4.1. Om VEAS

Vestfjorden Avløpselskap (VEAS) er det største avløpsvannrenseanlegget i Oslo-Akershus og betjener i dag avløpsvannet fra over 650. 000 personer i Oslo, Bærum og Asker. VEAS eies av kommunene Asker, Bærum og Oslo, hvor Oslo er den største eieren. Anlegget som offisielt ble åpnet i 1983 er lokalisert i Asker kommune og innebygd i fjell. Anlegget ble først åpnet som et mekanisk-kjemisk renseanlegg for fjerning av fosfor og organisk materiale, men ble i 1995 utvidet med biologisk nitrogenrenseanlegg. Anlegget som skal fungere hele døgnet i alle dager av året, er relativt kompakt, automatisert og er ubemannet i mer enn 70 % av driftstida. Figur 4-1 viser generell oversikt over VEAS-prosessene.



Figur 4-1: VEAS-prosessene (VEAS)

4.1.1. Tilført avløpsvann og nitrogen

Tilførselen av avløpsvann og overvann til VEAS var på 108.4 mill. m³ i 2011, hvor 106.7 mill. m³ ble behandlet mens resten gikk til overløp. I 2011 ble 2834 tonn nitrogen tilført VEAS

Masteroppgave UMB 12 - Undersøkelse av rensegrader, driftsforhold og kostnader ved nitrogenfjerning og fangst med lukket ammoniakkstripping ved VEAS

renseanlegget og 70.5 % av dette ble fjernet. Det mekanisk-kjemiske trinnet sto for 13-15 % av dette, mens det biologisk rensetrinnet og det fysisk-kjemiske trinnet (strippeanlegget) sto for henholdsvis 43-45 % og 14-16 %.

4.2. Strippeanleggets oppbygging og materialer

Strippeanlegget ved VEAS er en lukket strippeanlegg og består av to kolonner, en strippekolonne og absorpsjonskolonne. Anlegget er designet etter motstrømsprinsippet og kolonnene er bundet sammen av to overføringsrør som går i "8-tall". Strippekolonnen og adsorpsjonskolonnen er laget av polypropylen (PP) og har indre diameter på 3 meter, og har total høyde på henholdsvis 10 meter og 8 meter. Begge kolonnene er fylt med Hiflow-plastringer som pakningsmateriale (filtermedium) og strippekolonnen og absorpsjonskolonnen har pakningshøyde på henholdsvis 5,9 meter og 3,4 meter. Plastringene har stor overflateareal og passer godt som filtermedium. På toppen av hver kolonne sitter 7 SpiralJet 90° dyser som sprer henholdsvis filtratvann (strippekolonnen) og syreblanding (absorpsjonskolonnen) over pakningsmaterialet. Før vannet pumpes inn i strippekolonnen gjennom dysene må vannet gjennom 2 silpottet som skal holde igjen større partikler for å hindre gjentetting av dyser. Silene har diameter på 150 mm, lengde på omtrent 1,2 meter og har åpninger på ca. 1,5 mm. Over dysene i hver kolonne sitter dråpefangere som skal hindre at vann blir med luften ut av kolonnene og inn i overføringsrørene. Luften sirkuleres i motstrøm til vannet ned gjennom strippekolonnen av en frekvensstyrt vifte som kan sirkulere luftmengde på opptil 55 000 Nm³/h.

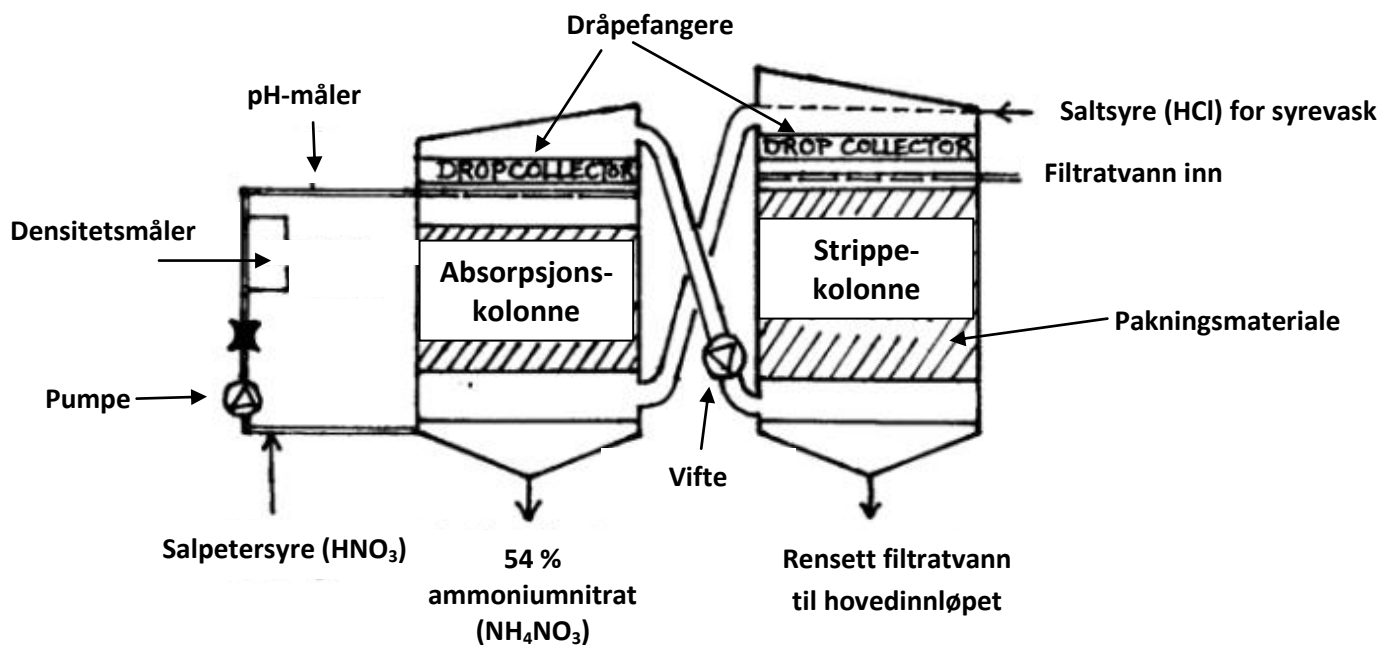


Figur 4-2: Strippeanlegget ved VEAS. Strippekolonnen i bakgrunnen til venstre og absorpsjonskolonnen til høyre.

4.3. Strippeprosessen

Slammet (bioresten) fra utråtningsanlegget til settes lesket kalk før kammerfilterpresseren for å lette avvanningen av slammet. Samtidig vil kalktilsetningen øke pH i filtratvannet før det strippest. I tillegg til kalk tilsettes slammet litt organisk polymer før avvanning i filterpresseren. Slammet avvannes med en kombinasjon av kammerfilterpresser og termiske vakuamtørkere. Temperaturen i pressene er så høy som 80 °C og dette fører til at filtratvannet har temperatur på rundt 40 °C når det når strippeanlegget. Filtratvannet fra kammerfilterpresseren pumpes, ved hjelp av en filtratvannspumpe, inn på toppen av strippekolonnen. Mellom filtratvannpumpen og strippekolonnen sitter silpottene som skal hindre at større partikler tetter dysene. Dysene sprer filtratvannet over pakningsmateriale (Hiflow ringene) i strippekolonnen. Filtratvannet vil møte motstrøm av sirkulasjonsluften som vil overføre ammoniakken (NH_3) i filtratvannet fra vannfase til gassfase. Luften med ammoniakk gassen vil føres ut via overføringsrør på toppen av strippekolonnen. Dette røret

fører luften ned til bunnen av absorpsjonskolonnen. Luften vil så gå oppstrøms gjennom kolonnen og vil møte en "dusj" av blandet salpetersyre (HNO_3) og resirkulert ammoniumnitrat som dysene sprer over pakningsmaterialet i absorpsjonskolonnen. Ammoniakk-gassen i luften vil deretter absorberes av syreblandingen til ammoniumnitrat (NH_4NO_3). Syretilsetningen reguleres slik 54 % ammoniumnitrat produseres. Den rensede luften føres tilbake til strippekolonnen ved at den trekkes ut av absorpsjonskolonnen via overføringsrør på toppen av kolonnen, og ned til bunnen av strippekolonnen. Ammoniumnitrattet som er sluttproduktet til strippeprosessen ved VEAS tas ut i bunnen av absorpsjonskolonnen og lagres i lagertank. Det strippede filtratvannet føres tilbake til hovedinnløpet til VEAS renseanlegg.



Figur 4-3: Lukket ammoniakkstripping ved VEAS (Sagberg et al., 2005)

5. METODE, MATERIALER OG GJENNOMFØRING

5.1. Bearbeiding og fremstilling av historiske data til lukket strippeanlegg ved VEAS

5.1.1. Bakgrunn

Effektiviteten i den fysisk/kjemiske nitrogenrenseprosessen som foregår i lukket strippeanlegg på VEAS påvirkes av ulike faktorer. I denne delen av rapporten vil det bli undersøkt effekten ulike faktorer har på renseanleggets effektivitet. Ved å studere og bearbeide historiske driftsdata tilgjengelig hos VEAS samt gjennomføre supplerende målinger vil man kunne vite mer om når anlegget har gått bra og når det har hatt dårligere resultater, og på den måten kan man finne ut hvilke faktorer som er viktigst for driften av renseanlegget.

Denne undersøkelsen gjennomføres med sikte på å vite mer om:

- Variasjon i strippekolonnens renseseffekt
- Variasjon og effekt av pH i filtratvannet inn på strippekolonnen
- Variasjon og effekt av ammoniumkonsentrasjon i filtratvannet
- Effekten av luftmengde, vannmengde og forholdet mellom dem.
- Effekten av pH i resirkulert ammoniumnitrat
- Absorpsjonskolonnens renseseffekt og effekten av den på fjerningen av ammonium/ammoniakk.

I tillegg til dette vil temperaturutviklingen i strippeanlegget og effekten av temperaturforholdene undersøkes. Vurderingen av effekten av faktorer som pakningsmaterialer, vedlikehold av anlegget og dysenes blir ikke med i denne rapporten.

5.1.2. Laboratoriumsdata

Laboratoriet ved VEAS tar ukentlige stikkprøveanalyser av innløpsvann og utløpsvann til strippekolonnen. Innløpsvannet analyseres med hensyn på pH, ammonium/ammoniakkonsentrasjon og TOC-innhold. Fra utløpsvannet måles pH og

ammonium/ammoniakkonsentrasjon. Ammonium/ammoniakkonsentrasjonen i inn- og utløpsvannet benyttes til å regne ut strippekolonnens renseseffekt.

Stikkprøver av ammoniumnitraten som er sluttproduktet til strippeprosessen tas i ulike steder. Det tas prøve av ammoniumnitraten i oppsamlingstanken to ganger i uken.

Parameterne som analyseres er pH, densitet, TOC, kloridinnhold og temperatur. I tillegg tas ukentlige analyser av ammoniumnitraten i pumpesumpen i bunnen av absorpsjonskolonnen med hensyn på pH. Til slutt analyseres pH, densitet og temperatur til resirkulert ammoniumnitratløsning

Tabell 5-1 og Tabell 5-2 viser oversikt over hvilke parametere som analyseres og tilhørende analysemetoder.

Tabell 5-1: Laboratoriumsprøver av innløp- og utløpsvann til strippekolonnen ved VEAS og parametere som analyseres.

Prøve av filtratvannet (innløpsvannet) til strippekolonnen (1 gang per uke)			
Parameter	Enhet	Analysemetode	Akkreditert analyse
PH		NS 4720	Nei
Ammonium	mg N/L	Intern	Nei
TOC	g/L	NS-EN 1484 1.utg	Nei
SS	mg/L	NS 4733	Nei
Prøve av rejektivannet (utløpsvannet) til strippekolonnen (1 gang per uke)			
PH		NS 4720	Nei
Ammonium	mg N/L	Intern	Nei

Tabell 5-2: Laboratoriumsprøver av produsert ammoniumnitrat og parametere som analyseres.

Prøve av resirkulert ammoniumnitrat (1 gang per uke)			
Parameter	Enhet	Analysemetode	Akkreditert analyse
PH	-	NS 4720	Nei
Densitet	g /cm ³	-	Nei
Temperatur	° C	-	Nei
Prøve av ammoniumnitrat fra pumpesump (1 gang per uke)			
PH	-	NS 4720	Nei
Prøve av ammoniumnitrat fra oppsamlingstank (2 ganger per uke)			
PH	-	NS 4720	Nei
Densitet	g/cm ³	-	Nei
TOC	mg/L	NS-EN 1484 1.utg	Nei
Klorid	mg Cl/L	Dr Lange kyvetter	Nei
Temperatur	° C	-	Nei

5.1.3. Data fra Driftkontrollsentret (DKS)

Flere driftsparametere i strippeanlegget logges online. Disse dataene logges i VEAS sin Driftkontrollsentret (DKS) og data for flere år tilbake kan hentes ut etter ønske. Tabell 5-3 viser oversikt over et utvalg av online-målere tilknyttet strippeanlegget som er relevant for denne undersøkelsen. Flere av målerne og er ikke kalibrert og viser målefeil av ulike størrelser og variasjoner.

Tabell 5-3: Utvalg av online-målere tilknyttet strippeanlegget ved VEAS.

Målernavn	Måler	Enhet
STR FT01	Mengde filtratvann tilført strippekolonnen	L/s
STR QT01	PH-måler. Måler pH på tilført filtratvann	-
STR TT01	Temperaturmåler på filtratvannet inn på strippekolonnen	° C
STR TT02	Temperaturmåler på sirkulasjonsluften i strippeanlegget	° C
STR FT03	Mengde måler på sirkulasjonsluften i strippeanlegget	m ³ /h
STR PT01	Trykkmåler i bunn av strippkolonne	mbar
STR PT02	Trykkmåler på topp av strippkolonne	mbar
ABS FT03	Mengdemåler på resirkulert ammoniumnitrat	L/s
SALP FT01	Måler mengden salpetersyre som tilsettes resirkulert ammoniumnitrat	L/min
ABS QT02	PH-måler. Måler pH på resirkulert ammoniumnitrat	-
ABS QT03	Densitetsmåler. Måler densitet til resirkulert ammoniumnitrat	Kg/L
ABS PT01	Trykkmåler i bunn av absorpsjonskolonne	mbar
ABS PT02	Trykkmåler på topp av absorpsjonskolonne	mbar

5.1.4. Ammoniakkmålinger i luftbanen

For å kunne regne ut hvor godt strippekolonnen renses vannet for ammoniakk eller absorpsjonskolonnen renses sirkulasjonsluften for ammoniakk vil målinger av hvor mye ammoniakk det er i ulike steder i luftbanen være viktig. Ammoniakkkonsentrasjonen fra absorpsjonskolonnen vil fortelle hvor effektivt luften renses før den på ny går inn i strippekolonnen. Det er viktig å se målingene i sammenheng med andre driftsparametere, blant annet strippekolonnens renseeffekt og pH i resirkulert ammoniumnitrat. Derfor bør målingene tas samtidig med prøver av innløpsvann og utløpsvann på strippekolonnen og resirkulert ammoniumnitratløsning. Ammoniakkmålingene foretas ved hjelp av en Dräger accuro pumpe for gasspåvisning og Dräger-rør for ammoniakkmålinger.

Målingene tas fra to forhåndsborede hull på de to overføringsrørene. Det ene hullet er boret på innløpsrøret til absorpsjonskolonnen, rett før innløpet, og der måles konsentrasjonen før luften er renses i absorpsjonskolonnen. Det andre hullet er boret på innløpsrøret til strippekolonnen, nede ved viften, på trykksiden, og der måles konsentrasjonen ut av absorpsjonskolonnen.

Måleprosedyre:

1. Klargjør Dräger etter anvisningen som følger med. Husk å nullstille telleren
2. Velg riktig rør.
3. Knekk glass-tuppen på begge sider av røret og sett røret inn i pumpen. Husk riktig retning. Start målingen straks.
4. Husk antall riktige pumpeslag. Antall pumpeslag er angitt i rørbeholderen og røranvisning som følger med.
5. Husk å klemme pumpen helt inn og vent til fjærbelastet utvidelse har stanset så fullt luftvolum suges inn.
6. Les av måleverdi og noter det.



Figur 5-1: Bilde av Dräger accuro pumpe for gasspåvisning

5.1.5. Datautvalg og fremstilling

- Laboratorium analyser av ammonium/ammoniakk konsentrasjoner i inn- og utløpsvannet inn på strippekolonnen fra perioden januar 2009 til april 2012, til sammen 133 uker, vil bli studert og bearbeidet for å gi grafisk fremstilling av strippeanleggets renseseffekt med hensyn på nitrogenfjerning, samt variasjoner i ammoniakkkonsentrasjoner over tid.
- Laboratorium analyser av pH i innløpsvannet i samme periode fremstilles for å vise pH-variasjoner i innløpsvannet og effekten av pH med hensyn på nitrogenfjerning.
- Laboratorium analyser av pH i resirkulert ammoniumnitrat i samme periode benyttes og korreleres med strippeanleggets renseseffekt på nitrogen.

- Dager hvor renseseffekten med hensyn på nitrogen var høyest og lavest velges ut. De 20 høyeste og laveste dagene med hensyn på nitrogenfjerning velges ut, heretter kalt "topp 20" og "bunn 20". Dette utvalget korreleres med timesverdier av luftmengde, filtratvannmengde og beregnet luft/vann-forholdet. Timesverdiene hentes fra DKS.
- Resultatet av ammoniakkmålingene i luftbanen benyttes for å sammenstille renseseffekten i henholdsvis strippekolonnen og absorpsjonskolonnen.

5.2. Temperaturutvikling i strippeanlegg og effekt av temperatur

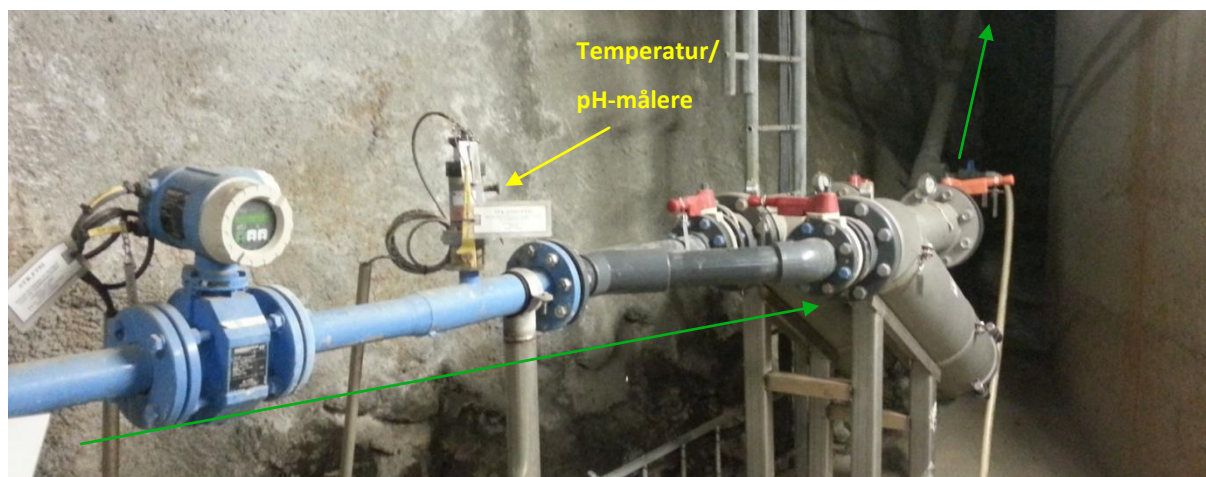
5.2.1. Bakgrunn

Temperatur sies å være viktig for ammoniakkestripping. I følge teorien vil mer ammonium bli strippet fra vannet jo høyere temperaturen i vannet er, da mer ammonium blir konvertert til ammoniakk. I tillegg vil høyere temperatur redusere ammoniakkens løselighet i vannet slik at ammoniakken lettere kan fjernes fra vannet. I denne rapporten vil temperaturforholdene til det lukkede strippeanlegget ved VEAS bli undersøkt. Det er ønskelig å finne ut om filtratvannstemperaturen og lufttemperaturen, samt å få bilde av temperaturutviklingen i strippeanlegget og viftens energitilførsel.

5.2.2. Temperaturmålere og plassering

Det er to online temperaturmålere i forbindelse med strippekolonnen.

Vanntemperaturmåler STR_TT01 er plassert før strippekolonnen og måler temperaturen i filtratvannet i innløpsrøret til strippekolonnen, mens lufttemperaturmåler STR_TT01 måler lufttemperaturen og er plassert på viftens trykkside, midt i røret. Strippeanlegget har ingen online målere som måler temperaturen til utløpsvannet og luften ut av strippekolonne. Disse vil bli målt manuelt.



Figur 5-2: Bildet viser filtratvannmengdemåler, temperatur/pH-måler og siler mot gjentetting av dyser. Filtratvannpumpen sitter før mengemåleren. Grønn pil viser strømningsretningen.

Tabell 5-4: Oversikt over temperaturmålere og plassering.

Nr	Måler-ID i DKS	Målerplassering
1	Vanntemperaturmåler STR_TT01	På innløpsrøret til strippekolonnen, se Figur 5-2
2	Lufttemperaturmåler STR_TT01	På viftens trykkside, midt i røret fra absorpsjonskolonne

5.2.3. Manuell temperaturmålinger

Manuelle temperaturmålinger vil bli tatt av filtratvannets innløp- og utløpstemperatur og temperaturen til luften inn og ut av strippekolonnen. Målingene blir tatt ved bruk av Testo Waterproof Mini termometer.

Temperaturen av innløpsvann og utløpsvann til strippekolonnen måles ved at vannet fra henholdsvis innløpskranen og utløpskranen (rejektvannkranen) fylles i en bøtte.

Temperaturen måles straks. Målepunktene er til lufttemperaturen er to forhåndsborede hull i overføringsrørene. Temperaturen til luften inn i strippekolonnen måles fra et hull i overføringsrøret på trykksiden av viften, mens temperaturen ut av kolonnen måles fra et hull boret midt på røret fra strippekolonnen til absorpsjonskolonnen. Termometeren stikkes helt inn i hullet og holdes rolig til målingen er ferdig.

5.2.4. Datautvalg

Data fra Driftskontrollsentret (DKS) og manuelle målinger vil benyttet til å studere temperaturutviklingen i strippeanlegget. Døgnmiddelverdier for alle døgn i perioden 2009 til

2011 til studeres for å finne ut om temperaturøkningen i luftbanen. Resultatet vil bli presentert grafisk. Det vil også bli tatt manuelle temperaturmålinger for å supplere tilgjengelig data.

5.3. Trykktapsberegninger i lukket strippanlegg

5.3.1. Bakgrunn

En betydelig del av driftskostnadene til et lukket strippingsanlegg er knyttet til energiforbruket til luftresirkuleringsbanen. I pilotforsøk med lukket stripping på rensed avløpsvann i Drammen utført av Lasse Vråle (1992) ble det funnet ut at overføringsrørene sto for nesten 40 % av det totale energiforbruket. Energikostnadene utgjør den nest største kostnadsposten i VEAS sin strippingsanlegg. Det er derfor ønskelig å undersøke trykktapene i de ulike prosessenhetene, spesielt trykktapene i overføringsrørene. Ulike tiltak kan drøftes og foreslås basert på funnene. Hvis det viser seg at trykktapet i rørene er betydelig kan det løses ved eventuell ny utbygning.

I denne undersøkelsen benyttes historisk data fra Driftskontrollsystemet (DKS) ved VEAS. Et representativ utvalg av disse dataene brukes til å fastslå trykktapet i ulike prosessenheter i strippingsanlegget. Dataene består av målte døgnmiddelverdier av trykk, luftmengde og lufttemperatur. Alle disse parameterne ble målt automatisk og måleverdiene ble registrert i DKS. Luftmengde benyttes for å beregne lufthastighet mens lufttemperatur benyttes til beregningen av dynamisk trykk via luftdensiteten. Dessuten vil temperaturøkningen i luftbanen være et uttrykk for om friksjonen i luftrørene er betydelig. Temperaturøkningen vil også være gunstig for strippeprosessens reaksjonshastigheter.

5.3.2. Trykkmålere og plassering

Det er plassert 4 automatiske trykkmålere i strippingsanlegget. Tabell 5-5 viser oversikt over trykkmålere og plassering i anlegget.

Tabell 5-5: Oversikt over trykkmålere og plassering.

Nr	Måler-ID i DKS	Målerplassering
1	STR PT01	I bunn av strippekolonnen hvor luften kommer inn fra trykksiden på vifta
2	STR PT02	På topp av strippekolonnen, over dråpefanger hvor ammoniakken er overført til luften før den transporteres i rør på skrå ned i bunn av absorpsjonstårnet
3	ABS PT01	I bunn av absorpsjonskolonnen hvor ammoniakkholdig luft strømmer opp og motstrøms i innpumpet dusj av resirkulert ammoniumnitrat som stadig innblandes med ny salpetersyre
4	ABS PT02	På topp av absorpsjonskolonne, over dråpefanger hvor ny rensset luft for ammoniakk overføres ut av absorpsjonskolonnen og på skrå ned til vifta og videre inn i bunn av strippekolonnen hvor ringen i åttetallsbanen er sluttet.

**Figur 5-3: Trykkmåler ABS_PT02 plassert på topp av absorpsjonskolonnen.**

5.3.3. Målenøyaktig og kalibrering

Etter nærmere titt på historisk data fra perioden 2009 til 2011 ble det oppdaget at trykkmålerne ikke var kalibrerte og viste feil måleverdi. Dette viste seg ved at trykkmålerne ga utslag når vifta som driver lufta i det lukkede strippeanlegget var helt slått av. Gjennomsnittlig målefeil i hver trykkmåler ble satt til gjennomsnittet av døgnmiddelverdiene av feilutslaget til 42 døgn som anlegget var slått av i alle 24 timer av døgnet. Det er

trykkmåleren på toppen av strippekolonnen som viser størst målefeil, noe som betyr at trykktapet i strippekolonnen var større enn målerne viste.

Tabell 5-6 viser målefeilene i de fire trykkmålerne.

Tabell 5-6: Gjennomsnittlig målefeil over 42 døgn som anlegget var stoppet (perioden 2009-2011).

Trykkmåler	Gjennomsnittlig målefeil	
	mbar	Pa
Trykkmåler STR_PT01 i bunn av strippekolonne (målefeil i totaltrykket)	0,660	66
Trykkmåler STR_PT02 på topp av strippekolonne (over dråpefanger)	2,870	287
Trykkmåler ABS_PT01 på bunn av absorpsjonskolonne	0,010	1
Trykkmåler ABS_PT02 på topp av absorpsjonskolonne (over dråpefanger)	0,000	0

Trykkmåler STR_PT02 på toppen av strippekolonnen viste 2,870 mbar når lufthastigheten i sirkulasjonsbanen var 0 m³/h når den skulle være 0,000 mbar.

5.3.4. Datautvalg

Tabell 5-7 viser et utvalg av trykkmålinger som er døgnmiddelverdier fra perioden 2009-2011. Utvalget er fra døgn med normal drift, dvs døgn der anlegget ikke har vært stoppet samtidig som driftsparametrene filtratvannmengde, luftmengde og temperatur var som ved normal drift. Trykkmåleren etter viftens trykkside lå i bunn av strippekolonnen. Måleverdien til denne måleren er representert som totaltrykket i kolonnen til venstre før måledato. Totaltrykket før korleksjon for målefeil varierte mellom 1755 Pa og 2237 Pa. Trykket målt over dråpefanger til strippekolonnen var i gjennomsnittet 1310 Pa. Det er denne trykkmåleren som viste størst målefeil som vist i Tabell 5-6. Trykkmålerne i bunn og på topp av absorpsjonskolonne målte trykk på henholdsvis 790 Pa og 370 Pa. Disse to sist nevnte målerne hadde liten eller ingen målefeil. Trykket i viftens sugeside ble anlått til 0.

Tabell 5-7: Utvalg av trykkmålinger fra Driftskontrollsystemet (DKS)

Måledato	Totaltrykk		Trykkmålinger				Luftmengder	
	mbar	Pa	STR-kolonne, topp*	ABS-kolonne, bunn	ABS-kolonne, topp*	Vifte, sugeside**	Luft-	Luft-
							mengde	temp
		Trykk (mbar)		m ³ /h	° C			
01.01.2009	21,9	2191	13,7	8,9	3,7	0,0	48090	46,5
16.01.2009	22,4	2237	13,6	8,6	3,7	0,0	48084	44,6
25.07.2009	17,6	1764	12,5	7,0	3,5	0,0	44915	48,2
02.05.2010	18,3	1827	13,0	8,2	3,7	0,0	45919	40,0
11.06.2010	19,2	1920	12,9	7,6	3,7	0,0	49374	39,6
28.11.2010	19,1	1908	13,1	7,8	3,7	0,0	45824	37,5
21.03.2011	20,0	2000	13,3	8,8	3,8	0,0	45924	48,0
12.06.2011	18,5	1853	13,2	7,6	3,8	0,0	45221	48,1
08.09.2011	17,6	1755	13,1	6,3	3,8	0,0	45279	48,1
Gjennom- snitt	19,4	1939	13,1	7,9	3,7	0,0		

STR-kolonne = strippekolonne,

ABS-kolonne = absorpsjonskolonne

* Trykkmåler ligger over dråpefanger.

** Trykket ved viftens sugeside antas å være 0

5.4. Driftskostnader for nitrogenfjerning ved VEAS

5.4.1. Bakgrunn

Nitrogenfjerning ved lukket stripping har ved tidligere driftskostnadsberegninger utført av VEAS vist seg å være vesentlig rimeligere enn nitrogenfjerning ved biologisk rensetrinn.

Kostnadsoverslaget fra 1999 (Tabell 5-8 og Tabell 5-9) viser at kostnadene for nitrogenfjerning ved lukket stripping var 55 % av kostnadene ved biologisk rensetrinn.

Dessuten har det opp gjennom tidene vært mange ulike oppfatninger om kostnader knyttet til lukket stripping og i Ensløv i Sverige ble strippeanlegget nedlagt i 2006 og hadde vesentlig høyere kostnader (Arntzen, 2012). I denne VEAS rapporten vil det foretas ny kostnadsoppdatering for å se om lukket stripping fortsatt er billigere i drift enn biologisk rensetrinn. Kostnadsoppdateringen i denne rapporten vil baseres på driftsåret 2011.

Beregningene fra 1999 i Tabell 1 og Tabell 2 viser kostnadsforholdet mellom nitrogenfjerning ved lukket stripping og biologisk rensetrinn.

Tabell 5-8: Kostnader knyttet til nitrogenfjerning ved lukket stripping (1999). (VEAS)

Kostnadspost	NOK kr/kg N fjernet
Energikostnader (<i>drift av pumper og vifter</i>)	0,82
Netto salpetersyrekostnader (<i>salpetersyre kostnader til rensing av NH₃ i ABS-kolonne fra trukket inntekter fra salg av ammoniumnitrat</i>)	1,78
Syrevaskkostnader (<i>kostnader til HCl for rutinevask av strippekolonne</i>)	0,21
Sum kostnader	2,81

Tabell 5-9: knyttet til nitrogenfjerning ved biologisk rensetrinn (1999). (VEAS)

Kostnadspost	(NOK kr/kg N fjernet)
Energikostnad (<i>for lufting av filtre. Driftblåsemaskiner og pumper til denitrifikasjon</i>)	0,70
Vaskevannkostnad (<i>Strøm til spyling av filtre</i>)	0,27
Fosforsyre (<i>dosering for optimal drift av biofiltrene</i>)	0,25
Slambehandling (<i>andel slam fra biofiltre</i>)	1,16
Metanol (<i>ekstern karbonkilde til denitrifikasjon</i>)	2,67
Sum kostnader	5,04

Kostnadsberegningene fra 1999 inkluderte kun marginalkostnader (driftskostnader) og ikke kapitalkostnader herunder utskiftning av deler på anlegget. Kostnadsoppsettet for 2011 vil være oppbygget på samme for 1999, men beregningsfaktorer og innsats vil bli vurdert på nytt. Nærmere beskrivelse av kostnadspostene og tilhørende innsatser følger nedenfor.

5.4.2. Beregningsgrunnlag

Beregningene baseres på at 1231,60 tonn og 397,62 tonn nitrogen ble fjernet i henholdsvis biologisk rensetrinn og strippeanlegget. I 2011 ble forbruk 36,06 GWh til en gjennomsnittlig pris på 0,45 kr/kWh.

Tabell 5-10: Beregningsgrunnlag for kostnader

Beregningsgrunnlag for kostnader	
Totalt fjernet nitrogen i 2011	1998,00 tonn N
- Ved lukket stripping	397,62 tonn N
- Ved biologisk trinn	1231,60 tonn N
Total energiforbruk ved hele VEAS anlegget i 2011	36,06 GWh
Gjennomsnittlig strømpris i 2011	0,45 kr/kWh

5.4.3. Kostnadsposter knyttet til nitrogenfjerning ved lukket stripping (STR)

Energiforbruk:

Energikostnadene utgjorde den nest største kostnadsposten for lukket stripping. Viften hadde det største energiforbruket i beregningene fra 1999, med effektforbruk på 55 kW. Filtratvannspumpen, rejektivannspumpen og rundpumpen hadde til sammen effektforbruk på 37 kW. Det ble lagt til grunn at strippeanlegget hadde totalt effektforbruk på 92 kW. I 1999 ble det regnet med årlig driftstid på 8760 timer, noe som betyr at det ikke har vært tatt hensyn til at anlegget ikke er i drift i perioder på grunn av vedlikehold. I 2011 har viften til strippeanlegget vært stoppet i totalt 1046 timer, noe som tilsvarer 12 % nedetid. Det vil si at anlegget har vært i drift i 7714 timer i 2011.

I VEAS rapport nr 05-01 blir det grovt anslått at energiforbruket til strippeanlegget er 2,5 % av det årlige totalforbruket til VEAS. I 2011 var energiforbruket til VEAS på 36,06 GWh, noe som betyr at 901500 kWh har gått til strippeanlegget hvis anslaget i rapporten legges til grunn. Det må i midlertidig understrekes at det totale energiforbruket til VEAS som er anslått i rapporten er 9% mer enn målt energiforbruk. Differansen er trolig feil i antall driftstimer for enkeltkomponentene som er lagt til grunn for beregningene.

I artikkel Sagberg og Berg (2000) er det angitt at viften og pumpene hadde effektforbruk på henholdsvis 55 kW og 31 kW, til sammen 86 kW. Dette er maks effektforbruk og tar ikke hensyn til at viften og/eller pumpene ikke går på maks effekt. Det ble derfor foretatt en avlesning av viftens forbruk under normal drift som viste forbruk på 90 ampere ved 400 volt, det vil si effektforbruk på 36 kW. Avlesningen viste at viften kun brukte 65 % av det maksimale effektforbruket.

I videre beregninger vil effektforbruket til vifte og pumper bli satt til henholdsvis 36 kW og 37 kW. Årlig energiforbruk vil da være på 563122 kWh.

Tabell 5-11: Energiforbruk til strippeanleggets ulike deler.

Prosessenhet	Effektforbruk	Enhet
Vifte	36,00	kW
Filtratvannspumpe	11,00	kW
Rejektvannspumpe	15,00	kW
Rundpumpe	11,00	kW
Strippeanleggets totale effektforbruk	73,00	kW

Salpetersyreforbruk og salg av ammoniumnitrat:

Kostnadene til salpetersyre er de største driftskostnadene hos VEAS sin strippeanlegg. I 1999 utgjorde det over 60 % av kostnaden for fjerning av 1 kg nitrogen. I 2011 ble det forbrukt 2700 tonn salpetersyre til en gjennomsnittlig pris på 1474 kr/tonn. Som for i 1999 blir noe av denne kostnaden i midlertidig redusert av salget av ammoniumnitrat (AN) til Yara Norge. I 2011 var produksjonen av AN på 4018 tonn, noe som genererte salgsinntekt på 1 476 615 kr.

Forbruk av saltsyre til vedlikehold

Strippekolonnen og absorpsjonskolonnen syrevaskes hver 7-9 uke med saltsyre. Det tilsvarer 6-8 vask i året. For hver syrevask blir det normalt brukt 3 m³ saltsyre (med styrke 37 %) fortynnet med vann til å løse opp kalkavleiringer i pakningsmaterialet. Dette utføres ved at syreløsningen sirkuleres i kolonnen gjennom dysene over dråpefangerne. I likhet med beregningene fra 1999 forutsettes det 7 årlige syrevask med saltsyreforbruk på 21 m³, det tilsvarer omtrent 25 tonn. For VEAS var gjennomsnittlig innkjøpspris for saltsyre (37 %) 2267 kr/ tonn i 2011.

5.4.4. Kostnadsposter knyttet til nitrogenfjerning ved biologisk rensetrinn (BIO)**Energiforbruk (BIO):**

Driftblåsemaskinen som tilfører prosessluft til nitrifikasjonsfiltrene og pumper til denitrifikasjon har det største energiforbruket i det biologiske rensetrinnet. Blåsemaskinen har energiforbruk på 0,294 kWh per Nm³ prosessluft. Gjennomsnittlig luftforbruk per time for 2011 var på 24340 Nm³ over 8760 driftstimer, noe som betyr energiforbruk på over 17 % av total forbruket til VEAS for 2011. Luftforbruket til blåsemaskinene blir avlest av VEAS daglig og det er avlesningene fra 2011 som er grunnlaget for beregningene. Avlesning fra Driftkontrollsenteret viste at de 12 denitrifikasjonspumpene hadde gjennomsnittlig effektforbruk på 308 kW, noe som tilsvarer energiforbruk 2701584 kWh. I beregningene fra Masteroppgave UMB 12 - Undersøkelse av rensegrader, driftsforhold og kostnader ved nitrogenfjerning og fangst med lukket ammoniakkstripping ved VEAS

1999 har man kun medtatt energikostnadene forbundet med driftblåsemaskinene og samtidig ble det antatt kun 50 % av prosessluften fra blåserne gikk til nitrogenfjerning. Dette virker for lavt og settes opp til 70 %.

Metanol:

Metanolforbruket bærer med seg den største enkeltkostnaden for biologisk N-fjerning. I følge beregningene fra 1999 utgjorde det litt over halvparten av kostnadene. I 2011 ble det forbrukt 4092 tonn metanol. Gjennomsnittsprisen for metanol var på 2570 kr/tonn.

Fosforsyre:

Forbruket av fosforsyre utgjør neglisjerbar andel av kostnadene, men det tas med likevel. I 2011 ble det forbrukt omtrent 4.5 tonn fosforsyre til en pris av 8650 kr/tonn.

Slambehandling:

VEAS har i året 2011 kjørt ut 33914 tonn behandlet slam (tørrstoff), hvor hovedparten av slammet kommer fra det kjemiske rensetrinnet. Hvor mye av slammet som kommer fra det biologiske rensetrinnet er usikkert. Det gjøres derfor et anslag basert på Aquateam-rapport nr. 11-024 (2011) om beregning av slamproduksjon ved VEAS. I følge beregningene utgjør tørrstoffet fra det biologiske trinnet ved VEAS omtrent 16 % av total tørrstoffproduksjon ved VEAS.

Kostnadene forbundet med slambehandling er i hovedsak energikostnader og forbruk av kjemikalier (kalk og polymer). I 2011 gikk 9120000 kWh til slambehandling. Samtidig ble det brukt 3262 tonn kalk og 83 tonn polymer.

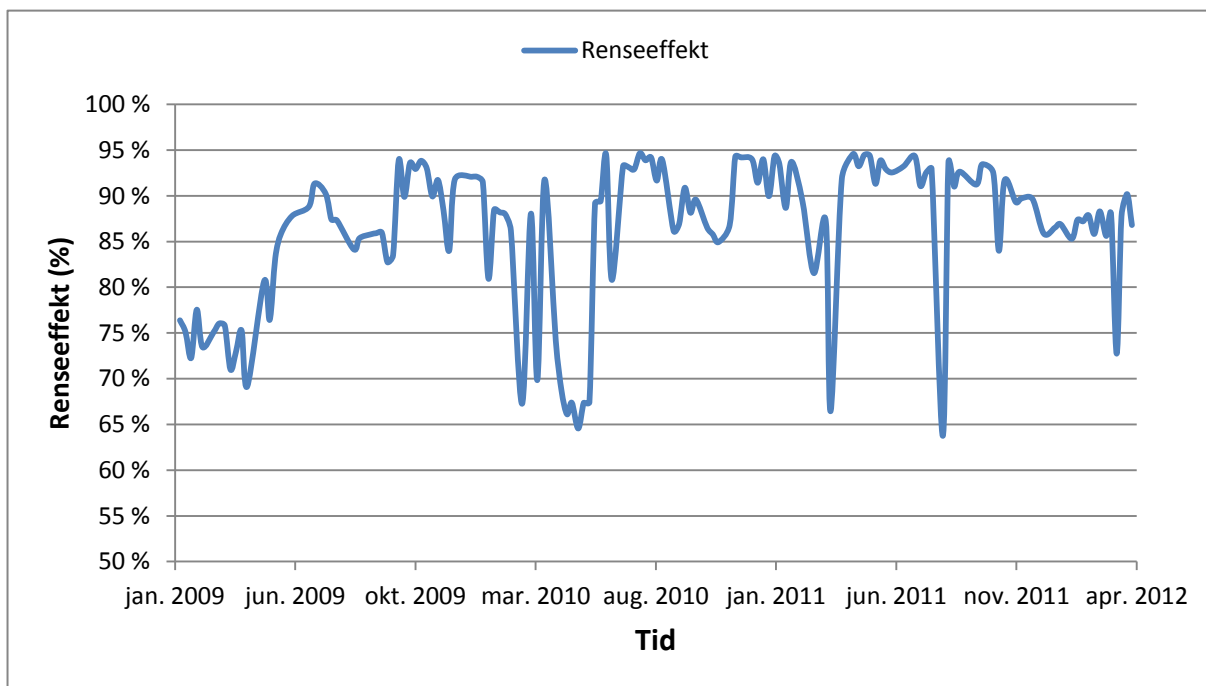
Vaskevannskostnad. Spyling av biologiske filtre:

I følge VEAS rapport nr 05-01 forbrukte vaskeblåsere (0,72 %) og vaskevannspumper (1,44 %) 2,16 % av total energiforbruk. Selv om det er basert på grove anslag brukes det i videre beregninger. Vaskekostnadene utgjør uansett en veldig liten del av totalkostnadene.

6. RESULTATER

6.1. Variasjoner i renseeffekt

Strippekolonnens renseeffekt ble beregnet og fremstilt med bakgrunn på historiske laboratoriums data. Resultatet er gitt figuren nedenfor.

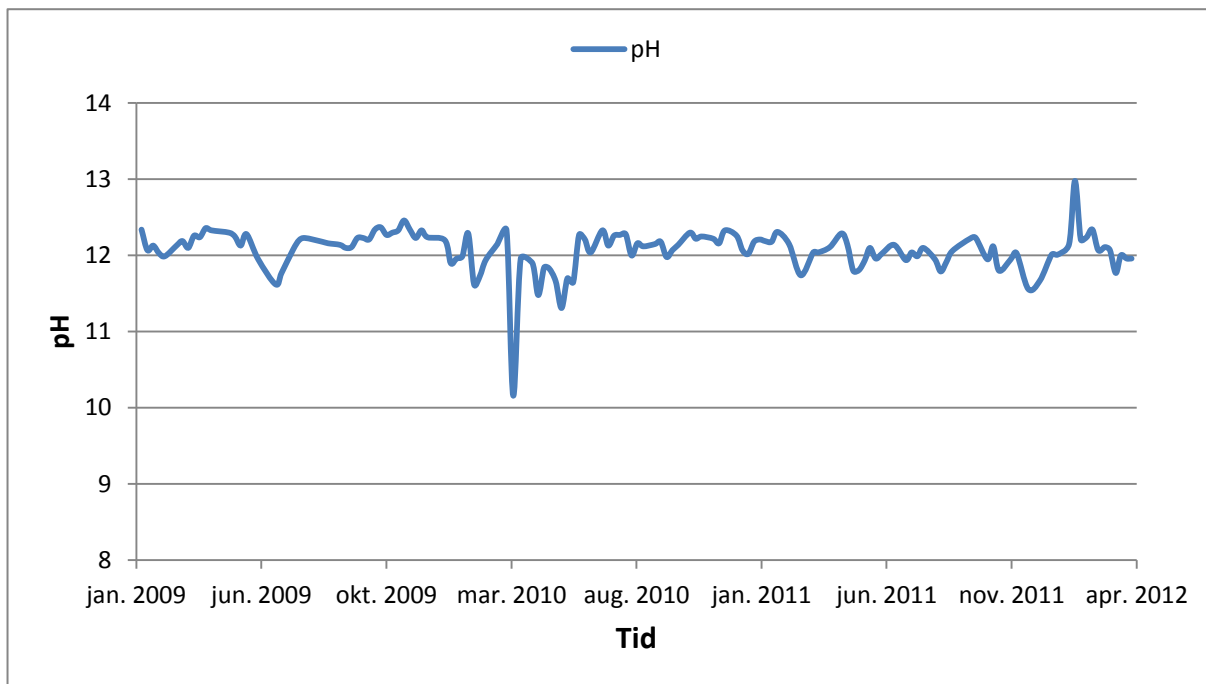


Figur 6-1: Variasjoner i strippekolonnens renseeffekt på nitrogen i innløpsvannet ved VEAS

Renseeffekten ble regnet ut ifra N-innholdet i innløpsvannet og utløpsvannet. Figur 6-1 viser strippekolonnens renseeffekt over 133 uker fra januar 2009 til april 2012. Renseeffekten for stikkprøvene fra den undersøkte perioden har variert mellom 63,7 % og 94,7 %, med medianen og gjennomsnitt på henholdsvis 88,3 % og 86,4 % . I årsmelding 2011 fra VEAS er det rapportert at strippeanlegget over året hadde 92 % reduksjon av ammonium/ammoniakk i filtratvannet, noe som er høyere enn gjennomsnittlig renseeffekt for stikkprøvene.

6.2. Svingninger og effekt av pH i innløpsvannet

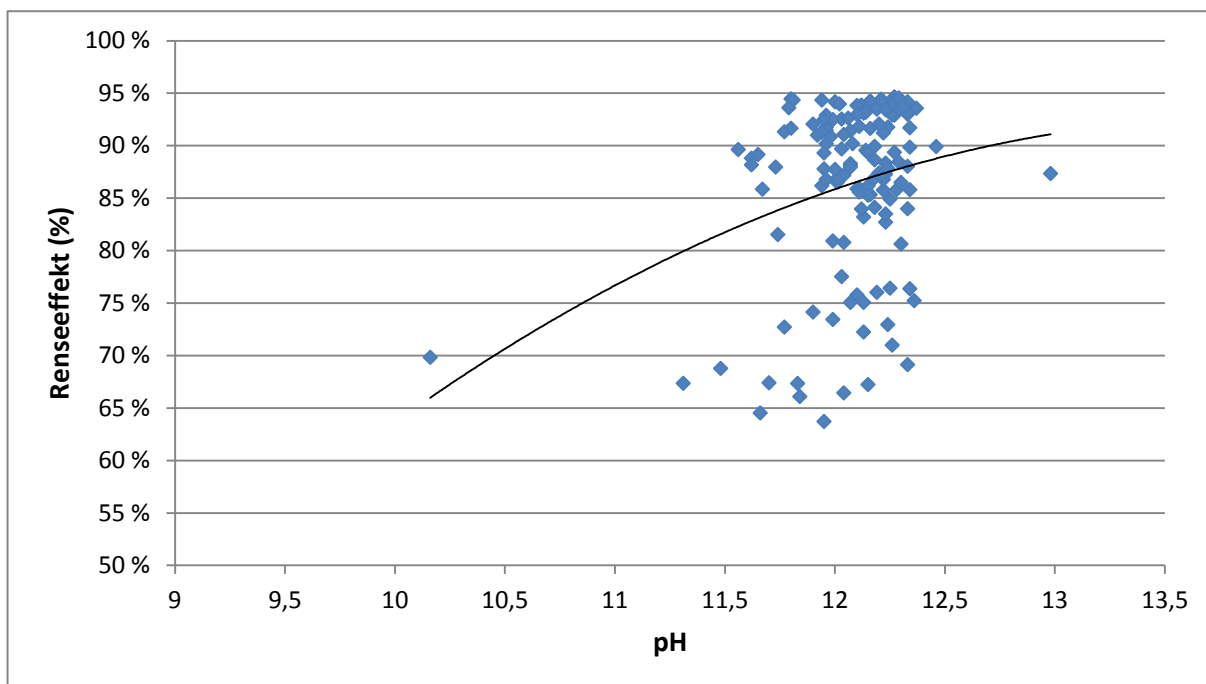
PH verdiene i innløpsvannet (filtratvannet fra kammerfilterpressen) er grafisk fremstilt nedenfor i Figur 6-2. Fremstillingen er basert på laboratorium verdiene.



Figur 6-2: Variasjoner i pH i innløpsvannet til strippekolonnen

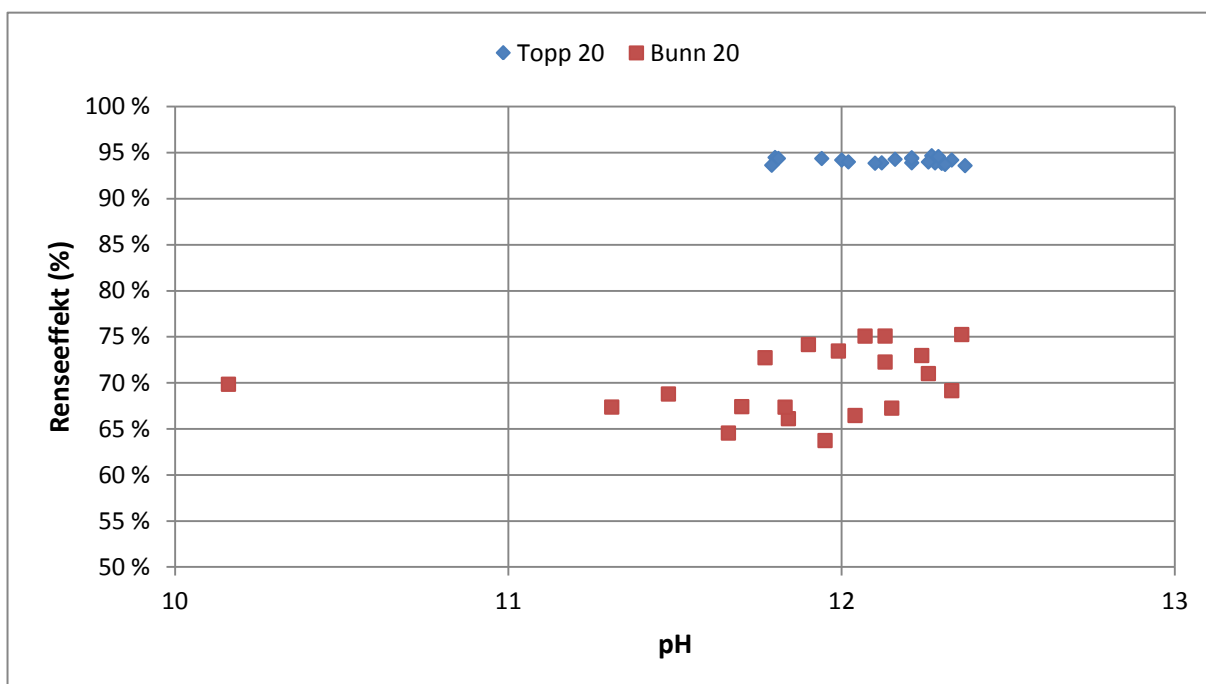
pH i innløpsvannet har vært relativt stabil. Figur 6-2 viser at pH i innløpsvannet har variert mellom 10.16 og 12.46, med median 12.13. Ser man bort fra de to ytterverdiene på henholdsvis 10.16 og 12.46 har pH ellers ligget mellom 11.3 og 12.5.

Korrelasjonen mellom pH og renseeffekt på Figur 6-3 viser at renseeffekten øker med høyere pH. pH ble også korrelert med renseeffekten fra de dagene hvor renseeffekten var best og dårligst, de såkalt "topp 20" og "tunn 20" resultatene. Figur 6-4 viser at pH i innløpsvannet i hovedsak lå i overkant av 12 på de dagene strippekolonnen hadde høyest rensegrad. Samtidig viser figuren at pH var lik eller lå over 12 på halvparten av de 20 dagene hvor renseeffekten var lavest.



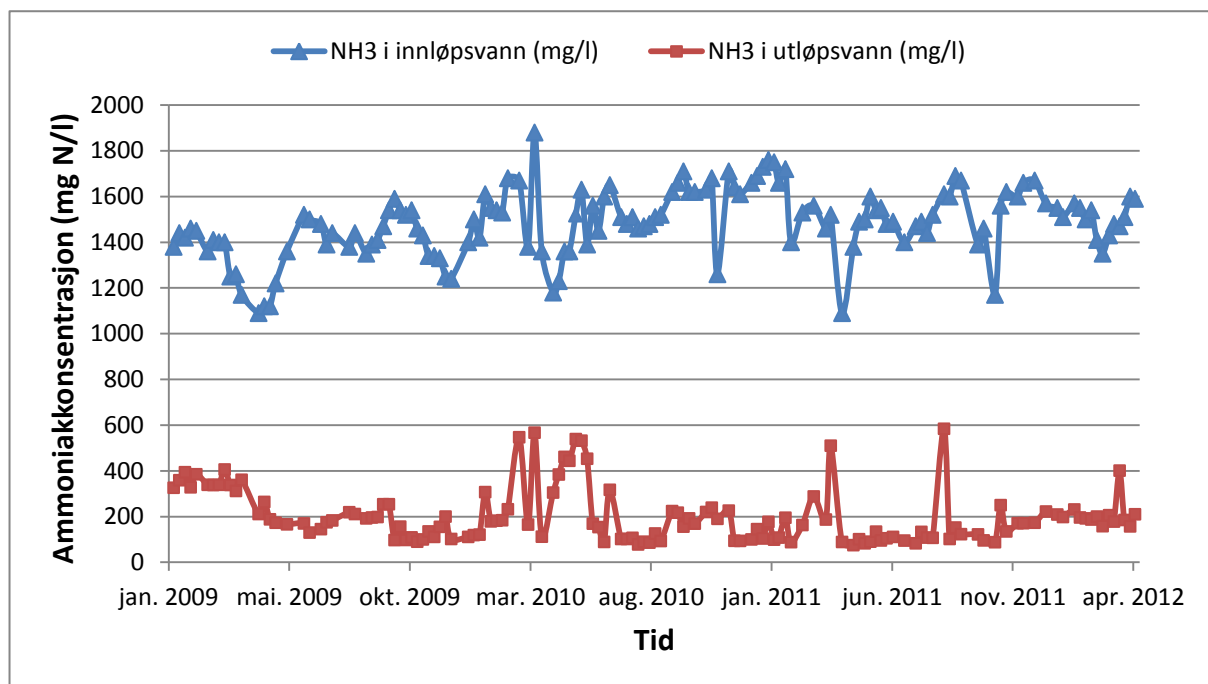
Figur 6-3: Renseeffekt som funksjon av pH i innløpsvannet til strippekolonnen

Fremstillingen viser at det er svingninger i renseeffekten til tross for stabil pH, noe som betyr at det er andre faktorer enn kun pH som er viktige for anleggets resultater med hensyn på nitrogenfjerning.



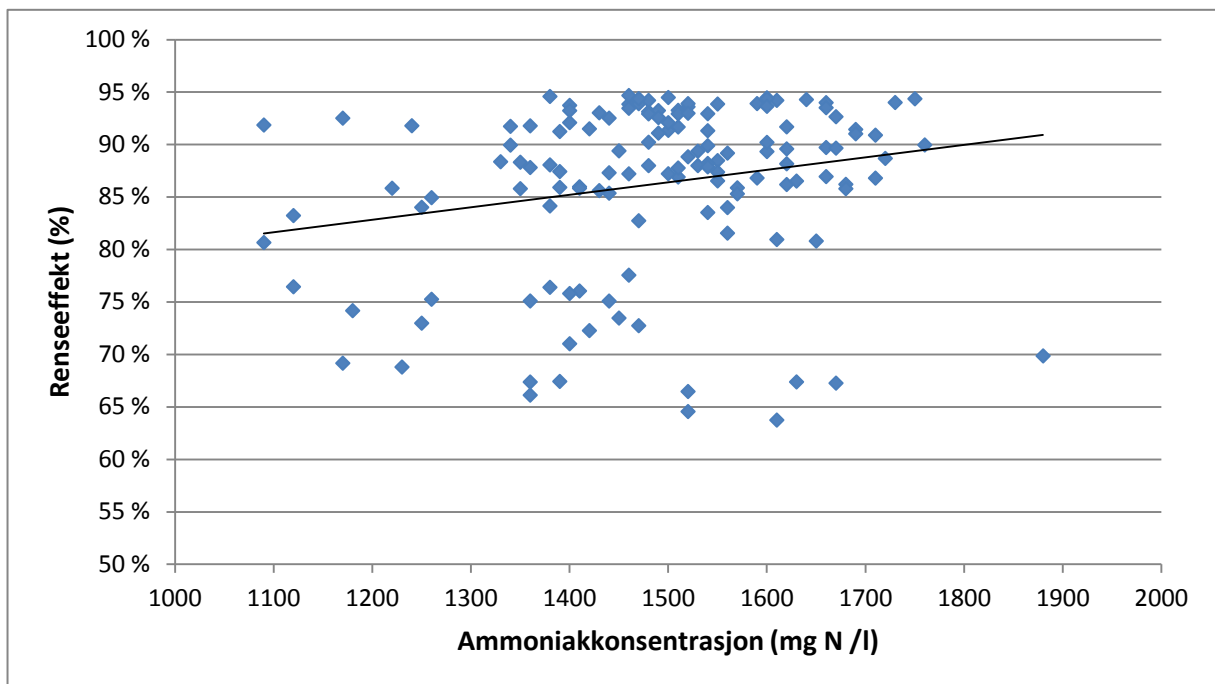
Figur 6-4: Renseeffekt som funksjon av pH i innløpsvannet til strippekolonnen på maksimal og minimal dagene.

6.3. Svingninger og effekt av ammonium/ammoniakk i innløpsvannet



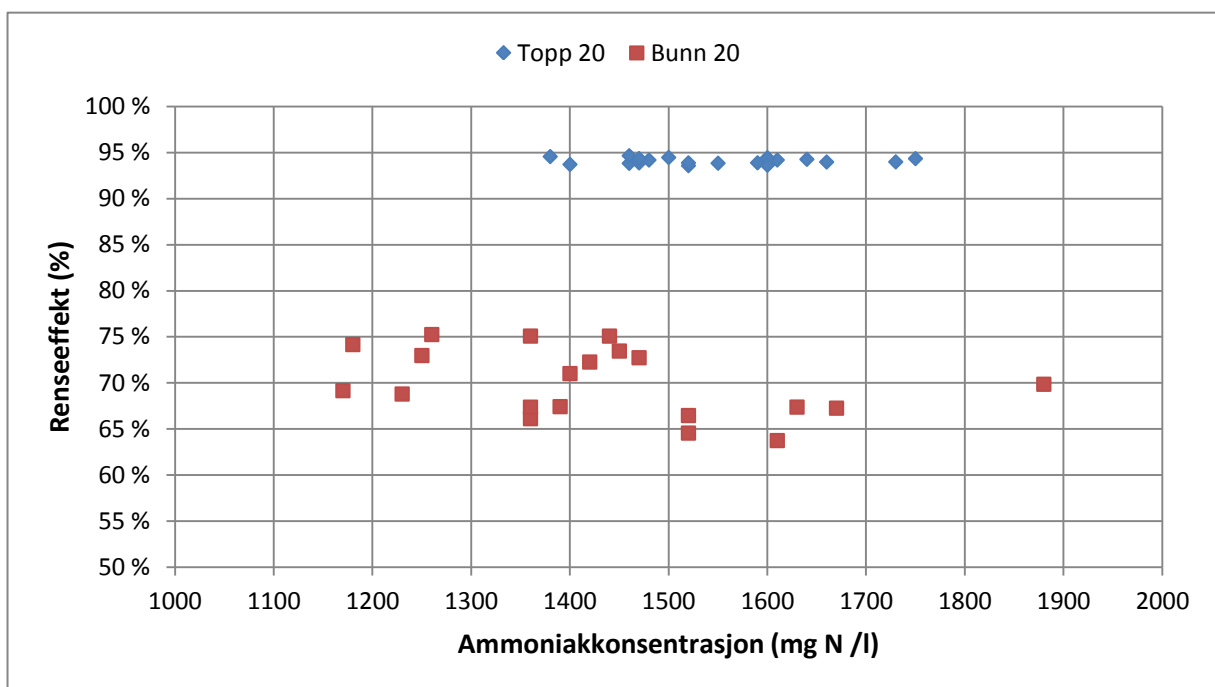
Figur 6-5: Variasjoner i ammoniakkonsentrasjoner i innløp- og utløpsvannet til strippekolonnen.

Figur 6-5 viser hvordan ammonium/ammoniakk innholdet i stikkprøvene av innløp- og utløpsvann har variert i perioden fra januar 2009 til april 2012, til sammen 133 stikkprøver. Innløpskonsentrasjonene for ammonium/ammoniakk har vært 1880 mg N/l på det høyeste og 1090 mg N/l på det laveste. Gjennomsnittet over perioden var på 1508 mg N/l. Tilsvarende verdier for utløpskonsentrasjonen var henholdsvis 584 mg N/l, 75 mg N/l og 205 mg N/l.



Figur 6-6: Renseeffekt som funksjon av ammoniakkonsentrasjon i innløpsvannet til strippekolonnen.

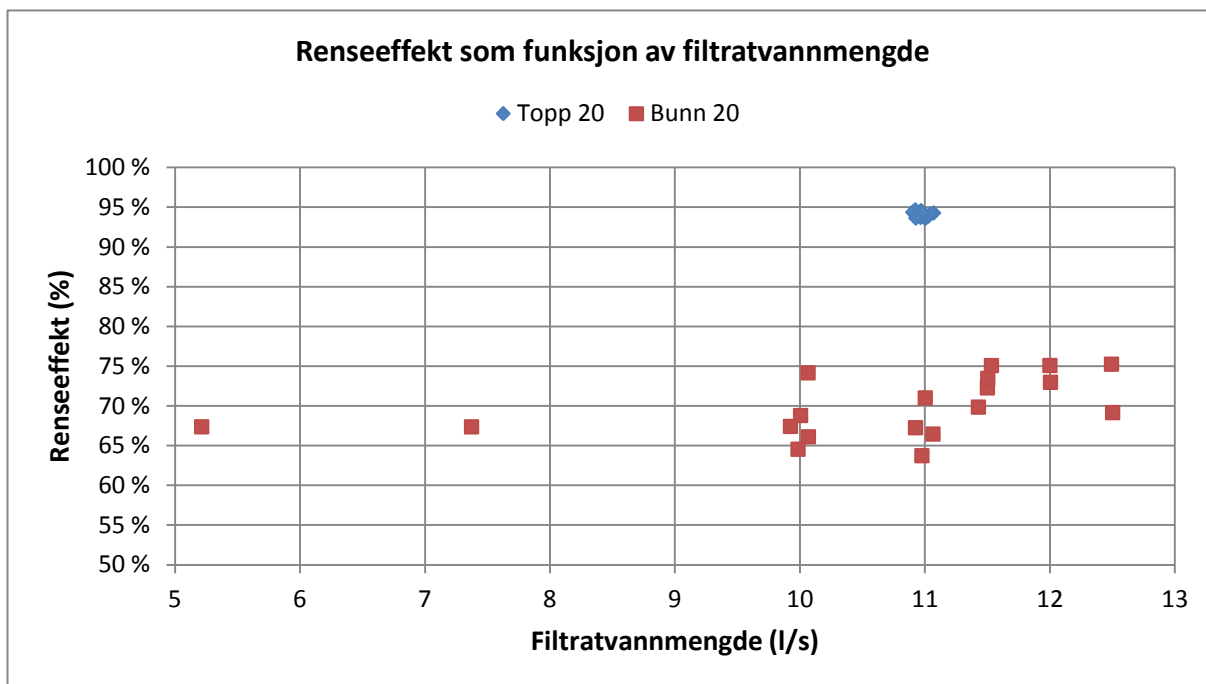
Figur 6-6 viser renseseffekten som funksjon av innløpskonsentrasjonen og man kan se en trend hvor høyere konsentrasjoner i innløpsvannet ga bedre rensesgrad.



Figur 6-7: Renseeffekt som funksjon av ammoniakkonsentrasjonen i innløpsvannet til strippekolonnen. Verdiene representerer maksimal og minimal dagene.

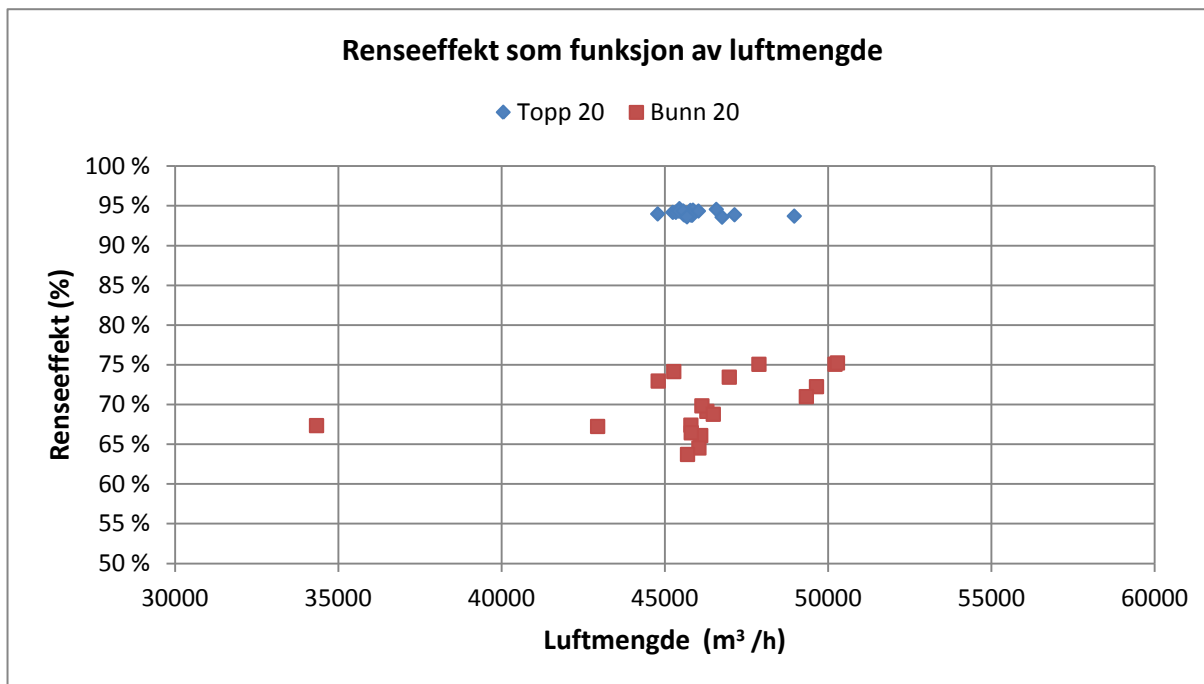
Ammonium/ammoniakkonsentrasjonen ble også korrelert med renseseffekten på dagene hvor rensesgraden var høyest og lavest. På Figur 6-7 kan man se at renseseffekten også var ganske bra på dager hvor ammoniakkonsentrasjonen var veldig høy. Samtidig var innløpskonsentrasjonen langt under gjennomsnittet i "bunn 20"-dagene.

6.4. Effekten av filtratvannmengde, luftmengde og luft/vann-forhold



Figur 6-8: Renseeffekt som funksjon av filtratvannmengde.

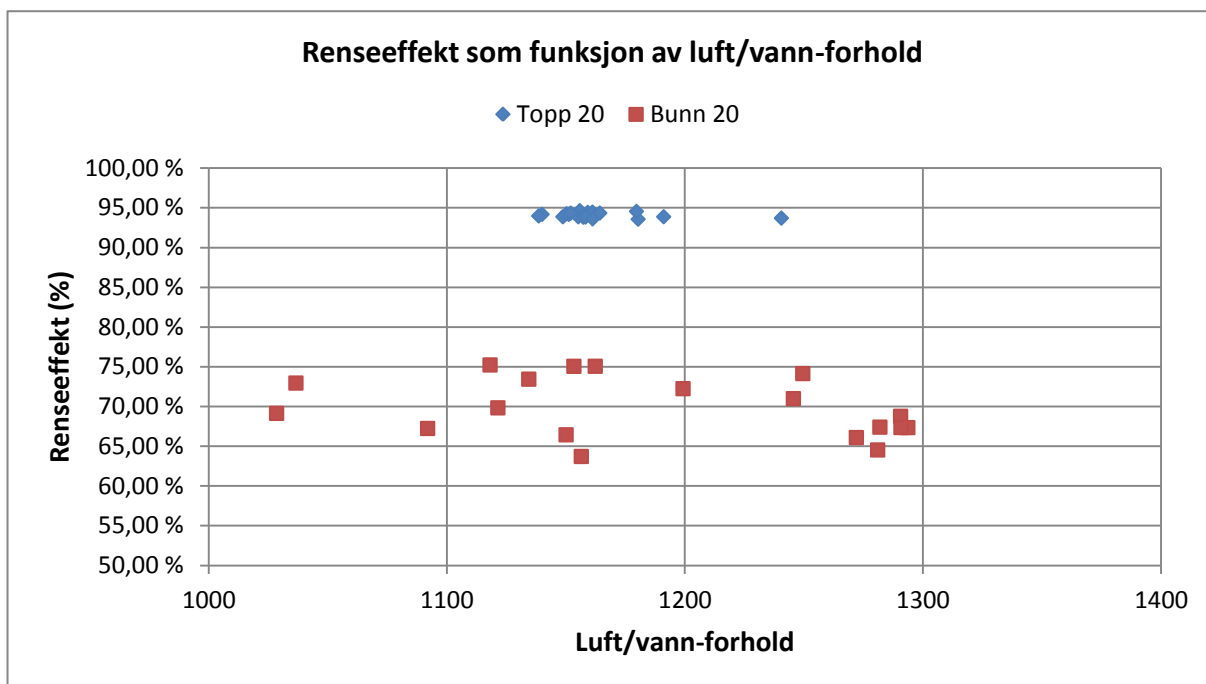
Error! Reference source not found. viser timesverdier av innløpsvannmengden (filtratvannmengde) korrelert med renseseffekten. Resultatet viser at innløpsvannmengden var 11 L/s på de 20 dagene hvor renseseffekten var best. Når det gjelder dager hvor renseseffekten var lavest ser man at det er større spredning hva gjelder innløpsvannmengde. Timesverdier fra Driftkontrollsentret viste at kjørt filtratvannmengde har variert mellom 10 – 12 L/s. Vannmengden som kjøres holder seg stabil når anlegget er i normal drift. Filtratvannmengden til strippekolonnen ble fra og med juni 2010 satt til 11 L/s, og det er denne vannmengden anlegget kjører nå.



Figur 6-9: Renseeffekt som funksjon av luftmengde

Korrelasjonen mellom renseseffekt og luftmengde vist i Figur 6-9 viser at anlegget normalt har operert med mellom 45 000 m³/h og 50 000 m³/h. Luft/vann-forholdet ligger på mellom 1100 og 1300 ved normal drift. Figur 6-10 viser at renseseffekten er best når luft/vann-forholdet er på rundt 1150.

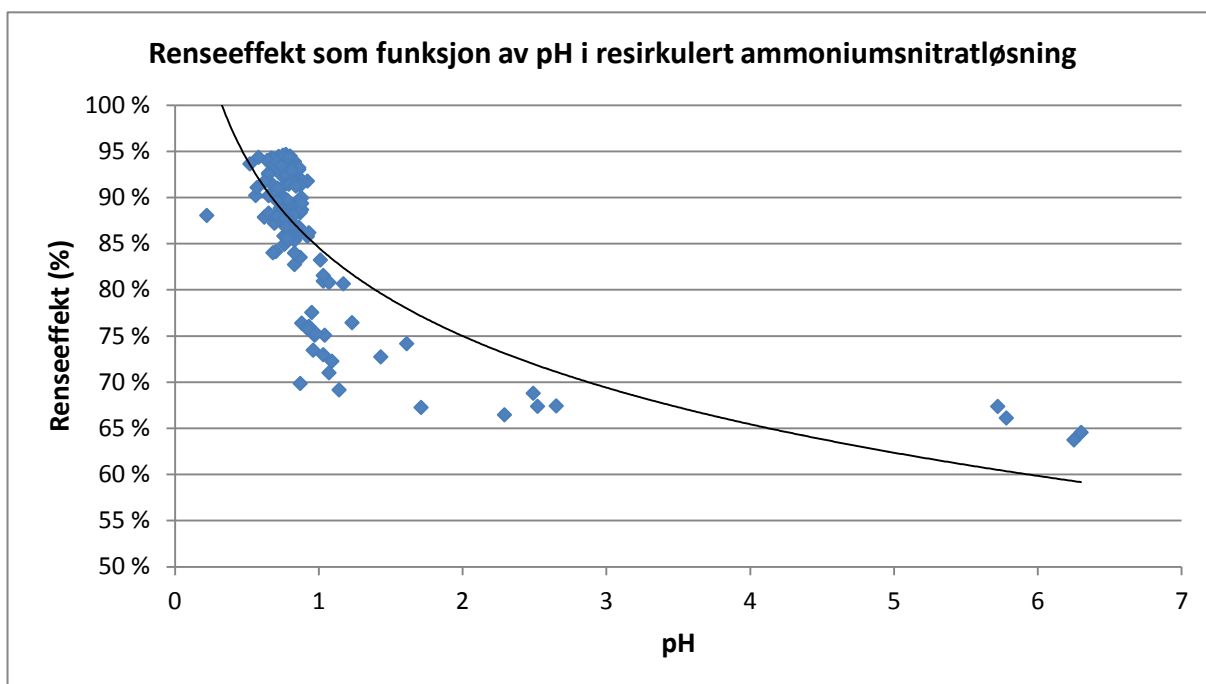
Luftmengden ble redusert til 35000 m³/h fra og med oktober 2011, og med filtratvannmengde på 11 L/s vil nåværende luft/vann-forhold være omtrent 800-900 ved normal drift. Senere laboratorium prøver ved VEAS har vist at like bra renseseffekt ble oppnådd med mindre luftmengde og lavere luft/vann-forhold. Dette er avviket fra opplysninger som fremkommer i norske VA lærebøker for fysisk/kjemisk nitrogenfjerning.



Figur 6-10 Renseeffekt som funksjon av luft/vann-forhold

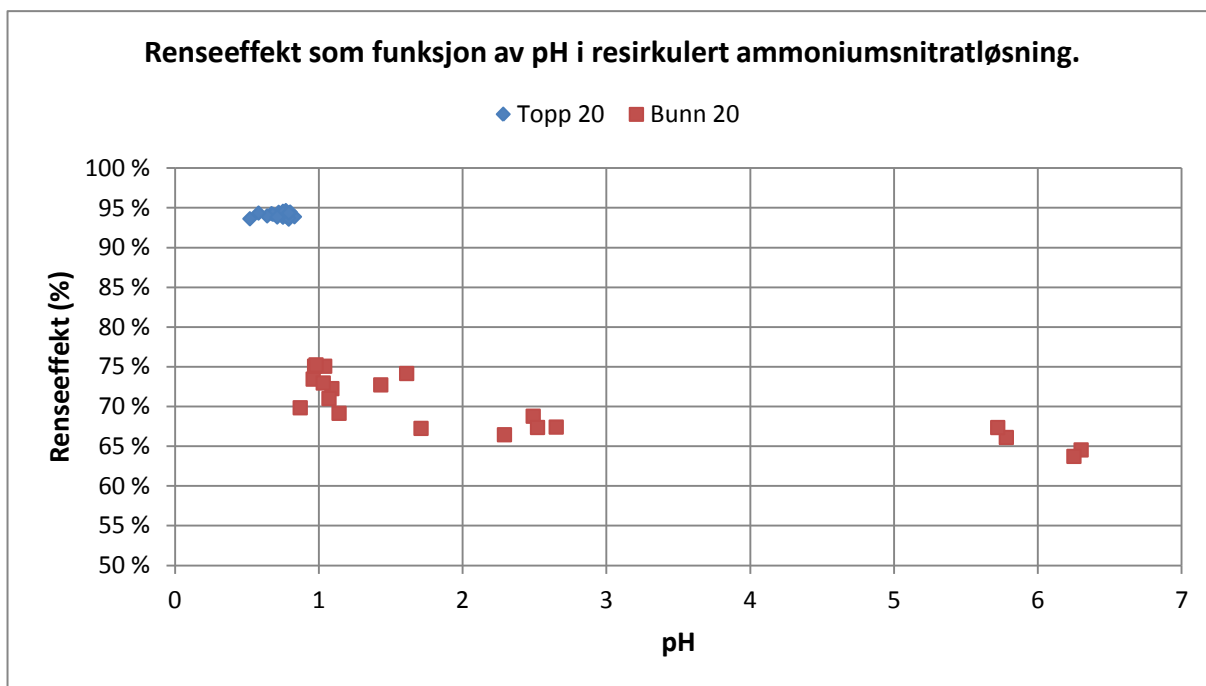
6.5. Absorpsjonskolonnens innvirkning på renseseffekten

6.5.1. Effekten av pH i resirkulert ammoniumnitrat (AN)



Figur 6-11: Renseeffekt som funksjon av pH i resirkulert ammoniumnitratløsning.

Figur 6-11 viser at pH i resirkulert (rundpumpet) ammoniumnitratløsning i absorpsjonskolonnen har vært meget kritisk for renseseffekten i strippeanlegget ved VEAS. Figuren viser at høyest renseseffekt ble oppnådd når pH i rundpumpet ammoniumnitrat var under 1.0. Når pH ble høyere falt renseseffekten markert. Anlegget oppnådde en gjennomsnittlig renseseffekt på 94 % når pH i resirkulert ammoniumnitrat lå mellom 0.52 og 0.83, med gjennomsnitt på 0.73. Renseseffekten falt til et gjennomsnitt på 70 % når pH lå mellom rundt 1.0 og 6.3, med gjennomsnitt på 2.4.



Figur 6-12: Maksimal og minimal ("topp/bunn 20") renseseffekt som funksjon av pH i resirkulert ammoniumnitratløsning.

Resultatene i Figur 6-12 viser maksimale og minimale renseseffekter som funksjon av pH i resirkulert ammoniumnitrat.

6.5.2. Målinger av luftkonsentrasjoner og renseseffekter i strippekolonne og absorpsjonskolonne basert ammoniakkmålinger i luftbanen,

Tabell 6-1: Sammenstilling av renseseffekten i strippekolonnen og absorpsjonskolonne.

Måledato	Tid	STRIPPEKOLONNEN			ABSORPSJONSKOLONNE		
		Innløps- konsentrasjon mg N/l	Utløps- konsentrasjon mg N/l	Renseeffekt i STR %	Innløps- konsentrasjon ppm NH3	Utløps- konsentrasjon ppm NH3	Renseeffekt i ABS %
28.03.2012	09:00	1510	185	87.7 %	2000	20	99.0 %
30.03.2012	11:50	1500	378	74.8 %	2300	410	82.2 %
11.05.2012	09:30	1660	98	94.1 %	2050	433	78.9 %
14.06.2012	09:00	1600	93,4	94.2 %	2100	1	100.0 %
19.07.2012	09:00	1530	127	91.7 %	2125	25	98.8 %

Ammoniakkonsentrasjonene ut og inn av absorpsjonskolonnen ble målt. Tabell 6-1 viser sammenstilling av måleresultater og laboratoriumsmålinger av innløp- og utløpskonsentrasjoner av ammoniakk i filtratvannet. Målingene ble tatt samtidig Resultatene fra målingene av ammoniakk i luften fra strippekolonnen og inn i absorpsjonskolonnen viser at gjennomsnittene av målte konsentrasjoner varierte mellom 2000 og 2300 ppm NH₃.

Konsentrasjonene i luften fra absorpsjonskolonnen til strippekolonnen varierte mer. Konsentrasjonene var mellom 0 -25 ppm NH₃ når absorpsjonskolonnen oppnådde renseseffekt på omtrent 100 %. Med rensesgrad på rundt 80 % var de samme ut-konsentrasjonene på rundt 400 ppm.

Resultatene fra prøver av innløp- og utløpsvannet til strippekolonnen som ble tatt samtidig som luftmålingene viser at ammoniakk i innløpsvannet var stabilt mellom 1500 – 1660 N/l, og at renseseffekten i strippekolonnen var nokså uavhengig av innløpskonsentrasjonen. Resultatene viser at renseseffekten til strippekolonnen vanligvis ble høyere jo høyere renseseffekten til absorpsjonskolonne var. PH i resirkulert ammoniumnitratløsning var mindre enn 1 når absorpsjonskolonnen fungerte best med hensyn på rensesgrad.

Tabellen over målingene viser også at renseseffektene til absorpsjonskolonnen er høyere enn renseseffektene til strippekolonnen, med målingene fra 11.05.2012 som et unntak.

6.5.3. Massebalanse i strippeanlegget

I beregningene nedenfor ble massene fra målingene direkte i filtratvannet kontrollert mot massene fra ammoniakkmålingene i luftbanen. Dette ble gjort for å finne ut om nøyaktigheten av målingene gjort med Dräger pumpen. Nedenfor følger de ulike variablene som er med i beregningene.

C_0 = filtratvannets innløpskonsentrasjon (g N/m³)

C_e = filtratvannets utløpskonsentrasjon (g N/m³)

G = Luftmengde (m³/h)

L = vannmengde (m³/h)

Y_0 = luftens innløpskonsentrasjon (g N/m³) (til strippekolonnen)

Y_e = luftens utløpskonsentrasjon (g N/m³) (til strippekolonnen)

EKSEMPEL BASERT PÅ LUFTMÅLINGER FRA 11.05.2012

Målingene viste 2050 ppm og 433 ppm NH₃ i henholdsvis luften ut av og luften inn i strippekolonnen. Absorpsjonskolonnen hadde dermed renseeffekt (R_a) på 79 %. Hva var renseeffekten til strippekolonnen?

1mg NH₃/m³ luft = 1,52 ppm NH₃ ved lufttemperatur på 43 °C og 1 atm.

$Y_0 = 433 \text{ ppm NH}_3 \rightarrow Y_0 = (433 / 1.52) \text{ mg NH}_3/\text{m}^3 = 285 \text{ mg NH}_3/\text{m}^3 \text{ luft} = 0.285 \text{ g NH}_3/\text{m}^3 \text{ luft}$

$Y_e = 2050 \text{ ppm NH}_3 \rightarrow Y_e = (2050 / 1.52) \text{ mg NH}_3/\text{m}^3 = 1349 \text{ mg NH}_3/\text{m}^3 \text{ luft} = 1.349 \text{ g NH}_3/\text{m}^3 \text{ luft}$

Luftmengden, G , var 36492 m³/h og filtratvannmengden, L , var 11 l/s = 39.6 m³/h.

Massen i luften ut av strippekolonnen er:

$M_{Y_e} = Y_e \times G = 1.349 \text{ g NH}_3/\text{m}^3 \times 36492 \text{ m}^3/\text{h} = \underline{49228 \text{ g NH}_3/\text{h}}$

Massen i luften inn i strippekolonnen er:

$M_{Y_0} = Y_0 \times G = 0.285 \text{ g NH}_3/\text{m}^3 \times 36492 \text{ m}^3/\text{h} = \underline{10400 \text{ g NH}_3/\text{h}}$

Beregning av strippekolonnens renseeffekt:

Masteroppgave UMB 12 - Undersøkelse av rensegrader, driftsforhold og kostnader ved nitrogenfjerning og fangst med lukket ammoniak stripping ved VEAS

Massen, M_{luft} , som er fjernet fra filtratvannet er lik massen M_{Y_e} i utløpsluften minus massen M_{Y_0} i innløpsluften

$$M_{\text{luft}} = M_{Y_e} - M_{Y_0} = (49228 - 10400) \text{ g NH}_3/\text{h} = \underline{38828 \text{ g NH}_3/\text{h}}$$

Massen i innløpsvannet og utløpsvannet, M_0 og M_e , er ukjente da inn- og utløpskonsentrasjonene, C_0 og C_e , er ukjente. For å kunne beregne renseeffekten til strippekolonnen må enten C_0 eller C_e være kjent, f.eks ved å måle dette direkte på filtratvannet samtidig med ammoniakkmålingene.

Renseeffekten, R_s , til strippekolonnen er gitt ved;

$$R_s = M_{\text{luft}}/M_0 \quad \text{eller}$$

$$R_s = M_{\text{luft}}/(M_{\text{luft}} + M_e)$$

hvor

$$M_0 = C_0 \times L \text{ og } M_e = C_e \times L .$$

C_0 og C_e ble målt samtidig med ammoniakkmålingene og ble målt til henholdsvis 1600 mg N/l og 98 mg N/l. Filtratsanntemperaturen måtte falle til 20 grader celsius for prøven ble analysert. Laboratorium prøvene av filtratvannet ble analysert som ammonium/ammoniakk per liter. Man kan jo anta at alt nitrogen i vannet er i NH_3 når pH og temperatur er så høy som det er i filtratvannet til VEAS. I videre beregninger benyttes derfor benevnningen NH_3/l .

Filtratvannsprøven viste at strippekolonnen hadde renseeffekt, R_s , på 94.1 % som vist på Tabell 6-1.

Ut ifra filtratvannmålingene kan man beregne M_{luft} .

$$M_{\text{luft}} = M_0 - M_e = C_0 \times L - C_e \times L = (C_0 - C_e) \times L = (1600 - 98) \text{ g NH}_3/\text{m}^3 \times 39.6 \text{ m}^3/\text{h} = \underline{59479 \text{ g NH}_3/\text{h}}$$

Beregnet masse overført til luft fra ammoniakkmålingene var 38828 g NH_3/h og dette avviker fra beregningen basert på filtratvannmålingene. Målinger gjort direkte i vannet er mer

nøyaktige enn ammoniakkmålinger i luften. Årsaken er at hvor i luftbanen man måler har noe å si for resultatene man får når man måler med Dräger pumpe.

Ut ifra filtratvannmålingene kan man beregne NH_3 -konsentrasjonen i inn- og utløpsluften til strippekolonnen (Y_0 og Y_e). Vi kaller dem $Y_{0,b}$ og $Y_{e,b}$.

Forholdet mellom $Y_{0,b}$ og $Y_{e,b}$ settes til samme forhold mellom målte Dräger-verdier (Y_0 og Y_e). Det vil at renseseffekten, R_a , til absorpsjonskolonnen vil være 79 %.

$$R_a = 1 - Y_{0,b}/Y_{e,b}$$

$$M_{\text{luft}} = (Y_{0,b} - Y_{e,b}) \times G \Rightarrow Y_{e,b} = (M_{\text{luft}}/G)/R_a = (59479/36492)/0.79 = 2.066 \text{ g NH}_3/\text{m}^3 \text{ luft} = \underline{2066 \text{ mg NH}_3/\text{m}^3 \text{ luft}}$$

$$Y_{e,b} = 2066 \text{ mg NH}_3/\text{m}^3 \text{ luft} \times 1,52 = \underline{3141 \text{ ppm NH}_3}$$

$$Y_{0,b} = Y_{e,b} \times (1 - R_a) = (3141 \times 0,21) \text{ ppm} = \underline{663 \text{ ppm NH}_3}$$

Luftkonsentrasjonen av ammoniakk i inn- og utløpsluft strippekolonnen er beregnet til henholdsvis 3141 ppm og 663 ppm, mens målingene med Dräger pumpen viste henholdsvis 2050 ppm og 433 ppm.

Forholdet mellom beregnet verdi og målt verdi er 1.53, noe som antyder at Dräger-måleren viser stor målefeil. Målingene viser at renseseffekten i strippekolonnen var relativt høy samtidig som tilsvarende for absorpsjonskolonnen var lav. Andre målinger viser at renseseffekten i strippekolonnen er dårlig når absorpsjonskolonnen renses dårlig. Det viste også historiske data ved at strippekolonnen renses godt når pH i resirkulert ammoniumnitrat var under 1, med andre når absorpsjonskolonnen renses godt. Hva skjedde denne dagen da? En årsak kan være at syremengden ble manuelt satt ned fra 5.19 l/min til 4.0 l/min rett etter at filtratvannsprøven ble tatt. Dette ser man er blitt gjort hvis man går inn på DKS.

Syremengden justeres ofte manuelt når pH blir for lav og egenvekten blir høy. Justeringen av syremengden ble foretatt før alle ammoniakkmålingene ble tatt. Og det er mulig at systemet ennå ikke var i balanse/stabil etter syrejusteringen, da målingene ble tatt.

Det som er usikkert er hvor fort pH i resirkulert ammoniumnitrat øker når man justerer syremengden. Det er vanskelig å vite da pH-måleren ikke er kalibrert og viser stor målefeil.

Den eneste måten er å vite dette på er gjennom lab-analyser. For å kunne finne ut om det må man ta prøver av resirkulert ammoniumnitrat rett før og rett etter syremengdejustering.

Uansett hvor fort pH endrer seg så vil den begynne å øke når syremengden reduseres. Når pH øker vil ammoniakk konsentrasjonen i innløpsluften til strippekolonnen, Y_0 , bli større, og det er mulig at det tar noe tid før systemet blir "stabil" etter syrejustering. Syremengdejustering fra 5 l/min til 4 l/min kan være drastisk nok til at systemet kommer i ubalanse f.eks ved at strippekolonnene fortsetter å rense godt "en stund til" etter at syremengden er justert og renseseffekten i absorpsjonskolonnen har falt. Det er også godt mulig at renseseffekten til strippekolonnen ble umiddelbart lavere etter reduseringen av tilsatt syremengde og . Tabell 6-2 viser beregninger basert på øvrige målinger.

Tabell 6-2: Sammenligning av beregnet og målt NH_3 -konsentrasjoner i sirkulasjonsluften.

Dato	Luft- mengde $G,$ m^3/h	Vann- mengde $L,$ m^3/h	Målt inn- og utløp- konsentrasjon i filtratvannet		Masse til luft per time $M_{luft},$ $g\ N/h$	Drager-måling av luftkonsentrasjon		Rense- effekt $R_{a,d},$	Beregnet luft- konsentrasjon		Forhold $Y_{.b}/Y_{.m}$
			$C_0,$ $mg\ N/l$	$C_e,$ $mg\ N/l$		$Y_{e,m},$ ppm NH_3	$Y_{0,m},$ ppm NH_3		$Y_{e,b},$ ppm NH_3	$Y_{0,b},$ ppm NH_3	
11.05.2012	36492	39,6	1600	98	59479	2050	433	0.79	3141	663	1.53
28.03.2012	35566	39,1	1510	185	51802	2000	20	0.99	2236	22	1.12
30.03.2012	35909	39,8	1500	378	44633	2300	410	0.82	2299	410	1.00
14.06.2012	35034	39,9	1600	94,2	60009	2100	1	1.00	2605	1	1.24
19.07.2012	34669	39,5	1530	127	55357	2125	25	0.99	2456	29	1.16

Tabellen over viser luftkonsentrasjonsberegninger fra andre målinger. Beregningene viser at avviket mellom målt verdi og beregnet verdi er mye mindre enn det eksempel målingen viste. Når man ser bort fra målingen fra 11.05.2012 ligger forholdet mellom de respektive verdiene mellom 1 og 1.24 og har gjennomsnitt 1.13. Dette antyder at systemet har vært i ubalanse da ammoniakkmålingene ble tatt den 11.05.2012. Tabellen viser også at den virkelige ammoniakk konsentrasjonen i sirkulasjonsluften (både inn og ut av ABS-kolonne) er noe høyere en målte verdier. Som sagt vil resultatet av ammoniakkmålingene i luften variere med hvor i luftbanene målingene tas i.

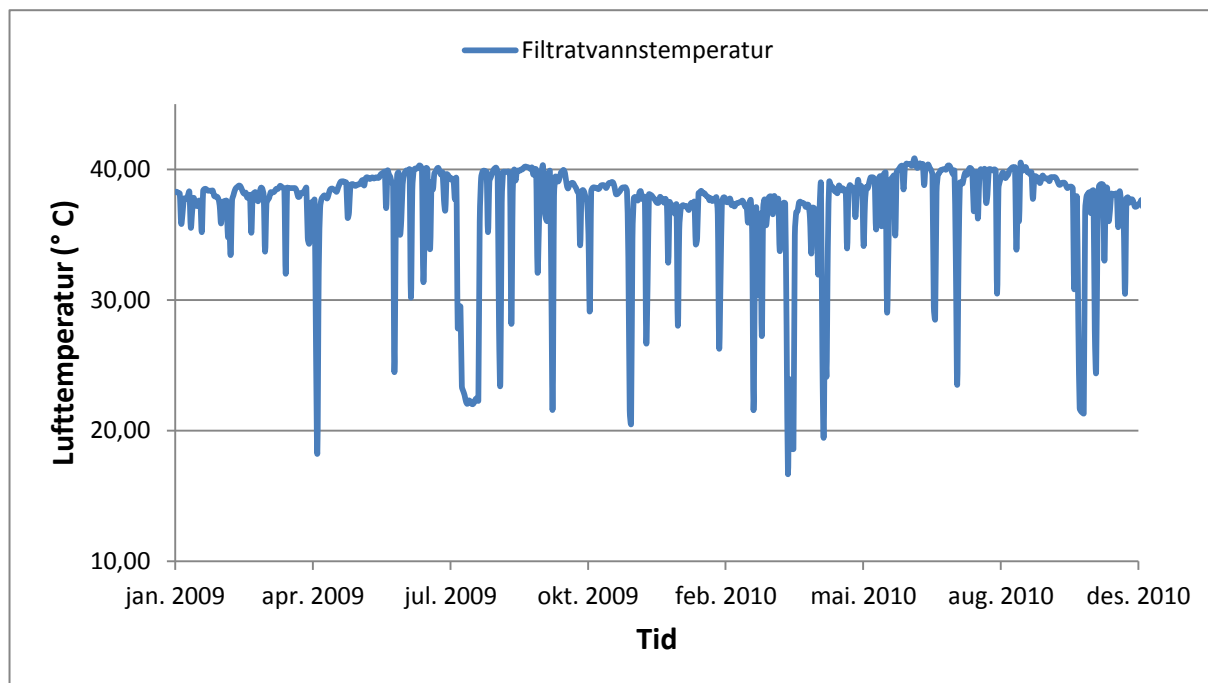
6.6. Temperaturutvikling og effekt av temperatur

6.6.1. Temperaturutvikling

6.6.1.1. Online-målinger av lufttemperatur og innløpstemperatur til filtratvann

Online målingene av lufttemperatur som er hentet fra DKS er basert på døgnmiddelverdier for perioden 2009 til 2010. og viste at temperaturen i luften i bunnen av strippekolonnen har vært 37 °C til 48 °C når viften opererte med normal luftmengde på 45000- 49000 m³/h. Frem til september 2009 viste måleren at bunnen av strippekolonnen hadde lufttemperatur på rundt 46 °C til 48 °C. Men etter denne perioden og frem til 2011 viste måleren temperaturer på rundt 37 °C til 41 °C. Fra og med 2011 har lufttemperaturmåleren i bunnen av strippekolonnen vist konstant temperatur på 48 °C. Måleren har per rapportdato samme målefeil. Dette tyder på at temperaturmåleren ikke er kalibrert og målingene fra den kan derfor ikke brukes i denne rapporten.

Døgnmiddelverdier for filtratvannets innløpstemperatur fra samme periode som over ble fremstilt og er vist i Figur 6-13.



Figur 6-13: Svingninger i innløpstemperaturen til filtratvannet (VEAS)

Innløpstemperatur til filtratvannet inn på strippekolonnen har normalt ligget på rundt 38 °C og 40 °C. Figuren over viser tilfeller hvor temperaturen faller ned mot 15 °C til 20 °C. Dette kommer av at viften har vært stopp. Filtratvannet som blir liggende i innløpsrøret blir kaldere og faller mot romtemperatur. Når viften startes vil filtratvannet inn på strippekolonnen innledningsvis ha lavere temperatur enn normalt.

6.6.1.2. Manuelle målinger av temperatur i filtratvann og luft

Det ble tatt manuelle målinger av temperaturen i filtratvannet og sirkulasjonsluften.

Resultatene er vist i Tabell 6-3.

Tabell 6-3: Målinger av temperatur i filtratvann og luft i strippekolonnen (STR).

Måling	Dato	Tid	Filtratvanntemperatur, C°		Lufttemperatur, C°	
			Inn STR	Ut STR	Inn STR	Ut STR
1	30.03.2012	11:50	38.4	40.9	46.6	40.2
2	18.04.2012	12:15	37.8	40.7	46.7	41.3
3	11.05.2012	09:30	38.6	41.5	46.3	41.3
4	19.07.2012	12:50	39.3	41.3	46.7	41.2
Gjennomsnitt			38.5	41.1	46.6	41.0

Resultatene fra temperaturmålinger i Tabell 6-3 viser at gjennomsnittstemperaturen til innløpsvannet og utløpsvannet i strippekolonnen var henholdsvis 38.5 °C og 41,1 °C. Filtratvannet hadde dermed en gjennomsnittlig temperatur økning på omtrent 2.6 °C gjennom strippekolonnen. Temperaturmålingene ble tatt under normal drift med hensyn på vannmengde og luftmengde. Lufttemperaturene inn og ut av strippekolonnen var i gjennomsnittet på henholdsvis 46.6 °C og 41.0 °C. Temperaturen til luften ut av strippekolonnen ble ikke målt på toppen av kolonnen da det var utilgjengelig. Temperaturen ble som nevnt i forrige kapittel målt like ved luftinnløpet til absorpsjonskolonne. Dette må bety at lufttemperaturen på toppen av strippekolonnen er lavere enn 41.0 °C siden temperaturen øker i overføringsrørene mellom kolonnene. Temperaturen til luften inn på strippekolonnen ble målt på sugesiden av viften og vil være høyere på trykksiden av viften. Dette betyr at lufttemperaturfallet i strippekolonnen kan være rundt 10 °C hvis man antar at luften i bunnen av kolonnen og på toppen av kolonnen er henholdsvis 48 °C og 38 °C.

Det forteller også at luften hadde netto temperaturøkning på 10 °C i strekningen fra toppen av strippekolonnen til bunn av strippekolonnen via absorpsjonskolonnen.

Luftens temperaturøkning kommer fra viftens arbeid og skapes av friksjonen i luftbanen. Det kan være av stor betydning at den energien som går med til drift av vifta varmer opp luften i luftbanen som resirkuleres i et lukket anlegg. Det er lite omtalt i litteraturen.

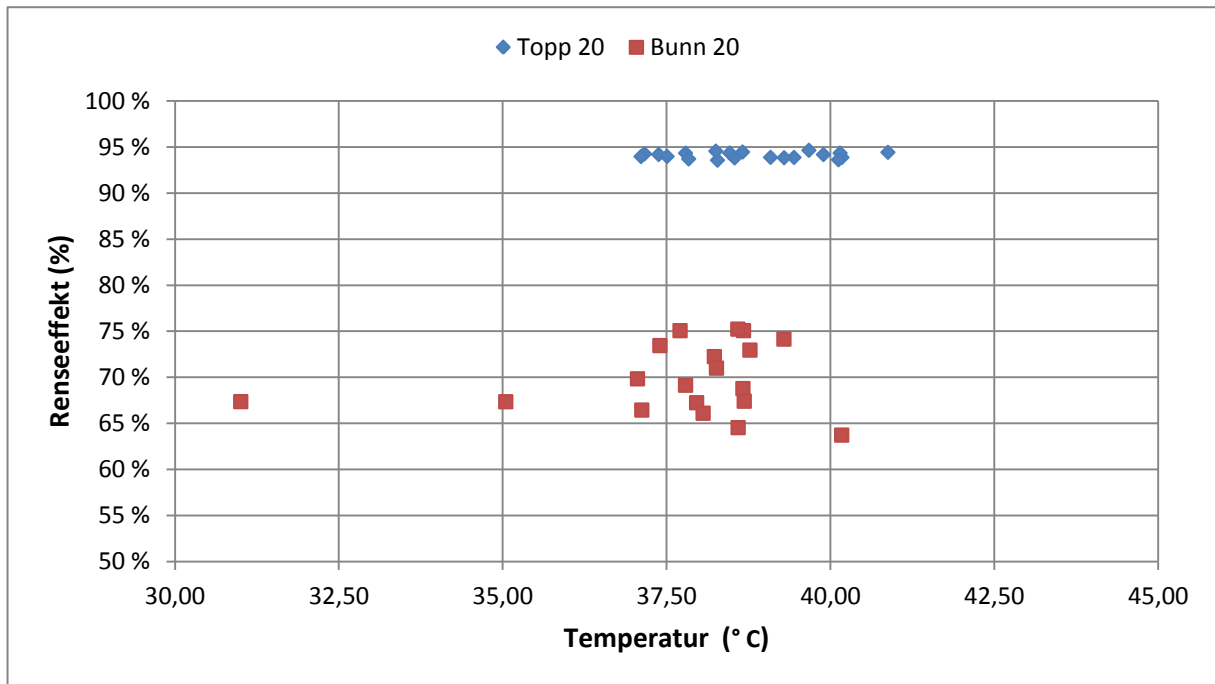
Online temperaturmåleren STR_TT01 i strippeanlegget som måler temperaturen i innløpsvannet til strippekolonnen sitter på innløpsrøret til strippekolonnen og målte noe høyere temperaturer enn manuelle målinger. Tabell 6-4 viser at måler STR_TT01 hadde avvik på 0.5 °C i forhold til manuelle målinger.

Tabell 6-4: Målt temperatur i innløpsvannet til strippekolonnen sammenstilt med temperatur målt av automatisk temperaturmåler STR_TT01

Måling	Dato	Tid	Filtratvanntemperatur, innløpsvann C °		
			Manuelle målinger	Måler STR_TT01	Måler-Avvik
1	30.03.2012	11:50	38.4	38.8	0.4
2	18.04.2012	12:15	37.8	38.4	0.6
3	11.05.2012	09:30	38.6	39.1	0.4
4	19.07.2012	12:50	39.3	40.0	0.6
Gjennomsnitt			38.5	39.1	0.5

Renseeffekt som funksjon av innløpstemperatur

Filtratvannets innløpstemperatur ble korrelert med maksimal og minimal renseseffektene som vist i Figur 6-14



Figur 6-14: Renseeffekt som funksjon av filtratvannets innløpstemperatur (VEAS).

Fremstillingen over viser at innløpstemperaturen til filtratvannet ikke er alene avgjørende for renseseffekten. Temperaturen har vært stabil mellom 37 °C og 40 °C samtidig som svingningene i renseseffekten har vært store. Innløpstemperaturen til filtratvannet er gunstig høy og stabil for strippeprosessen og kan utelukkes å være kritisk faktor renseseffekten.

6.7. Trykktap i strippeanlegget

Trykkmålingene ble korrigert for målefeil og korrigererte trykkverdier er angitt i tabellen under.

Tabell 6-5: Korrigerte trykkmålinger

Måledato	Totaltrykk		Trykkmålinger				Luftmengder				
	mbar	Pa	STR-kolonne, topp*	ABS-kolonne, bunn	ABS-kolonne, topp*	Vifte, sugeside**	Beregnet dynamisk trykk	Luft-hastighet	Luft-mengde	Luft-temp.	Beregnet luft-densitet
			Trykk (mbar)				Pa	m/s	m ³ /h	° C	kg/m ³
01.01.2009	21.3	2125	10.9	8.9	3.7	0.0	243	21.0	48090	46.5	1.104
16.01.2009	21.7	2171	10.7	8.6	3.7	0.0	245	21.0	48084	44.6	1.111
25.07.2009	17.0	1698	9.6	7.0	3.5	0.0	211	19.6	44915	48.2	1.099
02.05.2010	17.6	1761	10.1	8.2	3.7	0.0	227	20.1	45919	40.0	1.127
11.06.2010	18.5	1854	10.0	7.6	3.7	0.0	262	21.6	49374	39.6	1.129
28.11.2010	18.4	1842	10.2	7.8	3.7	0.0	227	20.0	45824	37.5	1.136
21.03.2011	19.3	1934	10.5	8.8	3.8	0.0	221	20.1	45924	48.0	1.099
12.06.2011	17.9	1787	10.4	7.5	3.8	0.0	214	19.7	45221	48.1	1.099
08.09.2011	16.9	1689	10.3	6.3	3.8	0.0	215	19.8	45279	48.1	1.099
Gjennomsnitt	18.7	1873	10.3	7.9	3.7	0.0					

Tabell 6-5 viser oversikt over korrigerte trykkmålinger. Den viser at trykkmåleren på toppen av strippekolonnen indikerte for lite trykkfall på grunn av målefeil. Trykket etter strippekolonnen var i virkeligheten betydelig mindre en måleren viste. Trykkdifferansen mellom målerne i bunnen og på toppen av strippekolonnen ble beregnet i DKS (betegnet som STR_PD01). Hos VEAS ble denne trykkdifferansen til tider brukt for å avgjøre om strippekolonnen bør syrevaskes. Totaltrykket varierer mellom 1689 Pa (16.9 mbar) og 2171 Pa (21.7 mbar) med gjennomsnitt 1873 Pa. Trykket målt på topp av strippekolonnen var 1030 Pa (10,3 mbar) i gjennomsnitt. Tilsvarende gjennomsnitt for trykkmålere i bunn og på topp av absorpsjonskolonne var henholdsvis 790 Pa (7.9 mbar) og 370 Pa (3.7 mbar). Som tidligere nevnt ble trykket i viftens sugeside anslått til 0. Med utgangspunkt i luftmengde- og lufttemperatur-verdier fra DKS ble det beregnet luftdensitet, lufthastighet og dynamisk trykk. Luftfuktigheten er ikke tatt hensyn til ved beregning av luftdensitet.

Tabell 6-6: Prosentvis trykktap i ulike prosessenheter

Måledato	Totaltrykk		Trykktap				Luftmengder				
	mbar	Pa	Strippe- kolonne *	Rør ut fra strippe- kolonne	ABS- kolonne *	Rør ut fra ABS- kolonne	Beregnet dynamisk trykk	Luft- hastighet	Luft- mengde	Luft- temp.	Beregnet luft- densitet
			(%)				Pa	m/s	m ³ /h	°C	kg/m ³
01.01.2009	21.3	2191	48.8	9.5	24.4	16.8	243	21.0	48090	46.5	1.104
16.01.2009	21.7	2237	50.6	9.9	22.2	16.7	245	21.0	48084	44.6	1.111
25.07.2009	17.0	1764	43.6	15.1	20.9	19.7	211	19.6	44915	48.2	1.099
02.05.2010	17.6	1827	42.6	10.6	25.6	20.4	227	20.1	45919	40.0	1.127
11.06.2010	18.5	1920	46.2	13.1	20.7	19.4	262	21.6	49374	39.6	1.129
28.11.2010	18.4	1908	44.7	12.9	22.3	19.3	227	20.0	45824	37.5	1.136
21.03.2011	19.3	2000	45.9	8.4	25.9	19.1	221	20.1	45924	48.0	1.099
12.06.2011	17.9	1853	42.1	15.7	21.0	20.5	214	19.7	45221	48.1	1.099
08.09.2011	16.9	1755	39.3	23.3	15.2	21.4	215	19.8	45279	48.1	1.099
Gjennom- snitt	18.7	1873	44.9	13.2	22.0	19.2					

* Trykktapet til dråpefanger er inkludert

Resultatene i Tabell 6-6 viser at den prosentvise gjennomsnittlig trykktap i strippekolonnen er rundt 45 %, mens omtrent 24 % av trykktapet forekommer i absorpsjonskolonnen. Røret fra strippekolonnen til absorpsjonskolonnen står for 13 % av energiforbruket, mens røret fra absorpsjonskolonne til strippekolonnen representerer omtrent 19 % av det totale trykktapet.

Tabell 6-7: Gjennomsnittlig trykktap i ulike prosessenheter.

Prosessehet	Trykktap		
	mbar	Pa	%
Strippekolonne (STR) inkl. dråpefanger over	8.7	870	45.2
Absorpsjonskolonne (ABS) inkl. dråpefanger over	4.3	427	22.2
Luftoverføringskanaler (2 rør)	6.3	629	32.6
Totalt	19.3	1926	100

Tabell 6-7 viser oversikt over gjennomsnittlig trykktap i ulike prosessenheter.

Overføringsrørene sto for nesten 33 % av energiforbruket.

6.8. Kostnader for nitrogenfjerning ved VEAS

6.8.1. Marginale kostnader for nitrogenfjerning ved lukket stripping og biologisk rensetrinn

Sammenligning av beregningene av marginale kostnader (driftskostnader) for nitrogenfjerning ved lukket stripping og biologisk nitrogenfjerning ved VEAS viser at nitrogenfjerning og fangst ved lukket stripping er rimeligere. Tabell 6-8 og Tabell 6-9 viser at kostnadene forbundet med å fjerne en kg nitrogen ved lukket stripping var 7.82 kr i 2011, mens tilsvarende for det biologiske rensetrinnet var 12.81 kr. Forbruket av salpetersyre utgjorde den største utgiftsposten for lukket stripping, mens metanolforbruket sto for 2/3 av kostnadene ved biologisk rensetrinn. Energikostnadene for lukket stripping er relativt beskjedne og er 4 ganger mindre enn energikostnadene ved biologisk rensetrinn. Vedlegg 1 og Vedlegg 2 viser en spesifisert kostnadsberegning.

Tabell 6-8: Marginale kostnader for nitrogenfjerning ved lukket stripping (2011)

Sum kostnader	kr/kg N
Energikostnader	0.64
Netto salpetersyrekostnader	7.04
Syrevaskkostnader	0.14
Sum kostnader per kg fjernet N	7.82

Tabell 6-9: Marginale kostnader for nitrogenfjerning ved biologisk rensetrinn (2011)

SUM Kostnader	kr/kg N
Energikostnader	2.59
Metanol	8.54
Fosforsyre	0.03
Slambehandling	1.36
Vaskevannkostnad	0.28
Sum kostnader	12.81

6.9. Kort om vedlikehold av strippeanlegget

6.9.1. Syrevask vask av strippekolonne og dråpefangere:

6.9.1.1. Bakgrunn:

Filtratvannet inn på strippekolonnen er rik på kalk som resultat av kalktilsetningen ved avvanningen av slammet. Det forekommer derfor kalkfelling i pakningsmaterialet (plastringene) og i veggene til strippekolonnen. Hvis det går lang nok tid vil renseseffekten bli

dårligere og sluttproduktet ammoniumnitrat vil inneholde for mye TOC (Skaar, 2012, a). Når kalk felles i pakningsmaterialet vil filtratvannets oppholdstid i strippekolonnen bli redusert, og dermed blir kontakttiden mellom luften og filtratvannet redusert. Syrevask av strippekolonnen er derfor nødvendig for oppnå stabil drift (Skaar, 2012, a). VEAS har tidligere opplevd full gjentetting av strippekolonnen, noe som har krevd intensiv arbeid for å fjerne utfellingen.

6.9.1.2. Framgangsmåte

Syrevask av strippekolonnen utføres hver 6 – 9 uke og tar vanligvis en arbeidsdag å utføre. Det er først og fremst dårlig renseseffekt og høy TOC-verdier i ammoniumnitraten som er årsak til at syrevask settes i gang (Skaar, 2012, b). Kostnadene forbundet med syrevaskingen er relativt beskjedne og er avhengig av hvor mye konsentrert saltsyre (37 % saltsyre) som brukes. Normalt brukes det 3 m³ syre, men det kan brukes 8 m³ og opptil 10 m³ hvis det er mye belegg (Skaar, 2012, b)

Omtrent 3.5 m driftsvann fylles i bunnen av strippekolonnen. Dette vannet pumpes fra bunnen av kolonnen og inn i dysene på toppen av strippekolonnen. Vannet resirkuleres og saltsyre tilsettes litt av gangen. Når syre/vann-blandingen får pH over 1 tilsettes mer syre. Skum av oppløst kalk vil renne ut av strippekolonnen og nytt rent vann vil erstatte dette. I en periode brukte VEAS sitronsyre til syrevasking, men forsøk VEAS har foretatt har vist at saltsyre er desidert best til å løse opp kalk (Ryrfors, 2006).

6.9.2. Utskiftning av dyser, dråpefangere og overføringsrør:

Dråpefangerne på toppen av strippekolonnen syrevaskes samtidig med strippekolonnen. Men de må likevel skiftes ut annet hvert år da man ikke får syrevasket dem godt nok. Gjentetting av dråpefangere er årsaken til høye TOC-verdier i ammoniumnitraten. Høy gjennomstrømningshastighet som resultat av at stor andel av hullene tettes vil føre til at mer vann kommer gjennom dråpefangere i strippekolonnen og over til absorpsjonskolonnen (Skaar, 2012, b). Siden filtratvannet som havner i absorpsjonskolonnen inneholder TOC vil ammoniumnitraten også inneholde noe TOC. Dysene skiftes ut hvert 3-4 år, mens overføringsrørene har vært skiftet 1 gang i siste 15 år (Skaar, 2012, b). Siler plassert oppstrøms strippekolonne hindrer at slam i filtratvannet (årsak: sporadisk slamflukt) inn på strippekolonnen gjentetter dysene. Silene tømmes omtrent hvert 3. måned (Skaar, 2012, a)

6.10. Nedetid

I 2011 har anlegget vært stoppet i 1046 timer. Skaar (2012, a) kunne ikke huske at anlegget har vært uvanlig mye nede i 2011. I årsmeldingen (2011) til VEAS vært rapportert at strippeanlegget har vært nede i 2 uker i vår 2011 på grunn av vedlikeholdsarbeid, noe som belastet det biologiske rensetrinnet 20-25 % mer enn vanlig. I følge Skaar (2012, a) stoppes anlegget vanligvis når for lite filtratvann produseres på grunn av redusert slamproduksjon. Strippeanlegget startes når filtratvannets buffertank (1500 m³) er full og kan derfor være stanset i et helt døgn før den startes opp igjen. Anlegget stanses også ved skifte av ventiler, pakningsmateriale, belger og ved syrevask.

7. DISKUSJON

7.1. Erfaringer fra historiske anleggsdata

Effekten av pH

Fremstillingen av historiske anleggsdata viste at pH i filtratvannet inn på strippeanlegget har en stabil pH som ligger mellom 11.5 og 12. I de historiske data som ble studert i denne oppgaven har det ikke vært funnet tilfeller hvor pH har vært lavere enn 10.16 og på den måten har det ikke vært mulig å undersøke effekten av pH i innløpsvannet med hensyn på renseseffekten i strippeanlegget ved VEAS

Flere studier gjort på stripping av ammoniakk viser at pH er en svært viktig parameter med hensyn på strippeprosessens effektivitet. Resultatene fra blant annet Gustin og Marinsek-Logar (2003) og Alam og Hossan (2009) viste at økende pH gir høyere fjerning av ammoniakk. De samme studiene observerte likevel at pH ikke er like viktig for renseseffekten når den først har nådd pH lik 10.5. Som tidligere nevnt vil all ammonium i avløpsvannet konverteres til ammoniakk når pH er 12, noe som gjør at all ammonium kan fjernes. Her er også temperaturen viktig da høyere temperatur øker ammoniakkandelen. Det er likevel usikkert om det er nødvendig med pH-verdi på 12 for å kunne strippe ammonium fra avløpsvann. Ammonium kan nok strippest fra vannet selv ved lavere pH-verdi der all ammonium ikke er i løst form. I følge Le Chatelier prinsipp vil mer ammonium likevel bli overført til ammoniakk når en del av sist nevnte blir fjernet fra vannet. Lasse Vråle (1992) har opplevd dette ved at ammoniakkstrippingen gikk bra selv med pH på 9.8 under kalksvikt.

Ved strippeanlegget på VEAS ligger pH i innløpsvann som nevnt stabil mellom 11.5 til 12.5, noe som må sies å være gunstig for ammoniakkstripping, samtidig er pH-justering ingen problemstilling. Med pH mellom 11 og 12 vil 98-100 % av ammonium/ammoniakk i filtratvannet være i gassformen NH_3 , noe betyr at all ammonium kan overføres fra vannet til luften. Se

Figur 3-1 som viser likevektsforholdet mellom NH_4 og NH_3 .

For VEAS er det ikke noe problem å oppnå pH i innløpsvannet til strippeanlegget som ligger stabilt rundt 11-12 så lenge kalk tilsettes til slammet før kammerfilterpresseren og en minimum kalkmengde er nødvendig for at slamavvanningen skal gå normalt.

Temperaturutvikling i strippekolonnen og effekten av temperatur

Driftsdata og målinger viste at temperaturen i filtratvannet inn på strippekolonnen hadde temperatur på rundt 38-39 °C og at vanntemperaturen økte nedstrøms strippekolonnen. Gjennomsnittet av målinger viste at utløpsvannet hadde temperatur på rundt 41 °C. Denne energitilførselen kommer fra viften og er resultat av friksjonen i overføringsrørene. Sirkulasjonsluften inn på strippekolonnen hadde temperatur på rundt 46 °C ved viftens sugeside og ble avkjølt oppstrøms strippekolonnen ettersom den avgir varme til vannet. Luften ut av strippekolonnen hadde snittemperatur 41 °C ved innløpet til absorpsjonskolonnen.

Tidligere studier viser at man får bedre renseseffekt jo høyere temperaturen i avløpsvannet er, blant dem Vråle (2009). Ammoniakkandelen i vannet øker med stigende temperatur samtidig som løseligheten av ammoniakk synker med stigende temperatur i følge (Huang og Shang, 2006). Med pH på mellom 11 og 12 og innløpstemperatur på 30 °C er den teoretiske ammoniakkandelen i filtratvannet på ca. 99-100 %. Det betyr at alt ammonium er konvertert til ammoniakk slik at det kan fjernes fra vannet. I strippeanlegget ved VEAS er innløpstemperaturen til filtratvannet høy, noe som er gunstig for strippeprosessen. Filtratvannet kommer fra de fire ombygde kammerfilterpressene og har høy temperatur i innløpet og temperaturen øker ytterligere gjennom strippekolonnen. Med dette kan man konkludere med at det lukkede strippeanlegget ved VEAS har gunstige temperaturforhold.

Effekten av ammoniakkkonsentrasjonen i innløpsvannet

Ammoniakkonsentrasjonen inn på strippekolonnen lå normalt mellom 1400 og 1600 mg N/L. I denne undersøkelsen ble det avdekket en svak/moderat trend der renseseffekten var høyere ved relativt høyere konsentrasjoner. I følge Vråle (1992) og Alam og Hossan (2009) vil renseseffekten bli større jo lavere innløpskonsentrasjonen av ammoniakk er. Forskjellene var likevel ikke store (Vråle, 1992). Resultatene i denne rapporten viser som sagt noe annerledes. Det er likevel ingen klar sammenheng mellom konsentrasjonene av ammoniakk

Masteroppgave UMB 12 - Undersøkelse av rensesgrader, driftsforhold og kostnader ved nitrogenfjerning og fangst med lukket ammoniakkstripping ved VEAS

og renseeffekten da renseeffekten har vært høy både ved lave og høye ammoniumkonsentrasjoner i filtratvannet. Årsaken til dette er nok en eller flere andre parametere eller forhold som styrer rensegraden mer direkte.

Luft/vann-forhold

Strippeanlegget ved VEAS hadde luft/vann-forholdet rundt 1150 ved normal drift. Renseeffekten var størst når luft/vann-forholdet var mellom 1100 og 1200. Etter oktober 2011 ble forholdet justert ned til rundt 880 som et resultat av at luftmengden ble redusert til 35 000 m³/h. Anlegget har fått like bra resultater etter dette også, noe også er gunstig med tanke på at redusert luftmengde vil gi reduserte energikostnader.

I Ødegård (1992) blir det nevnt at man trenger 3 m³ luft per liter vann for å fjerne nok ammoniakk fra avløpsvannet, noe som tilsvarer luft/vann-forhold på 3000. Andre studier, blant annet Gustin og Marinsek-Logar (2011), fant ut at effekten av økende luft/vann-forhold forsvant når det forholdet nådde 2000. I følge Liao et al. (1995) vil for høy luftmengde redusere temperaturen i vannet, men i lukket stripping er det motsatte tilfelle fordi når luftmengden blir større vil energitilførselen fra viftens arbeid bli høyere.

Filtratvannmengde på 11 l/s ser ut til å være den optimale vannmengden ved VEAS for å oppnå høyere renseeffekt. Årsaken kan være at dysenes spredning av vann over pakningsmaterialet er optimal ved denne vannbelastningen. Hvis vannmengden er for lav kan vannet gå "rett ned" i sentrum av pakningsmaterialet slik at vannets oppholdstid i strippekolonnen reduseres (Skaar, 2012, b). Kortere oppholdstid gir mindre kontakttid mellom luft og vann og vil dermed gi lavere renseeffekt.

Effekten av pH i resirkulert ammoniumnitratløsning

Figur 6-11 viser at renseeffekten i strippekolonnen var størst når pH i resirkulert ammoniumnitratløsning var mellom 0.52 og 0.83, mens den var lavest ved pH mellom 1 og 6.3. Janus og van der Roest (1997) og Katehis et al. (1998) fant ut at lavere pH i resirkulert mengde gir høyere rensegrad i absorpsjonskolonnen. Katehis et al. (1998) tilsatte kontinuerlig mer syre i resirkulert mengde for å opprettholde lav pH da det var viktig å ha lav pH for å fjerne nok ammoniakk fra innløpsluften.

pH i resirkulert ammoniumnitratløsning er meget kritisk for renseseffekten i strippekolonnen i strippeanlegget ved VEAS. Adskillig mer ammoniakk ble fjernet fra filtratvannet når pH i resirkulert ammoniumnitratløsning var under 1. pH justeres ved tilsette salpetersyre til den rundpumpede ammoniumnitratløsningen. Hos VEAS styres syretilsetningen automatisk etter pH resirkulert ammoniumnitrat. I kontrollrommet brukes egenvekten til resirkulert ammoniumnitratløsning som indikator når man vil overstyre syretilsetningen.

Sluttproduktets egenvektkrav som VEAS må oppfylle overfor Yara er 1,22 – 1,26 kg/liter, derfor er egenvekten en viktig parameter som må følges nøye med. Når pH i resirkulert ammoniumnitratløsning blir lav over en periode vil egenvekten falle og som konsekvens vil man få for surt sluttprodukt med lav densitet. For å unngå det heves pH ved å redusere syretilsetningen. Nedjusteringen av syremengden gir økning i pH og egenvekten vil gradvis øke, samtidig vil mindre ammoniakk fanges i absorpsjonskolonnen (Skaar, 2012, b).

Med lav rensesgrad i absorpsjonskolonnen vil innløpsluften til strippekolonnen inneholde høye ammoniakkonsentrasjoner. Det er ikke funnet tidligere studier som viser sammenhengen mellom rensesgraden i absorpsjonskolonnen og strippekolonnen, men Henry's lov tilsier at mengden ammoniakk overført fra vannet til luften er direkte proporsjonal med sin likevektkonsentrasjon av ammoniakk i vannet. Med det som bakgrunn kan man anta at strippekolonnen oppnår dårligere rensing av ammoniakk når innløpsluften (fra absorpsjonskolonnen) inneholder høy ammoniakkonsentrasjon.

Ut ifra dagens driftsrutiner med hensyn på justering av salpetersyremengde er det rimelig å konkludere med at absorpsjonskolonnen er den begrensende prosessen i strippeanlegget. Når pH i resirkulert ammoniumnitrat er optimal har renseseffekten til absorpsjonskolonnen vist seg å være høyere enn renseseffekten til strippekolonnen, slik at strippekolonnen blir den begrensende prosessen.

Ved å optimalisere den automatiske styringen av tilsetning av salpetersyremengde kan strippeanlegget fjerne og fange enda mer nitrogen, samtidig som sluttproduktet ammoniumnitrat har optimal pH og egenvekt.

7.2. Trykktap i overføringsrør

Trykktapsberegningene for lukket stripping ved VEAS har vist at strippekolonnen har gjennomsnittlig trykktapsandel på rundt 45 % mens tilsvarende for absorpsjonskolonnen er omtrent 22 %. Overføringsrørene har til sammen trykktap på 33 %, dvs. at rørene sto for 1/3 av strippeanleggets energiforbruk. Trykktapet i røret fra absorpsjonskolonne til viften kan muligens været noe mindre hvis man antar at det er noe trykk på sugesiden av viften.

Lasse Vråle (1992) har ved pilotforsøket med lukket stripping på Solumstrand i Drammen kommet fram til at 40 % av energiforbruket gikk til overføringsrørene. I pilotforsøket ble det benyttet O-ring, mens rørene til strippeanlegget ved VEAS er lagt i 8-tall for å få oppstrøms luftstrømning i begge kolonnene. "8-tall"-utformingen som VEAS har valgt resulterer i lengre rør mellom kolonnene. I følge litteraturen er strippekolonnen mer effektiv når vannet med ammonium strømmer motstrøms til luften. Det er uklart hvor mye motstrøms- kontra medstrømsprinsipp har å si for renseseffekten til en absorpsjonskolonne i et strippeanlegg. I O-ring løsning vil både syreblandingen og den urensede luften gå nedstrøms i absorpsjonskolonnen, og man vil på den måten redusere lengdene på overføringsrørene, og trykktapet som et resultat av det. Hvis man i tillegg øker rørdiameter vil man få ytterligere reduksjon i trykktapet i overføringsrørene.

Kostnadsberegningene for nitrogenfjerning ved strippeanlegget ved VEAS viser at strømkostnadene er kun 8 % av de totale driftskostnadene. Det gjør det mindre aktuelt for VEAS med ombygging av anlegget med hensyn på reduksjon av trykktapet i strippeanlegget, f.eks ved å installere rør med større diameter og kortere lengde ved å bygge om til en O-ring. I en fremtidig scenario der strømkostnadene utgjør betydelig større andel av driftskostnadene, kunne man spare en del på energikostnadene med en ombyggingstiltak. Med dagens kostnadsbilde for strippeanlegget vil VEAS spare kun 1 % av de årlige driftskostnadene hvis en ombygging reduserer 50 % av trykktapet i overføringsrørene. På den annen side har kjemikaliekostnadene øket forholdsvis mye fra 1999-kostnadsoverslaget. Hvis en nærmere analyse av dette og tiltak senker kjemikaliekostnadene vil energiforbruket igjen bli viktigere.

7.3. Kostnader for nitrogenfjerning ved VEAS

Beregninger av driftsutgifter for 2011 viste at nitrogenfjerning ved VEAS er rimeligere med lukket nitrogenstripping enn ved det biologiske rensetrinnet. Fjerning av 1 kg nitrogen kostet 7,82 kr ved lukket stripping mot 12,81 kr ved biologisk rensetrinn. Beregningene fra 1999 viste at kostnaden for å fjerne 1 kg nitrogen ved lukket stripping og biologisk rensetrinn var henholdsvis 2,81 kr og 5,04 kr. Selv om nitrogenfjerning ved lukket stripping fortsatt er rimeligere har den forholdsmessige forskjellen til biologisk rensetrinn blitt mindre.

I 1999 ble kun energiforbruket til driftblåsemaskinene tatt med i beregningene for biologisk rensetrinn og ikke kostnadene for drift av denitrifikasjonspumpene. Samtidig ble det beregnet for høyt energiforbruk for strippeanlegget da det ikke ble tatt hensyn til nedetid og at anlegget ikke gikk på maks effektforbruk som ble lagt til grunn. I tillegg er det for 2011 antatt at 70 % av prosessluften fra blåsemaskinene går til nitrogenfjerning. I 1999 ble dette kun 50 %. Det er likevel usikkert om hele energiforbruket til det biologiske rensetrinnet er med i beregningene denne gang. Energiforbruket lagt til grunn i beregningene i denne rapporten viser at blåsemaskiner, pumper til denitrifikasjon, vaskeblåser og vaskepumper hadde energiforbruk som tilsvarer 22 % av det totale energiforbruket til VEAS i 2011. I 2011 gikk over 44 % av total energiforbruk til vannbehandling, hvor biologisk rensetrinn står for den største andelen. I følge VEAS rapport nr 05-01 står biologisk rensetrinn for 32 % av det totale energiforbruket. Selv om nevnte rapport gir grove anslag er det rimelig å anta at energiforbruket til biologisk rensetrinn vil ligge høyere enn 22 % av det totale forbruket til VEAS.

Et annet viktig moment er at prisen på salpetersyre har økt uforholdsmessig mye mer enn prisen på metanol, noe som er ufordelaktig for lukket stripping. I tillegg får VEAS mindre igjen for ammoniumnitraten som selges til YARA. I 1999 var tilsvarende inntektene fra salget 47 % av kostnadene til innkjøpt salpetersyre, mens dette sank til 34 % i 2011. Dette virker noe urimelig. Hvis verdien på salpetersyre har steget så mye så burde også verdien av summen av salpetersyre og ammoniumverdien som selges tilbake vært minst like verdifull. Hadde 1999-forholdet mellom innkjøpspris til salpetersyre og salgpris til ammoniumnitrat vært

gjeldende i 2011 ville driftskostnadene forbundet med fjerning av 1 kg nitrogen ved strippeanlegget vært 6,48 kr.

Det er økningen av salpetersyrekostnadene som har ført til at nitrogenfjerning ved lukket stripping er blitt forholdsmessig dyrere sammenlignet med biologisk rensetrinn.

Salpetersyrekostnadene og metanolkostnadene er dominerende kostnadsposter for henholdsvis strippeanlegget og biologisk rensetrinn. Derfor vil prisutviklingen på metanol, salpetersyre og ammoniumnitrat være viktig for kostnadsforholdet mellom strippeanlegget og biologisk rensetrinn med hensyn på nitrogenfjerning. Hvorfor prisen på ammoniumnitrat har blitt så mye rimeligere er kanskje et forhandlingsspørsmål mellom VEAS og Yara. Hvis netto salpetersyre kostnader fortsetter å øke uforholdsmessig i forhold til metanolkostnader vil kostnadsforskjellen på nitrogenfjerning ved strippeanlegget og biologisk rensetrinn bli enda mindre.

8. KONKLUSJON

1. Stikkprøver fra 2009 til vår 2012 viste at strippeanlegget ved VEAS har i perioden 2009 til vår 2012 hatt gjennomsnittlig renseseffekt på 86.4 %. VEAS har for 2011 rapportert renseseffekt på 92 % over året og strippeanlegget har i 2011 bidratt med 14 % av det totale nitrogen fjernet ved VEAS.
2. Filtratvannet (innløpsvannet til strippekolonnen) fra kammerfilterpresseren har høy og stabil pH og temperatur som ligger på henholdsvis 12 og rundt 38-39 °C.
3. Innløpsvannmengden som er på 11 L/s virker å være optimal. Strippeanlegget opererte med luftmengde på 45 000 m³/h. I oktober 2011 ble luftmengden nedjustert til 35 000 m³/h og denne endringen har gitt like gode resultater som tidligere, under optimale forhold.
4. Ammoniakkkonsentrasjonen i innløpsvannet ligger normalt på 1400-1600 mg N/liter. Strippekolonnen har vist å klare høy renseseffekt under høye konsentrasjoner noe som tilsier kapasitet til å håndtere enda høyere konsentrasjoner.
5. PH i resirkulert ammoniumnitratløsning er meget viktig for renseseffekten til strippekolonnen. Lav pH gjør at absorpsjonskolonnen fanger mer ammoniakk slik at konsentrasjonen i luften til strippekolonnen reduseres, noe som vil føre til høyere renseseffekt i strippekolonnen.
6. Ved å optimalisere den automatiske styringen av tilsetning av salpetersyremengde kan strippeanlegget fjerne og fange enda mer nitrogen, samtidig som sluttproduktet ammoniumnitrat har optimal pH og egenvekt.
7. Trykktapet i overføringsrørene utgjør 33 % av det samlede trykktapet i prosessenhetene til lukket stripping ved VEAS.
8. Ombygging til O-ring vil redusere trykktapet i overføringsrørene, men en ombygging er økonomisk uaktuelt så lenge strømkostnadene utgjør 8 % av driftskostnadene til strippeanlegget. VEAS vil ikke spare noe særlig ved en ombygging.
9. Marginalkostnadene (driftskostnader) for fjerning av 1 kg nitrogen ved strippeanlegget og biologisk rensetrinn ved VEAS var henholdsvis 7.82 kr og 12.81 kr i 2011.
10. Salpetersyre og metanol utgjør de største kostnadspostene for henholdsvis strippeanlegget og biologisk renstrinn ved VEAS.

11. Energiforbruket for nitrogenfjerning til det lukkede strippeanlegget er en fjerdedel av forbruket til biologisk rensetrinn.

REFERANSER

- 1 Alam, R., Hossan, Md. D.: (2009). **Effect of packing materials and other parameters on the air stripping process for the removal of ammonia from the wastewater of natural gas fertilizer factory**, Journal of Water Resource and Protection (JWARP), Vol. 1 No. 3, sider 210-215
- 2 Bonmañi, A., Flotats, X.: (2003). **Air stripping of ammonia from pig slurry: characterisation and feasibility as a pre- or post-treatment to mesophilic anaerobic digestion**, Laboratory of Environmental Engineering, Department of Environment and Soil Science, University of Lleida, Av. Rovira Roure 177, E-25198 Lleida, Spain
- 3 Culp, R.L., Culp, G. L. (1971). **Advanced wastewater treatment**, Van Nostrand Reinhold Company; First Edition edition, ISBN-13: 978-0442217808, New York
- 4 Guštin, S., Marinšek-Logar, R.: (2011). **Effect of pH, temperature and air flow rate on the continuous ammonia stripping of the anaerobic digestion effluent**, Process Safety and Environmental Protection, Volume 89, Issue 1, Pages 61-66
- 5 Halling-Sørensen, B., Jørgensen, S.E. (1993). **The removal of nitrogen compounds from wastewater – 7. Air stripping**, DFH, Institut A, Environmental Chemistry Section, Copenhagen, Denmark, ISBN: 0-444-89152-8, sider 261-294
- 6 Huang, J- C., Shang, C.: (2006). **Air stripping, Advanced physicochemical treatment processes**, Humana Press Inc., eISBN: 1-59259-029-4, Totowa, New Jersey, sider 47-79
- 7 Janus, van der Roest, .: (1997). **Don't reject the Idea of treating reject water**, Water Science Technology, Vol. 35, No. 10, sider 27-34
- 8 Katehis, D., Diyamandoglu, V., Fillos, J.: (1998). **Stripping and Recovery of Ammonia from Centrate of Anaerobically Digested Biosolids at Elevated Temperatures**, *Water Environment Research*, Vol. 70, No. 2, sider 231-240
- 9 Kemira Kemwater, (2003). **About Water Treatment**, Helsingborg, Sverige, ISBN 91-631-4344-5
- 10 Kvam, E.M., Sæther, E.: (2001). **Energibalanse VEAS 2000**, VEAS rapport nr.: 05-01
- 11 Liao, P.H., Chen, A., Lo, K.V.: (1995). **Removal of nitrogen from swine manure wastewaters by ammonia stripping**, Department of Bio-Resource Engineering, University of British Columbia, 2357 Main Mall, Vancouver, B.C., V6T 1Z4, Canada.
- 12 LIU, X., PENG Y., WU Ch., Akio, T., PENG, Y.: (2008). **Nitrous oxide production during nitrogen removal from domestic wastewater in lab-scale sequencing batch reactor**, *Journal of Environmental Sciences*, Issue 20 (2008), sider 641-645.
- 13 Marttinen, S.K., Kettunen, R.H., Sormunen, K.M., Soimasuo, R.M., Rintala, J.A.: (2002). **Screening of physical–chemical methods for removal of organic material, nitrogen and toxicity from low strength landfill leachates**, *Chemosphere*, Volume 46, Issue 6, Pages 851-858
- 14 O'Farrell, T. P., Frauson, F. P., Cassel, A. F., Bishop, D. F.: (1972). **Nitrogen Removal by Ammonia Stripping**, *Journal (Water Pollution Control Federation)*, Vol. 44, No. 8, sider 1527-1535
- 15 Ryrfors, P.: (2006) **Oppløsning av kalk med saltsyre respektive sitronsyre**, VEAS rapport nr.: 4-06.
- 16 Sagberg, P, Ryrfors, P., Berg, K.G.: (2005) **10 Years of Operation of an Integrated Nutrient Removal Treatment Plant: Ups and Downs. Part 2: Sludge and Side Stream Treatment**, VEAS, <http://www.veas.nu/upload/file/english/10years.pdf> (20.06.2012)

- 17 Sagberg, P., Grundnes. B.: (2000) **Cost optimization of nitrogen removal in a compact nitrogen and phosphorus WWTP**. Water Science and Technology, Vol 41 No 9 sider 147-154.
- 18 Saracco, G., Genon, G. (1994). **High temperature ammonia stripping and recovery from process liquid wastes**, Dipartimento di Scienza dei Materiali e Ingegneria Chimica, Politecnico di Torino, C.so Duca degli Abruzzi 24, 10129 Torino, Italy
- 19 Skaar, Ida, Kontrollromstekniker, (2012, a): **E-post**
- 20 Skaar, Ida, Kontrollromstekniker, (2012, b): **Personlig meddelelse**
- 21 **SSB (Statistisk sentralbyrå)**, (2008), 12. Avløp og forurensing
http://www.ssb.no/emner/01/sa_nrm/nrm2008/kap12-avlop.pdf (14.08.2012)
- 22 Tchobanoglous, G., Burton, F.L., Stensel, H.D.: (2004) **Wasterwater Engineering – Treatment and reuse, Metcalf and Eddy Inc.**, ISBN: 007-124140-X, sidene 1162 – 1180
- 23 Trulsson, S.-G.: (1979). **Ammonia Recovery from Wastewaters in Packed Columns**, *Journal (Water Pollution Control Federation)* , Vol. 51, No. 10, sider 2513-2523
- 24 Vråle, L. (1991). **Deloppgave 8: Undersøkelser i pilotanlegget ved Solumstrand renseanlegg**, CHK-rapport F0164//91-299
- 25 Vråle, L. (1992). **Solumstrand renseanlegg: Nitrogenreduksjon med kombinert kalkfelling og ammoniumstripping i lukket anlegg**, CHK-rapport A1711/92-144
- 26 Vråle, Lasse, Førsteamanuensis, (2012, a): **Personlig meddelelse**
- 27 Walker, M., Iyer, K., Heaven, S., Banks, C.J. (2011). **Ammonia removal in anaerobic digestion by biogas stripping: An evaluation of process alternatives using a first order rate model based on experimental findings**, School of Civil Engineering and the Environment, University of Southampton, Southampton SO17 1BJ, UK
- 28 Xiaohui Lei, Norio Sugiura, Chuanping Feng, Takaaki Maekawa: (2007). **Pretreatment of anaerobic digestion effluent with ammonia stripping and biogas purification** , Journal of Hazardous Materials, Volume 145, Issue 3, Pages 391-397
- 29 Ødegård, H. (1992). **Fjerning av næringsstoffer ved rensing av avløpsvann**, Tapir Forlag, ISBN: 82-519-1109-5, Trondheim
- 30 Arntzen, V. (2012) **Masteroppgave under utarbeidelse**, UMB

VEDLEGG

VEDLEGG 1: Kostnader for å fjerne nitrogen ved lukket stripping for 2011

Post	Mengde	Enhet	Enhetspris, (NOK)*	Kostnad, (NOK)	Kostnad, (NOK/kg N)
Fjernet nitrogen	397.62	Tonn			
Årlige driftstimer	8760	timer (h)			
Nedetid	11.94	%			
Netto driftstimer	7714	timer (h)			
Gj.snittlig strømpris i 2011	0.45	kr/kWh			
Energikostnader					
Vifte	36.0	kWh/h			
Filtratvannspumpe	11.0	kWh/h			
Rejektvannspumpe	15.0	kWh/h			
Rundpumpe	11.0	kWh/h			
<u>Strippeanleggets timeforbruk</u>	<u>73.0</u>	<u>kWh/h</u>			
Strippeanleggets årsforbruk	563122	kWh	0.45	253 405	<u>0.64</u>
Salpetersyre kostnader					
Salpetersyre forbruk	2900	Tonn	1474	4 274 600	
Salg av ammoniumnitrat	4018	Tonn	367.5	1 476 615	
<i>Netto salpetersyre kostnader</i>				2 797 985	<u>7.04</u>
Saltsyrevaskkostnader					
Saltsyre forbruk	24.9	Tonn	2267	56 367	<u>0.14</u>
Sum kostnader				Kr	kr/kg N
Energikostnader				253 405	0.64
Netto salpetersyrekostnader				2 797 985	7.04
Syrevaskkostnader				56 367	0.14
Sum kostnader				3 107 757	7.82

* Enhetspriser er snitt for 2011

VEDLEGG 2: Kostnader for å fjerne nitrogen ved biologisk rensetrinn (BIO) for 2011

Post	Mengde	Enhet	Enhetspris, (NOK)*	Kostnad, (NOK)	Kostnad, (NOK/kg N)
Fjernet nitrogen	1231.60	tonn			
Årlige driftstimer	8760	timer (h)			
Nedetid	0.00	%			
Netto driftstimer	8760	timer (h)			
Gj.snittlig strømpris i 2011	0.45	kr/kWh			
Energikostnader					
<u>Blåsemaskiner</u>					
Prosessluft, årlig forbruk	213218400	Nm ³ /år			
Prosessluft, timeforbruk	24340	Nm ³ /h			
Energiforbruk pr Nm ³ luft	0.0294	kWh/Nm ³			
Sum energiforbruk, blåsere	6268621	kWh			
Andel til N-fjerning	70.00	%			
Energiforbruk til N-fjerning	4388035	kWh	0.45	1 974 616	<u>1.60</u>
					-
<u>Pumper til denitrifikasjon</u>					
Energiforbruk, 12 pumper	2701584	kWh	0.45	1 215 713	<u>0.99</u>
					-
<u>Sum energikostnader</u>	<u>7089619</u>	<u>kWh</u>	<u>0.45</u>	<u>3 190 328</u>	<u>2.59</u>
Metanol kostnader					
Metanol forbruk	4092	tonn	2570	10 516 440	<u>8.54</u>
Fosforsyre kostnad					
Fosforsyre forbruk	4.5	tonn	8650	38 925	<u>0.03</u>
Slambehandlingskostnad					
<u>Energikostnader</u>					
Slammengde 2011, utkjørt	33914	tonn			
Energiforbruk til slambehandling	9120000	kWh	0.45	4 104 000	
<u>Andre kostnader</u>					
Kalktilsetning	3262	tonn	1 300	4 240 600	
Polymer til avvanning	31	tonn	25 680	796 080	
Polymer til fortykker	52	tonn	25 900	1 346 800	
Slambehandlingskostnad	309	kr/tonn slam			-
					-
Slammengde fra biologisk trinn	5426	Tonn	309	1 677 997	<u>1.36</u>

Vaskevannskostnad				
Andel av energiforbruk til vaskevann	2.16 %			
Energiforbruk til vaskevann	778896 kWh	0.45	350 503	<u>0.28</u>
SUM Kostnader				
Energikostnad			3 190 328	2.59
Metanol			10 516 440	8.54
Fosforsyre			38 925	0.03
Slambehandling			1 677 997	1.36
Vaskevannkostnad			350 503	0.28
Sum kostnader			15 774 193	12.81

* Enhetspriser er snitt for 2011