
Återvinning av näringssämnen från avlopp

En litteraturstudie

Andriy Malovanyy
Solveig Johannesdottir
Sebastian Schwede
Serina Ahlgren
Elin Flodin
Kavitha Shanmugam

Svenskt Vatten

UTVECKLING

Svenskt Vatten Utveckling (SVU) är kommunernas eget FoU-program om kommunal VA-teknik. Programmet finansieras i sin helhet av kommunerna. Programmet lägger tonvikten på tillämpad forskning och utveckling inom det kommunala VA-området.

Författarna är ensamt ansvariga för rapportens innehåll, varför detta ej kan åberopas såsom representerande Svenskt Vattens ståndpunkt.

Svenskt Vatten Utveckling

Svenskt Vatten AB

POSTADRESS BOX 14057, 167 14 Bromma

BESÖKSADRESS Gustavslundsvägen 12, 167 51 Bromma

TELEFON 08-506 002 00

E-MAIL svensktvatten@svensktvatten.se

www.svensktvatten.se

RAPPORTENS TITEL	Återvinning av näringsämnen från avlopp. En litteraturstudie
TITLE OF THE REPORT	Recovery of nutrients from wastewater. Literature review
FÖRFATTARE	Andriy Malovanyy, IVL Svenska Miljöinstitutet, Solveig Johannesdottir, RISE Research Institutes of Sweden, Sebastian Schwede, Mälardalens universitet, Serina Ahlgren, Elin Flodin och Kavitha Shanmugam, RISE Research Institutes of Sweden
RAPPORTNUMMER	2022-6
ANTAL SIDOR	83
SAMMANDRAG	Rapporten beskriver etablerade och nya tekniker för kväveåtervinning ur avloppsvatten, och jämför återvinningsmetoderna med andra sätt att tillverka kvävegödsel när det gäller klimatpåverkan och kostnader. Rapporten innehåller också en kort genomgång av möjligheter för återvinning av kalium och svavel och en statusuppdatering av metoder för återvinning av fosfor.
SUMMARY	The report describes established and new technologies for nitrogen recovery from wastewater and compares the nitrogen recovery methods with other ways of producing nitrogen fertilizer in terms of climate impact and costs. The report also includes a brief review of opportunities for potassium and sulfur recovery and a status update of phosphorus recovery methods.
SÖKORD	Näringsåtervinning, avloppsvatten, rejektvatten, kväveåtervinning
KEYWORDS	Nutrient recovery, wastewater, reject water, nitrogen recovery
MÅLGRUPPER	Processingenjörer, reningsverkschefer, konsulter, forskare
RAPPORT	Finns att hämta hem som pdf från Vattenbokhandeln. https://vattenbokhandeln.svensktvatten.se/
UTGIVNINGÅR	2022
UTGIVARE	© Svenskt Vatten AB
REFERENS	Malovanyy A., Johannesdottir S., Schwede S., Ahlgren S., Flodin E. och Shanmugam K. (2022). Återvinning av näringsämnen från avlopp. En litteraturstudie. SVU-rapport 2022-6. Stockholm, Svenskt Vatten.
RAPPORTNUMMER IVL	B2445

Om projektet

PROJEKTNUMMER	21-108
PROJEKTETS NAMN	Återvinning av näringsämnen från avlopp – Litteraturstudie
PROJEKTETS FINANSIERING	Svenskt Vatten Utveckling, Stiftelsen IVL, Växjö kommun, Stockholm Vatten och Avfall, Gästrike Vatten, Vatten & Miljö i Väst, Uppsala Vatten och Avfall, VA SYD, Nordvästra Skånes Vatten och Avlopp.

Förord

Projektet har finansierats i första hand av Svenskt Vatten Utveckling och Stiftelsen IVL. Växjö kommun, Stockholm Vatten och Avfall (SVOA), Gästrike Vatten, Vatten & Miljö i Väst AB (VIVAB) och Uppsala Vatten och Avfall (UVAB) har bidragit med en kontantinsats till projektet, bekostat extra analyser och bidragit med värdefulla diskussioner inom referensgruppen samt granskning av rapporten. VA SYD, Sweden Water Research (SWR), Nordvästra Skånes Vatten och Avlopp AB (NSVA) och Gryaab har dessutom bidragit genom att tillgängliggöra analysresultat och/eller medverka i referensgruppen.

Andriy Malovanyy, IVL Svenska Miljöinstitutet, och Sebastian Schwede, Mälardalens universitet, ansvarade i projektet för beskrivning av tekniker för kväveåtervinning samt insamling av data för utvärdering av klimatpåverkan och ekonomisk utvärdering. Serina Ahlgren och Kavitha Shanmugam, RISE, gjorde utvärderingen av klimatpåverkan och ekonomi och beskrivningen av kvävegödselproduktion från olika energikällor. Elin Flodin och Solveig Johannesdottir, RISE, gjorde uppdateringen av litteratursammanställningen om fosforåtervinningstekniker samt utredde möjligheter för återvinning av kalium. Andriy Malovanyy, IVL, utredde möjligheter för svavelåtervinning.

För medverkan i referensgruppsarbete, värdefulla diskussioner, insamling av data och granskning av rapporten vill författarna tacka David Gustavsson, VA SYD och SWR, Hamse Kjerstadius och Ellen Edefell, NSVA, prof. em. Håkan Jönsson, SLU, Anna Maria Sundin och Johanna Andersson, UVAB, Alexander Keucken och Moshe Habagil, VIVAB, Jeanette Lindberg, Växjö kommun, Elisabet Aulenius, Gästrike Vatten, Helena Giers och Marie Albrectsson, SVOA, samt Maria Neth, Gryaab.

För behjälplighet vid studiebesök samt uppgifter om återvinningsanläggningar och tekniker för näringsåtervinning riktas ett stort tack till David Gustavsson och Hamse Kjerstadius (strippningsanläggning vid Ellinge avloppsreningsverk, struvitfällning på RecoLab), Wang-Hansen Kjetil (VEAS), Lars Bengtsson (indunstningsanläggning i Huddinge), Anna Lundbom och Måns Gerdtsen (kväveåtervinningsanläggning EasyMining), Ute Bauermeister och Thomas Meier (GNS), Robert Eden (Organics), Merijn Picavet (Colsen), Geir Halvorsen (EPCON) och Peter Axegård (C-Green).

Stort tack också till Sven-Erik Adolffsson, Brenntag, som tog fram riktpriiser för olika kemikalier för den ekonomiska utvärderingen.

Andriy Malovanyy
Solveig Johannesdottir
Sebastian Schwede
Serina Ahlgren
Elin Flodin
Kavitha Shanmugam

Innehåll

Förord.....	2
Sammanfattning.....	4
Summary	5
1 Bakgrund	6
2 Syfte.....	9
3 Kvävebalans och rening av kväve på avloppsreningsverk.....	10
3.1 Kvävebalans och massflöde på reningsverk.....	10
3.2 Kväverening på reningsverk.....	11
3.3 Lustgasemissioner vid kväverening.....	12
3.4 Kostnad för kväverening.....	13
4 Produktion av kvävegödsel	15
4.1 Dagens fossilbaserade produktion.....	15
4.2 Grön energi i produktionen.....	16
5 Kväveåtervinning från högkoncentrerade strömmar	18
5.1 Traditionell strippning av ammoniak.....	18
5.2 Termisk driven strippning av ammoniak	21
5.3 Struvitfällning	25
5.4 Kväveåtervinnig med gaspermeabla membran.....	30
5.5 Indunstning.....	34
5.6 Destillation.....	35
5.7 Odling av biomassa	36
5.8 Mikrobiologiska celler	37
5.9 Elektrodialys.....	38
5.10 Jonbyte.....	39
5.11 Omvänd osmos	42
5.12 Kväveåtervinning från EasyMining	43
5.13 Återvinning från andra högkoncentrerade strömmar	44
5.14 Sammanställning.....	46
6 Utvärdering av klimatpåverkan och ekonomi för kväveåtervinning	49
6.1 Klimatpåverkan.....	50
6.2 Kostnadsuppskattning	53
6.3 Effekt av kväveåtervinning på kväverening	57
6.4 Kväveåtervinning - slutsatser och rekommendationer	57
7 Fosforåtervinning – statusuppdatering.....	61
7.1 Tekniker presenterade av von Bahr och Kärrman (2019)	61
7.2 Tekniker i ESPP – DPP – NNP:s katalog	63
8 Återvinning av svavel.....	66
8.1 Är svavel en begränsad resurs?	66
8.2 Svavel i olika avloppsfraktioner	66
8.3 Svavelomvandling på reningsverk och möjligheter för återvinning	68
9 Återvinning av kalium.....	71
9.1 Kalium i olika avloppsfraktioner	71
9.2 Kaliumåtervinning från avloppsslam	72
9.3 Kaliumåtervinning från vattenfas	72
9.4 Kaliumåtervinning från källsorterat avlopp.....	73
10 Slutsatser	74
Referenser	76

Sammanfattning

Rapporten beskriver etablerade och nya tekniker för kväveåtervinning ur avloppsvatten, och jämför återvinningsmetoderna med andra sätt att tillverka kvävegödsel när det gäller klimatpåverkan och kostnader. Rapporten innehåller också en kort genomgång av möjligheter för återvinning av kalium och svavel och en statusuppdatering av metoder för återvinning av fosfor.

Återvinning av näringsämnen från avlopp i Sverige sker i dag nästan uteslutande genom spridning av avloppsslam på åkermark; cirka en tredjedel av allt slam används på det viset. Avvattnat rötslam innehåller bara cirka 15 procent av det kväve som finns i inkommande avloppsvatten. Ökad återvinning av kväve har därför stor potential utöver slamspredning. Det finns risk att även den lilla mängden kväve som återförs med slam i dag uteblir ifall det blir så att slamanvändning på åkermark förbjuds samtidigt som det blir krav på återvinning av fosfor. De mest intressanta metoderna återvinnet fosfor från aska efter slamförbränning, och det innebär att kväveinnehållet går förlorat.

Dagens kväverening sker i huvudsak med biologiska metoder i reningsverkets huvudström. Ett alternativ är att avskilja det kväve som finns i rejektvatten, det vill säga det högkoncentrerade vatten som blir över vid avvattning av rötat slam. Kvävemängden i rejektvattnet är ungefär lika stor som kvävemängden i själva slammet. Kvävet i rejektvatten kan återvinnas till gödselprodukter med olika kemisk-fysikaliska metoder. Om kväve återvinns behöver mindre kväve renas biologiskt. Det sparar energi och minskar utsläppen av växthusgaser, framför allt lustgas. Men kväveåtervinningsprocesser är energi- och kemikalieintensiva, vilket ger indirekta utsläpp av växthusgaser och relativt hög kostnad.

En litteraturstudie visade att ammoniakstrippning (avdrivning av ammoniak i gasfas) och kontaktmembran är de tekniker för kväveåtervinning från rejektvatten som finns i fullskala och som har liknande och relativt hög förbrukning av kemikalier och energi. För spillvattenströmmar som liknar rejektvatten har det testats andra metoder, bland annat termisk strippning av ammoniak med vidare kemisk reaktion med gips eller destillering till ammoniakvatten. Även indunstning och destillation är utvecklade tekniker som har potential för kväveåtervinning.

Konventionell produktion av kvävegödsel är beroende av naturgas för att få energi. Flera tekniker utvecklas nu där förnybar energi kan användas för produktion av ammoniak. Projektet utvärderade klimatpåverkan och kostnader för olika kväveåtervinningsmetoder jämfört med produktion av kvävegödsel från fossila och förnybara energikällor. Återvinningsmetoderna visade stor variation, men några slutsatser kan dras. Driftkostnaden för kväveåtervinning med de etablerade teknikerna (ammoniakstrippning och kontaktmembran) är lite högre än kostnaden för produktion av kvävegödsel från fossila och förnybara energikällor, även när kostnaden för utebliven rening av rejektvatten med de mest kostnadseffektiva biologiska metoderna dras av. Däremot är klimatpåverkan från kväveåtervinning lägre än klimatpåverkan från kvävegödselproduktion och biologisk kväverening. Flera nya återvinningstekniker, som till exempel termisk strippning av ammoniak och struvitfällning kombinerad med syrabehandling, har potential att ge både lägre kostnad och lägre klimatpåverkan.

Ett alternativ för att återvinna så mycket kväve som möjligt är att införa källsorterande system och separat behandling av klosettatten eller urin. Även återvinning från den lågkoncentrerade huvudströmmen av avloppsvatten med en jonbytesprocess följt av återvinning med strippning eller kontaktmembran har potential.

Summary

The report describes established and new technologies for nitrogen recovery from wastewater and compares the nitrogen recovery methods with other ways of producing nitrogen fertilizer in terms of climate impact and costs. The report also includes a brief review of opportunities for potassium and sulfur recovery and a status update of phosphorus recovery methods.

Recycling of nutrients from sewage in Sweden today takes place almost exclusively by spreading of sewage sludge on arable land; about a third of all sludge is used in this way. Dewatered sludge contains only about 15 percent of the nitrogen present in incoming wastewater. Except of sludge spreading, increased nitrogen recovery therefore has therefore great potential. There is a risk that even the minor nitrogen recycling with sludge today will be stopped if sludge use on arable land is to be banned at the same time as the requirement for phosphorus recycling is introduced. The most interesting methods of phosphorus recovery involve sludge incineration and recovery from ashes, and this means that the nitrogen content is lost during the incineration.

Nitrogen is mainly removed with biological methods in the treatment plant's main-stream today. An alternative is to separate the nitrogen present in reject water, ie the highly concentrated water that remains when dewatering digested sludge. The amount of nitrogen in the reject water is about the same as the amount of nitrogen in the sludge itself. The nitrogen in reject water can be recycled into fertilizer products by various chemical-physical methods. If nitrogen is recycled, less nitrogen needs to be removed biologically, which saves energy and reduces greenhouse gas emissions, especially nitrous oxide. Nitrogen recovery processes are, however, energy and chemical intensive, resulting in indirect greenhouse gas emissions and relatively high cost.

A literature study showed that ammonia stripping and contact membranes are the techniques for nitrogen recovery from reject water that are applied in full scale and have similar and relatively high consumption of chemicals and energy. For wastewater streams similar to reject water, other methods have been tested, including thermal stripping of ammonia with further chemical reaction with gypsum or distillation to ammonia water. Evaporation and distillation are also developed techniques that have the potential for nitrogen recovery.

Conventional production of nitrogen fertilizer depends on natural gas to obtain energy. Several technologies are now being developed where renewable energy can be used for the production of ammonia. The project evaluated the climate impact and costs for different nitrogen recovery methods compared with the production of nitrogen fertilizer from fossil and renewable energy sources. There was a big variation of results for the different recovery methods, but some conclusions can be drawn. The operating cost of nitrogen recovery with the established technologies (ammonia stripping and contact membranes) is slightly higher than the cost of producing nitrogen fertilizer from fossil and renewable energy sources, even when the cost of biological treatment of reject water with the most cost-effective biological methods is deducted. On the other hand, the climate impact from nitrogen recycling is lower than the climate impact from nitrogen fertilizer production and biological nitrogen removal. Several new recycling techniques, such as thermal stripping of ammonia and struvite precipitation with further acid treatment, have the potential to provide both lower cost and lower climate impact.

An alternative for recovering as much nitrogen as possible is to introduce source sorting systems and separate treatment of toilet water or urine. Recovery from the low-concentration main stream of wastewater with an ion exchange process followed by recovery with stripping or contact membranes also has potential.

1 Bakgrund

Återvinning av näringsämnen från avlopp sker idag nästan uteslutande genom spridning av avloppsslam på åkermark. Avvattnat rötslam innehåller i princip all fosfor som avskiljs på ett avloppsreningsverk (ARV), dock hamnar endast cirka 15 % av kväveinnehållet i inkommande avloppsvatten i det rötade avvattnade slammet och kan återvinnas genom slamspridning på åkermark (Jönsson 2019). Eftersom det är endast cirka en tredjedel av allt producerat slam som sprids på åkermark i Sverige återvinns idag endast några procent av det kväve som finns i inkommande avloppsvatten. Det diskuteras nu om slam ska fortsätta vara tillåtet att sprida på åkermark eller om ett nationellt förbud mot slamspridning ska införas (SOU 2020:3). Ett eventuellt slamspridningsförbud tillsammans med eventuella krav på fosforutvinning kommer att innebära att återvinning av kväve förmodligen minskar ytterligare. Detta eftersom de mest intressanta metoderna återvinner fosfor från aska efter slamförbränning, vilket innebär att kväveinnehållet i slammet förloras (von Bahr & Kärrman 2019).

Fosfor är en ändlig resurs i högkvalitativ koncentrerad form och därför finns det ett stort fokus på utveckling och införande av metoder för återvinning av fosfor från avloppsvatten. Enligt Jönsson (2019) är dock återvinning av kväve från avloppsvatten minst lika viktigt som återvinning av fosfor. Det beror på att konventionell kvävegödselproduktion innebär stora växthusgasutsläpp men även på att den beräknade ekonomiska reserven av fosfor är stor (266 år vid nuvarande produktion) i jämförelse med reserven av naturgas, som används som råvara för dagens kvävegödselproduktion (53 år). Beroendet av naturgas för kvävegödselproduktion är även en viktig aspekt i ett geopolitiskt perspektiv. Dessutom är klimatkrisen en viktig faktor i diskussionen kring användning av fossila reserver. Baserat på 2019 års globala utsläpp av 43,1 GtCO₂ kan koldioxidbudgeten uttryckas i antal år som återstår på nuvarande utsläppsnivåer – från och med 2020 motsvarar detta 11,5 år för en 50 % sannolikhet för ett uppvärmningsresultat på 1,5 °C (Carbon Tracker Initiative, u.å.). Även tillgång till svavel i användbar kemisk form är begränsad med reserver på cirka 60 år. Reserverna av kalium har beräknats till 93 år. Det finns potential för återvinning av svavel och kalium från avloppsvatten, dock är incitamenten mindre än för återvinning av kväve och fosfor eftersom reserverna är större och produktion av kalium- och svavelgödsel inte är så resurskrävande som för kväve- och fosforgödsel.

Produktion av mineralkvävegödsel kräver mycket energi eftersom det behövs vätgas för att kunna binda in kväve från luften i den vanligaste processen. I den så kallade Haber-Bosch-syntesen bildas ammoniak av kvävgas och vätgas. Vätgasen produceras från naturgas, eller från kol eller olja i kombination med vatten. För att tillverka ammoniak krävs cirka 9,5 MWh/ton N vid användning av naturgas som energikälla (Hoxha & Christensen 2018). Med en världsproduktion på cirka 150 miljoner ton ammoniak-kväve årligen står gödselindustrin för cirka 28 % av all naturgasförbrukning i världen och därför även för en stor del av växthusgasutsläppen, speciellt då processen inte bara släpper ut koldioxid, utan även lustgas. I moderna produktionsanläggningar inom EU används katalytisk rening för att minska utsläppen av lustgas. Det finns flera tekniker under utveckling där förnyelsebar energi kan användas för produktion av ammoniak (Ahlgren et al. 2015). Dessa kräver 9-28 MWh/ton N beroende på teknik och råvara (James & van Delft 2017; Dawson & Hilton 2011).

Kväverening står för en stor del av kostnaderna för rening av avloppsvatten i de ARV som omfattas av kvävereningskrav. Detta beror på att kväverening medför ökat luftningsbehov, mer pumpning av vatten (nitratretur till fördenitrifikation) och ibland tillsats av extern kolkälla som ett komplement till fördenitrifikation för ARV med hårda utsläppskrav. Tillsats av fossiltillverkad extern kolkälla och utsläpp av lustgas i samband

med kvävereningen gör att denna kan stå för huvuddelen av klimatavtrycket på ett ARV (Jönsson et al. 2015).

Återvinning av kväve från avloppsvatten har därför potential att minska både direkta och indirekta utsläpp av växthusgaser från avloppsvattenrening. Stöd för att återvinna kväve och andra näringsämnen finns i miljöbalkens §1 2:a stycket vars 5:e punkt säger att "Miljöbalken skall tillämpas så att ... återanvändning och återvinning liksom annan hushållning med material, råvaror och energi främjas så att kretslopp uppnås". Formuleringen är väldigt generell och har inte i något prejudicerande fall hittills lett till ett krav på kväveåtervinning från avlopp. En intressant fråga är om det finns underlag som visar att kväveåtervinning verkligen ger bättre "hushållning med material, råvaror och energi".

I linje med samhällets starka ambition att gå mot cirkulära kretslopp och en cirkulär bioekonomi finns en stark vilja i VA-kollektivet att bidra till detta genom att bland annat främja återvinning av kväve från lämpliga avloppsvattenströmmar för att närma sig slutna kretslopp och bättre hushålla med resurser. Återvinning av kväve har dock sällan varit ekonomiskt motiverat jämfört med biologiska reningsprocesser. Det krävs därför politiska initiativ eller ekonomiska styrmedel för att påskynda återvinning av kväve. Starka incitament för att främja kväveåtervinning har föreslagits av Delegationen för cirkulär ekonomi och mer specifikt expertgruppen för Hållbar och cirkulär VA. Expertgruppen leddes av Svenskt Vatten och representanter från fem VA-organisationer ingick. Expertgruppen gav många rekommendationer till Delegationen för cirkulär ekonomi (Finnson & Lind 2020; Finnson & Lind 2021) och flera av dessa har delegationen skickat vidare till regeringen (Delegationen för cirkulär ekonomi 2021; Delegationen för cirkulär ekonomi 2022), bland annat:

- Tillsätt en utredning om kvotplikt för återvunnen fosfor och återvunnet kväve i mineralgödsel.
- Tillsätt en utredning om ett certifieringssystem för klimatsmart återvunnet kväve.
- Regeringen bör besluta om etappmål för återföring av fosfor och kväve till livsmedelsproduktionen. Till 2030 bör målet vara att återföra minst 50 % av fosfor och 15 % av kvävet.
- Regeringen bör återinföra en skatt på mineralgödselkväve för att ge återvunnet kväve en konkurrensfördel.
- Regeringen bör besluta om en riktad satsning på fullskaliga pilotanläggningar för återvinning av växtnäring från avloppsvatten med syfte att kunna producera mineralgödsel.

Även ett följande förslag från delegationen (2022) främjar indirekt införande av kväveåtervinning eftersom kväveåtervinning minskar de direkta utsläppen av lustgas från ARV:

- Regeringen bör utreda ett införande av krav på mätning och begränsning av lustgasutsläpp från ARV.

Delegationen rekommenderar således flera utredningar om olika åtgärder som kan öka incitamenten för kväveåtervinning från avlopp samt pilotanläggningar för att förbättra kunskapen om sådan återvinning. Vissa av rekommendationerna föreslår dock direkt ett styrmedel eller politiskt mål utan en föregående utredning (skatt på mineralgödselkväve, mål för återvinning av 15 % av kväve).

Kväve i sig är ingen ändlig resurs och mineralkvävegödsel kan produceras från förnyelsebara energikällor. Processer för återvinning av kväve från avloppsvattenströmmar är energi- och kemikalieintensiva och leder också till indirekt klimatpåverkan. Det saknas idag bra jämförelser mellan total klimatpåverkan från kväveåtervinning (inklusive utsläpp från minskat behov av biologisk kväverening) med klimatpåverkan från

produktion av kvävegödsel från fossila eller förnyelsebara källor samt även bra jämförelser av kostnader för dessa alternativ. Att råda bot på dessa brister är huvudsyftet med föreliggande rapport, som förhoppningsvis kommer ge mer klarhet och argumentation för att driva förändring mot en mer kostnadseffektiv och klimatsmart hantering av kvävet på ARV, inklusive återvinning som kvävegödsel när detta är motiverat ur miljö- och/eller ekonomisk synpunkt.

2 Syfte

Projektets syfte är att göra en kunskapssammanställning av metoder för återvinning av kväve, fosfor, svavel och kalium från avloppsvatten och bedöma konkurrenskraften av dessa tekniker för återvinning på svenska kommunala ARV utifrån praktisk kompatibilitet med övriga processteg, teknisk mognadsgrad, kostnad och miljöpåverkan. Inom projektet utreds även vilka nya näringsåtervinningstekniker som går att kombinera, så att fler växtnäringsämnen kan utvinnas samtidigt.

Teknikutveckling för svavel- och kaliumåtervinning från avloppsvatten ligger förmodligen längre fram i tiden, om det ens är motiverat med de system vi har. Låga reserver av dessa näringsämnen (speciellt kalium) motiverar dock att bedöma den tekniska gångbarheten av återvinningen och belysa vilka metoder som kan användas för detta. Kväveåtervinning från huvudströmmen är förmodligen inte motiverat i ett kortare tidsperspektiv på grund av låga halter i inkommande vatten. Därför läggs störst fokus i projektet på kväveåtervinning från rejektvatten och andra högkoncentrerade strömmar, även om andra ämnen/strömmar inkluderas för att få en samlad bild av möjligheter för näringsåtervinning från centraliserade avlopssystem.

Specifika mål och frågeställningar inkluderar:

1. Ökad kunskap och förståelse för metoder för näringsåtervinning från avloppsvatten bland SVU:s medlemmar, konsulter och forskare.
2. Bedömning av kostnader för kväveåtervinning från högkoncentrerade delströmmar (så som rejektvatten, kondensvatten från slamtorkning och rejekt från hydrotermisk karbonisering, HTC) och från huvudströmmen av avloppsvatten med olika återvinningsmetoder.
3. Bedömning av de positiva effekter för avloppsvattenrening som kväveåtervinning skapar och bedömning av den förändrade klimatpåverkan som kväveåtervinning medför.
4. Uppdatering av kunskapsläge avseende återvinning av fosfor
5. Översiktlig bedömning av möjligheter för återvinning av svavel och kalium.

3 Kvävebalans och rening av kväve på avloppsreningsverk

3.1 Kvävebalans och massflöde på reningsverk

Huvuddelen av det kväve som återfinns i inkommande avloppsvatten härstammar från mänsklig aktivitet och utsläpp till avlopp med urin och avföring. Från Jönsson et al. (2005) och Jönsson (2019) skattas att 70-85 % av kvävet i inkommande vatten kommer från urin, och resterande del från andra källor.

Inom detta projekt har det gjorts förenklade massbalanser över kväve på flera ARV som medverkade i projektet. Massbalanserna utgick dock från befintliga analysresultat och det var därför svårt att kartlägga flödet av kväve i alla reningssteg. Fokus var därför på att kartlägga hur stor andel av kvävet som återfinns i avvattnat slam och rejektivatten och som därmed är mer tillgänglig för återföring till jordbruksmark genom slamspridning och utökad kväveåtervinning. All data rapporterad i Tabell 3.1 är årsmedelvärden för 2021 eller 2020, om inget annat anges. Vissa värden är dock resultat av stickprov eller beräkningar. Viktigt att poängtera är att Sundet ARV även tar emot externt organiskt material för rötning. Kvävebelastningen från detta är inte med i massbalansen och därför överskattas andel kväve som återfinns i slam eller rejektivatten för detta ARV.

Tabell 3.1

Kvävehalter i olika strömmar på kommunala ARV.

		Kungsävsverket, Uppsala	Getteröverket, Varberg	Bromma, Stockholm	Duvbacken, Gävle	Sundet, Växjö (2013)	Sundet, Växjö (2020)	Källby, Lund	Ryaverket, Göteborg
Inkommande	Tot-N [mg/l]	54	40	33	31	41	38	48	28
	NH ₄ -N [mg/l]	-	-	27	24	28	28	35	22
Rejektivatten	Tot-N [mg/l]	591	970	1 106	1 035	1 048	1 404	-	1 020
	NH ₄ -N [mg/l]	-	-	874	980	985	1 283	807	870
	pH	7,9	-	-	-	8,2	8,1	7,3 ¹	7,7
	Alkalinitet, mg CaCO ₃ /l	3 264	-	-	-	3 814	5 454	-	-
Avvattnat slam, g N/kg TS		51	35	48	58	47	50	48	48
Återfinns i slam, % av inkommande mängd Tot-N		19 %	13 %	16 %	19 %	34 %	34 %	18 %	21 %
Återfinns i rejektivatten, % av inkommande mängd Tot-N		10 %	16 %	16 %	17 %	23 %	22 %	12 % ²	16 %

¹⁾ I rötchammare

²⁾ Beräknad på NH₄-N

Sammanställningen av halter och mängder visar att det finns en stor variation mellan de olika ARV:n gällande både kvävehalter i de olika strömmarna och fördelningen av flödet av kväve mellan rejektvatten och slam. Kvävehalten i rejektvatten på Kungsängsverket är lägst bland de studerade ARV:n (591 mg/l) som annars ligger kring 900-1110 mg/l på de övriga ARV:n. För Sundet ARV gjordes en massbalans år 2013, när slammet behandlats genom traditionell mesofil rötning, samt år 2020 efter att termisk hydrolys med Cambi-processen implementerats. Kvävehalter i rejektvatten är högre med Cambi-processen, vilket är ett resultat av att slammet förtjockas till cirka 12 % TS innan behandling. Det bildas således en mindre volym av ett mer koncentrerat rejektvatten. En mer långtgående nedbrytning av slam skulle också ge en högre hydrolys av kväve och en högre kvävehalt i rejektvatten. Från massbalansen kan man dock se att det är ungefär samma andel av inkommande kvävebelastning som hamnar i slammet (34 %) och i rejektvatten (22-23 %), vilket tyder på att hydrolysen av kväve är ungefär samma med/utan Cambi. Det kan dock finnas andra faktorer som skulle kunna påverka massbalansen, exempelvis annan sammansättning av organiskt material som tas emot för rötning.

I relation till det kväve som kommer med inkommande vatten är det således 13-34 % som hamnar i avvattnat slam och kan återföras jordbruksmarken utan någon särskild återvinningsprocess. Andel kväve som hamnar i rejektvatten är vanligtvis något lägre och varierar mellan 10 % och 23 %. Totalt kan därför 29-57 % av kväve återvinnas om slamspridning på åkermark fortsättningsvis kommer vara tillåten och om man återvin- ner kväve från rejektvatten. Viktigt är dock att poängtera att Sundet ARV är det enda ARV:t bland de undersökta som tar emot externt organiskt material. Om man exkluderar Sundet ARV blir total potentiell återvinningsgrad avseende kväve 29-37 %.

Som beskrevs tidigare föreslår Delegationen för cirkulär ekonomi, där bland annat representanter från VA-organisationer och Svenskt Vatten ingår, att det ska införas ett mål på återvinning av minst 15 % av kväve från avloppsvatten (Delegationen för cirkulär ekonomi 2022). Beroende på hur målet skulle utformas (nationellt mål för alla ARV summerat, mål för varje enskilt ARV, mål för större ARV etcetera) kan det räcka med endast spridning av slam för att klara det eventuella målet. Vid ett nationellt mål skulle dock andelen slam som sprids på åkermark behöva ökas från dagens cirka 30 % till närmare 80 %. Vid ett eventuellt slamspridningsförbud skulle enskilda ARV kunna klara målet genom kväveåtervinning av cirka 90 % av kväve i rejektvattenströmmen om slammet rötas. Att återvinna kväve från avloppsvatten/rejektvatten på mindre ARV är tekniskt och ekonomiskt svårt och det är därför svårt att klara målet på 15 % återvinning på nationell nivå om slamspridning förbjuds.

Duvbacken ARV är det enda ARV:t i listan som inte har något kväverenkingskrav. Om kväve inte behöver nitrifieras kan en kortare slamålder hållas, vilket teoretiskt kan ge en högre assimilation och en större andel kväve som kommer till slam och rejektvatten. ARV:t avviker dock inte väsentligt från de andra ARV:n då det är totalt 36 % av kväve som återfinns i rejektvatten och slam.

För de ARV som mäter alkalinitet i sitt rejektvatten ligger kvoten Alk:N på 1,0-1,5 mol/mol. Tillräckligt med alkalinitet är viktigt vid biologisk rening av rejektvatten men den höga alkaliniteten betyder också att rejektvatten har en stor pH-buffrande förmåga. Detta betyder en hög förbrukning av kemikalier för den pH-justering som de flesta återvinningsteknikerna kräver.

3.2 Kväverening på reningsverk

Alla ARV har inte krav på kväverening men för de som behöver minska kvävehalten i avloppsvattnet kan antingen biologiska eller fysikalisk-kemiska metoder användas. De fysikalisk-kemiska metoderna har som syfte att, förutom att reducera kväveinnehållet, även skapa en produkt som kan användas för näringsåterföring till åkermark. Dessa

metoder för näringsåtervinning beskrivs närmare i senare delar av rapporten. Den konventionella kvävereningen utgörs av biologiska metoder vilka kortfattat beskrivs i följande avsnitt. Reningsgraden för alla svenska kommunala ARV var 2018 i genomsnitt 64 % för kväve men för de största ARV:n med fler än 100 000 anslutna personer, avskildes 74 % av kvävet (Naturvårdsverket & Statistiska Centralbyrån 2020).

I ARV:ns huvudström sker majoriteten av dagens kväverening. Som diskuterades ovan förekommer huvuddelen av kvävet i inkommande vatten i löst form. Det finns dock även partikelbundet kväve som avskiljs delvis vid försedimentering. Vanligtvis avskiljs cirka 10 % av inkommande kväve i försedimentering. Huvuddelen av resterande kväve avskiljs i huvudströmmen via assimilation och nitrifikation-denitrifikation. Till nitrifikationen, likväl som BOD-nedbrytning, krävs syre och syrebehovet tillgodoses via luftning. Luftningen kräver mycket energi och kan motsvara omkring 30-50 % av elförbrukningen på ARV:t (Bengtsson et al. 2019). Till denitrifikationen krävs en intern eller extern kolkälla för att tillgodose behovet av organiskt material, och speciellt vid stränga utsläppskrav kan tillsats av en extern kolkälla behövas. Förutom rening av kväve genom nitrifikation och denitrifikation till kvävgas binds en del av kvävet till det bioslam som bildas vid den biologiska reningen (assimilation). Andelen kväve som binds till slam beror mest på slamproduktionen, vilket i sin tur beror på BOD-innehåll i inkommande vatten och slamålder.

Det kväve som avskiljs i form av primärslam (partikelbundet kväve i inkommande vatten) samt bioslam (assimilerat kväve) behandlas i röt-kammare där organiskt material bryts ner och biogas bildas. Vid anaerob rötning frigörs även kväve som återgår från partikelbundet organiskt kväve till löst ammoniumkväve. Rejektvatten bildas vid avvattning av rötat slam och den i särklass vanligaste hanteringen av rektvatten är att det leds tillbaka till huvudströmmen för sambehandling med resterande avloppsvatten (Stenström et al. 2017). Karakteristiskt för rektvattnet är hög kvävehalt och hög temperatur vilket gör att rektvattnet lämpar sig för separat behandling (Gustavsson 2010). Av inkommande kvävemängd till ARV:t utgör kvävemängden i rektvattnet 15-20 %, men flödet utgör endast 0,5-1,5 % av inkommande flöde (Stenström et al. 2017). Dessa siffror stämmer även till stor del överens med massbalanserna som tagits fram i denna rapport. Även dess förhållandevis låga halt nedbrytningsbar COD är fördelaktigt för vissa behandlingsmetoder (Stenström et al., 2017).

För separat behandling av rektvatten är nitrifikation-denitrifikation i SBR den vanligaste metoden (Gustavsson 2010). Processen är snabbare och mer intensiv än motsvarande process i huvudströmmen till följd av rektvattnets högre temperatur och kvävekoncentration. pH påverkas även mer i den separata behandlingen och kol-kväveknoten är lägre vilket medför att tillsats av extern energikälla krävs för höggradig denitrifikation. En annan metod för kväverening är anaerob ammoniumoxidation (anammox) där nitrit används för att anammoxbakterierna ska kunna oxidera ammonium till kvävgas vilket minskar behovet av syre och COD.

3.3 Lustgasemissioner vid kväverening

Vid ofullständig nitrifikation och denitrifikation kan lustgas bildas. Bildningen av lustgas kan variera kraftigt mellan olika anläggningar och även under året inom en anläggning. I Tumlin et al. (2013) presenteras att uppmätta lustgasutsläpp från huvudströmmen i tidigare studier har varierat mellan 0,01 % och 6,1 % av inkommande kväve. Generellt ökar lustgasbildningen vid snabba processförändringar, låga syrehalter, kolbrist och ackumulering av nitrit (Kampschreur et al. 2009).

I Baresel et al. (2022) uppmättes betydligt lägre lustgasutsläpp än i den ovan nämnda studien för en pilotanläggning som bygger på MBR-processen för rening av huvudströmsvatten. Där motsvarade lustgasutsläppen endast 0,004-0,08 % av kvävebelastning (Baresel et al. 2022).

I Sverige har få mätningar gjorts på lustgasemissioner från rejektivattenrening och dessa har i huvudsak gjorts på forsknings- och utvecklingsprojekt (Jönsson 2019). Lustgasemissionerna är generellt sett högre från behandling av rejektivatten än från behandling av huvudströmmens avloppsvatten. Orsaken är de högre kvävekoncentrationerna i rejektivattnet och den högre temperaturen som ger högre reaktionshastigheter. Mellan olika anläggningar råder dock en stor spridning av lustgasemissionerna. Orsaken kan vara olika processkonfigurationer men det kan även skilja sig mellan olika anläggningar med samma processkonfiguration (Stenström et al, 2017).

I Stenström et al. (2017) sammanställdes lustgasemissionerna för olika reningsmetoder för rejektivatten i Sverige och några exempel från Europa. På Sjölanda ARV uppmättes år 2010 emissioner motsvarande 3,8 % av inkommande mängd ammoniumkväve för en nitritierande satsvis rening (SBR). För en anammox-reaktor i Olburgens ARV i Holland motsvarade lustgasemissionerna 1,7 % av reducerad mängd Tot-N år 2007 och för en partiell nitrifikation-anammoxprocess med ANITA Mox-konfiguration i Växjö år 2012 motsvarade lustgasemissionerna 0,75 % av reducerad mängd Tot-N. På Ejby Mølle ARV i Danmark uppmättes lustgasemissionerna till motsvarande 2-9 % av reducerad mängd Tot-N för DEMON-anläggningen.

I Baresel et al. (2019) undersöktes lustgasemissionerna från separat rejektivattenreningen på Slottshagens ARV före och efter olika åtgärder för att minska utsläppen. År 2012 låg lustgasemissionerna kring 10 % av inkommande kväve och reningen baserades då på SBR med konventionell nitrifikation och denitrifikation. År 2017 hade reningssteget på Slottshagens ARV byggts om till 1-stegs deammonifikation (partiell nitrifikation och anammox) och lustgasutsläppen var då signifikant lägre (< 1 % av kvävebelastningen) och kunde efter ytterligare optimering reduceras till < 0,2 % av kvävebelastningen.

Dessa studier visar på en stor spridning av uppmätta lustgasutsläpp vilket gör det svårt att dra generella slutsatser om vilken klimatpåverkan som kan undvikas om mindre kväve behöver renas. En bedömning från Jönsson (2019) är att lustgasutsläppen kan uppskattas till 2 % för biosteg i huvudströmmen, och 4 % för SBR med nitrifikation-denitrifikation och 1 % för anammox i rejektivattenbehandling för varje kg reducerat kväve. I och med att alla tre av dessa tekniker används för rening av rejektivatten används ett medelvärde av dessa (1,75 %) för klimatberäkningarna i denna rapport.

3.4 Kostnad för kväverening

I flera studier har kostnaden för olika metoder av separat rejektivattenbehandling jämförts (Vineyard et al. 2020; Andersson et al. 2020; Nordenbring 2019). Kostnaderna baseras på teoretiska beräkningar eller faktiska förbrukningar av elenergi och kemikalier i fullskaleanläggningar och inkluderar olika poster. Dessutom används olika priser för el och kemikalier i olika studier som inte alltid stämmer överens med de som används i föreliggande rapport. Kostnad för reduktion av det nitrerat som produceras i anammox-processen ingår inte alltid i beräkningarna. För jämförelsen som görs i den här rapporten kommer kostnader för kväveåtervinning beräknas endast utifrån förbrukning av kemikalier och elenergi. Kostnader för investering och personal tas inte med eftersom det är svårt att ange tillförlitliga siffror, speciellt för tekniker som är i utvecklingsfasen. Kostnaden för kväverening med nitrifikation-denitrifikation och deammonifikation har därför beräknats på nytt i den här rapporten (Tabell 3.2), men baseras på tidigare rapporterade värden med fokus på erfarenhet från fullskala. I denna rapport används samma kostnad för kvävereduktion genom nitrifikation-denitrifikation oavsett om reningen av rejektivattnet sker separat eller tillförs huvudströmmen.

	Nitrifikation- denitrifikation	Deammonifikation
Energianvändning ¹ , kWh/kg Nred	4,0	1,2
Kostnad energi, kr/kg Nred ²	4,0	1,2
Kostnad etanol, kr/kg Nred	14,4 ³	1,6 ⁴
Kostnad slamhantering, kr/kg Nred	3,0 ⁵	0,3 ⁴
Totalt, kr/kg Nred	21,4	3,1

1 – Stenström et al. 2017, Tabell 5-1

2 – Kostnad elenergi 1 kr/kWh

3 – Stenström et al 2017, Tabell 8-1, Slottshagen ARV fullskaleanläggning med nitrifikation-denitrifikation.

4 – Nitratproduktion är 11 % av reducerat kväve enligt anammoxprocessens stökiometri. Detta nitrat måste reduceras genom denitrifikation. Använder därför 11 % av vad som behövs för nitrifikation-denitrifikation

5 – Enligt Fux et al. 2004 med antagande att slamproduktion är 0,2 kg COD slam/kg COD kolkälla, Motsvarar cirka 0,15 kg TS/kg COD.

Tabell 3.2

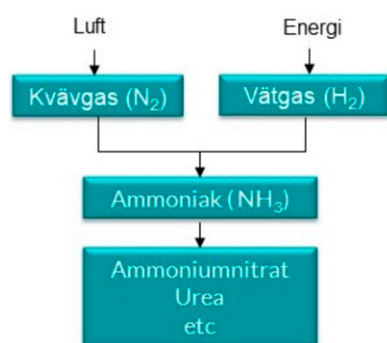
Kostnadsberäkningar för separat rejektivattenrening av kväve.

Om kväve ska återvinnas från huvudströmmen kan avloppsvattenrening utformas på helt annat sätt än idag för att minska energianvändning och producera mer biogas från avloppsvatten. Exempelvis skulle högbelastad aerob rening användas eller direkt anaerob rening följt av aerob polering. Det är därför svårt att uppskatta ekonomisk besparing i avloppsvattenrening vid kväveåtervinning från huvudströmmen.

4 Produktion av kvävegödsel

4.1 Dagens fossilbaserade produktion

Trots att vår luft består av cirka 80 % kväve krävs mycket energi för att omvandla den till en form som är tillgänglig för växter. I princip all mineralkvävegödsel på marknaden tillverkas av ammoniak och ammoniak produceras i den så kallade Haber-Bosch-syntesen där kvävgas och vätgas bildar ammoniak (Figur 4.1). Kvävegödsel produceras idag i storskaliga anläggningar med en produktion på upp till 3 000 ton/dag (Thyssenkrupp 2022). Vätgasen härstammar från naturgas, kol eller olja i kombination med vatten. Ungefär 2/3 av de fossila resurser som används vid produktion av kvävegödsel förbrukas vid tillverkning av de insatskemikalier som behövs i processen (framför allt vätgas). Den återstående delen används som processenergi.



Figur 4.1

Principskiss av tillverkning av kvävegödsel.

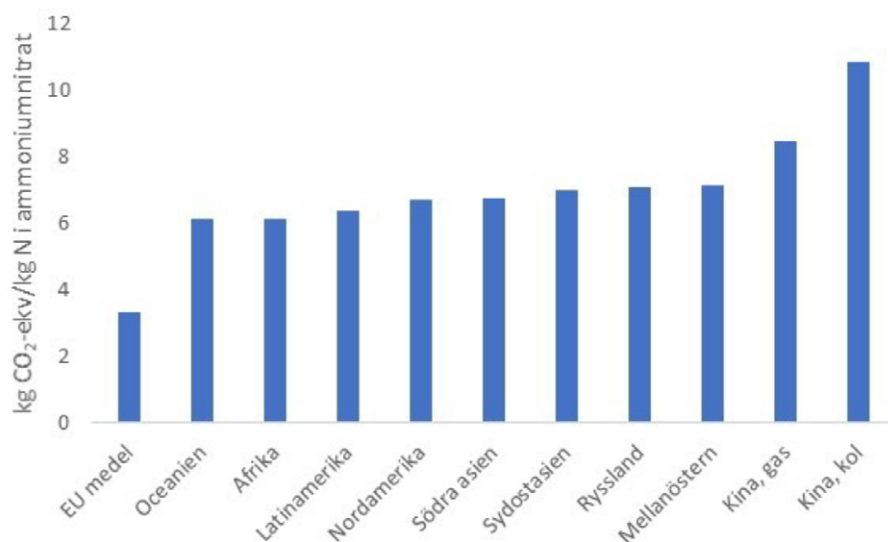
Ammoniak kan användas direkt som kvävegödselmedel vilket är vanligt i exempelvis USA där trycksatta ammoniaktankar används på åkern och ammoniaken myllas ner i marken där den löser sig i markvätskan. I Europa är det dock vanligast med fast eller flytande mineralkvävegödsel. I produktionssteget från ammoniak till kvävegödselmedel krävs i vissa fall fler tillsatser. För att tillverka urea krävs till exempel koldioxid. Det är också vanligt att man tillsätter kalcium till kvävegödselmedel då ammoniumnitrat har en surgörande effekt. Det är också vanligt att blanda olika mineraler till kompletta produkter med både kväve, fosfor och kalium (NPK).

Energiåtgången för att tillverka ammoniak varierar stort och beror på råvara och teknik. Äldre fabriker har högre energianvändning och mindre tillvaratagande av överskottsenergi. Det krävs i medeltal cirka 11 kWh/kg N vid användning av naturgas som energikälla i EU, medan en koldriven produktion av ammoniak i Kina kräver cirka 15 kWh/kg N (Hoxha & Christensen 2018).

Växthusgasutsläppen varierar också beroende på råmaterial och tillverkningsteknik, mycket kopplad till energiåtgången. Vid produktion av nitrat-baserade kvävegödselmedel bildas lustgas som är en stark växthusgas. I Europa har gödselanläggningar till stor del byggt på katalytiska filter som minskar utsläppen av lustgas rejält då industrin inkluderas i utsläppsrättssystemet EU ETS. I andra delar av världen är dock utsläppen fortfarande stora och det är därför stor skillnad mellan olika kväveprodukters klimatpåverkan som visas i Figur 4.2.

Vi har i princip ingen egen produktion av mineralkvävegödsel i Sverige utan importerar allt. Enligt Hoxha och Christensen (2018) uppskattas EU-medelvärdet till 3,3 kg CO₂-ekvivalenter/kg N för ammoniumnitrat som är den vanligaste formen av kvävegödsel

vi använder i Sverige. Vi importerar dock en hel del kvävegödsel från andra delar av världen, bland annat från Ryssland. Statistik saknas kring ursprung på marknaden och variationerna mellan år torde vara stor. Det är därför svårt att uttala sig om ett medelvärde av klimatpåverkan för mineralkvävegödsel på den svenska marknaden. Men om vi antar att 80 % av kvävet kommer från den europeiska marknaden inom ETS (3,3 kg CO₂-ekvivalenter/kg N) och 20 % från övriga världen inklusive Ryssland (7 kg CO₂-ekvivalenter/kg N), hamnar vi på 4 kg CO₂-ekvivalenter/kg N.



Figur 4.2

Klimatavtrycket för kvävegödsel varierar stort mellan olika produktionsländer, beroende på råvara och teknik, i diagrammet kg CO₂-ekvivalent/kg N i ammoniumnitrat (Hoxha & Christensen 2018).

I flera av kväveåtervinningsteknikerna som studeras i denna rapport produceras ammoniumsulfat. Ammoniumsulfat är dock inte ett bra kvävegödselmedel för svenska jordar som redan har ett relativt lågt pH (Powelson et al. 2021). Svavel är dock ett viktigt näringsämne som ingår i många gödselblandningar, och det är ett tänkbart framtida alternativ att ammoniumsulfat från ARV blandas till rätta proportioner lämpliga för svenska odlingsförhållanden i större gödselfabriker. En jämförelse med fossilt producerad ammoniumsulfat är därför rimlig. I Brentrup et al. (2018) anges att utsläpp för ammoniumsulfat producerad i EU ligger på 2,4 kg CO₂-ekvivalenter/kg N och för ryskproducerad 3,2 kg CO₂-ekvivalenter/kg N. Om vi antar att 80 % av kvävet kommer från den europeiska marknaden och 20 % från övriga världen inkl. Ryssland, hamnar vi på 2,6 kg CO₂-ekvivalenter/kg N i ammoniumsulfat.

Kostnaden för kvävegödsel är oerhört varierande och starkt kopplad till priset på naturgas och olja. Mellan 2010 och till hösten 2021 har priserna legat relativt stabilt på runt 8-10 kr/kg N men senaste tiden har priset på kvävegödsel stigit kraftigt, exempelvis låg enligt tidningen ATL gödselmedlet N27-4 på 6,50-6,70 kr/kg i slutet av november 2021 (cirka 24 kr/kg N). Orsakerna är många; höga naturgaspriser, minskad export från Kina, högre pris på grödor och en obalans mellan tillgång och efterfrågan (Lantmännen 2022). Dessutom påverkar ökningen av priset på utsläppsrätter inom ETS-systemet utvecklingen i samma riktning.

4.2 Grön energi i produktionen

I framtiden finns andra alternativ för produktion av konstgödsel. Ett alternativ är att ersätta den fossila energin med grön energi och i existerande anläggningar kan exempelvis en del av naturgasen bytas ut mot biogas eller så kan vätgasen produceras med

elektrolys driven av grön el. En annan framtida utveckling är att mindre anläggningar byggs, kanske på gårdsnivå, där energiinsatsen kan bestå av egentillverkad el som driver vätgastillverkning, som är den energibärande byggstenen i kvävegödsel. En överblick av olika tekniker i utvecklingsfasen där förnyelsebar energi kan användas för ammoniakproduktion finns i Ahlgren et al. (2015).

Utvecklingen är snabb och de senaste åren har många olika projekt för tillverkning av grön ammoniak annonserats. En av de som kommit längst är norska gödsel företaget Yara som bygger en pilotanläggning där man istället för naturgas ska använda el från sol, vind och vatten för vätgasproduktionen (Yara 2019). Projektets målsättning är att kunna erbjuda den första gröna ammoniumprodukten under mitten av 2023 (Yara 2021).

Ytterligare ett alternativ är att med hjälp av en plasmareaktor fixera kväve från luften. Det fixerade kvävet kan blandas med flytgödsel eller rötrest och ökar innehållet av nitratkväve. Samtidigt sänker reaktionen pH-värdet och därmed minskar förlusterna av ammoniak (Graves et al., 2019).

Energiåtgången för produktion av kvävegödsel baserad på förnybar energi varierar beroende på teknik och råvara. Man kan dock förvänta sig en högre energiåtgång för de förnybara alternativen i och med att den storskaliga ammoniakproduktionen baserad på naturgas är mycket effektiv efter årtionden av teknisk utveckling. I en sammanställning av olika alternativ baserade på vätgas via elektrolys uppskattas energiåtgången till 9-28 MWh/ton N (James & van Delft 2017).

Växthusgasutsläppen varierar beroende på teknik och råvara. I en sammanställning av Ahlgren et al. (2015) för produktion av kvävegödsel baserad på förnybar energi varierade utsläppen mellan 0,1-1,5 kg CO₂-ekvivalenter/kg N.

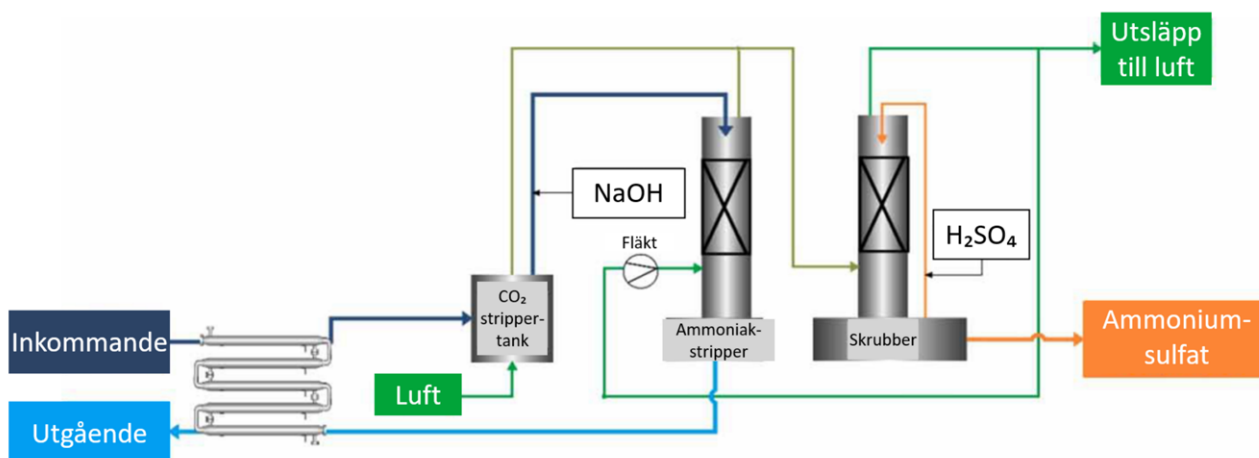
Kostnaden är svår att uppskatta då dessa produkter inte finns tillgängliga på marknaden ännu. I en tekno-ekonomisk studie av Ahlgren et al. (2015) beräknades ammoniumnitrat baserad på förnybar energi kosta mellan 14-24 kr/kg N att producera. Kostnadsuppskattningen varierar beroende på vald teknik (elektrolys, biogas, förgasning) och priset på el. Eftersom dagens energipriser är högre, kan således den förnybara gödseln även bli dyrare.

5 Kväveåtervinning från högkoncentrerade strömmar

5.1 Traditionell strippning av ammoniak

5.1.1 Metodbeskrivning

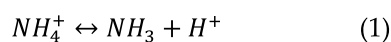
Strippning innebär avdrivning till gasfas och för kväve handlar det om att få ammoniumjoner (NH_4^+) i vätskefas att övergå till ammoniak (NH_3) som sedan kan drivas av som gas. Avdrivning sker vanligtvis i strippningskolonner som är fyllda med fyllkroppar med hög specifik yta. Vattnet sprids i övre delen av kolonnen och rinner genom kolonnen motströms luftflödet som leds uppströms (Figur 5.1). Ammoniak övergår till gasströmmen och leds vidare till en sorptionsreaktor där luften leds genom en lösning av syra. Lågt pH av sorptionslösningen gör att ammoniak omvandlas tillbaka till ammonium och stannar i vätskefasen medan renad luft vanligtvis leds tillbaka till strippningskolonnen med utbyte av en del luft mot färsk luft.



Figur 5.1
Princip för ammoniakstrippning (modifierad från Menkveld et al. 2018).

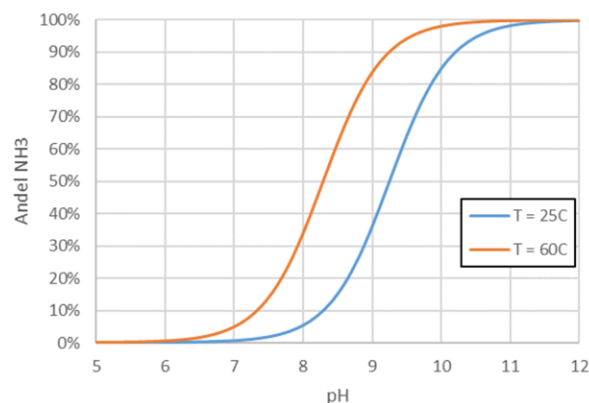
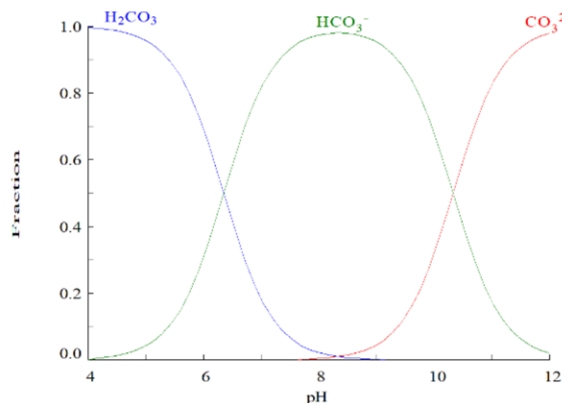
Det krävs relativt mycket kemikalier för återvinning av kväve genom strippning. Teoretisk förbrukning av kemikalier går att räkna ut från de underliggande principerna av processen.

Jämvikten mellan ammoniak och ammonium beskrivs av följande ekvation:



Man ser från ekvation (1) att jämvikten är pH-beroende och lägre pH (högre halt av H^+) ger större fraktion av NH_4^+ . Jämvikten är även beroende av temperaturen och högre temperatur ger högre andel av NH_3 (Figur 5.2, till vänster).

$[\text{CO}_3^{2-}]_{\text{TOT}} = 10.00 \text{ mM}$



Figur 5.2

Jämvikten mellan ammonium och ammoniak till vänster (beräkning enligt HVMFS 2013:25) och mellan kolsyra/bikarbonat/ karbonat till höger (beräknat med program Medusa) i vatten.

Rejektvatten från avvattning av rötat slam har en ammoniumhalt på 500-1 200 mg $\text{NH}_4\text{-N/l}$ och pH cirka 7,7-8,2 (Tabell 3.1). Det är således endast < 10 % av kvävet i rejecktattnet som förekommer i ammoniakform vid temperatur 25 °C. Om man ledde rejecktattnet till strippern utan pH-justering skulle den delen (< 10 %) kunnat strippas bort från rejecktattnet, dock med hög luftförbrukning.

Eftersom produktion av ammoniak enligt ekvationen (1) ovan producerar vätejoner (H^+) sjunker pH och en ny jämvikt erhålls. Avdrivning av ammoniak är inte effektiv vid neutrala/medelhöga pH. Samtidigt kan koldioxid (CO_2) strippas bort vid neutrala och låga pH vilket ger en ökning av pH. Strippning av löst CO_2 kan vara viktig för att minska förbrukning av bas för pH-ökning eftersom varje mol löst CO_2 förbrukar 1-2 mol bas vid en pH-höjning till 10-11. Genom att först strippa bort en del av CO_2 vid neutrala pH och sedan öka pH med extern tillsats av bas kan det skapas förutsättningar för effektiv ammoniakstrippning och minimal användning av kemikalier.

För att åstadkomma en effektiv avdrivning av ammoniak med rimligt luftflöde måste pH således ökas till 10-11. Det krävs teoretiskt 1 mol av bas för varje mol av kväve som omvandlas från ammonium till ammoniak enligt ekvation (1). Ju högre pH (fram till pH 11,5) desto snabbare är transporten från vatten- till gasfasen vilket ger lägre luftflöden i strippern men högre kemikalieförbrukning. Rejektvatten innehåller huvudsakligen ammoniumbikarbonat men även höga halter av kalcium (Ca) och magnesium (Mg). Vanligtvis innehåller rejecktattnet 1,1-1,5 mol alkalinitet för varje mol ammoniumkväve i vattnet (se Tabell 3.1). Om det lägre värdet i intervallet används innebär det att vid rejecktattnets pH finns det cirka 1,1 mol HCO_3^- /mol av NH_4^+ i vattnet. Enligt Figur 5.2 kommer pH-justering till pH 10,5 leda till att cirka 60 % av HCO_3^- omvandlas till CO_3^{2-} , vilket förbrukar 1 mol lut/ mol omvandlat vätekarbonat. Totalt blir det därför cirka $1,1 \times 60 \% \times 1 = 0,7$ mol av bas som förbrukas för omvandling av vätekarbonat för varje mol av ammoniumkväve i vattnet. Total teoretisk lutförbrukning är därför 1,7 ekvivalenter bas/mol N, vilket motsvarar 4,9 kg NaOH/kg N eller 4,4 kg $\text{Ca}(\text{OH})_2/\text{kg N}$. Vid strippning av CO_2 före tillsatsen av bas kan förbrukning vara lägre.

Ett annat sätt att minska förbrukning av bas är att höja temperaturen. Genom att höja temperaturen kan strippningen ske vid ett lägre pH, vilket minskar behov av bas för omvandling av ammonium till ammoniak och omvandling av vätekarbonat till karbonat. Det finns en balansgång mellan uppvärmningsbehov och kemikalieförbrukning.

Vid höjning av pH bildas utfällningar av kalcium- och magnesiumkarbonater, struvit samt metallhydroxider. Efter pH-justering måste dessa avskiljas genom sedimentering eller filtrering för att inte sätta igen ledningar, värmeväxlare och packning av strippern. Avskilt slam kan ledas till inkommande avloppsvatten eller separat slamhantering.

När ammoniakrik luft leds till sorptionsreaktorn omvandlas ammoniak tillbaka till ammoniumform i reaktion med tillförd svavelsyra (H_2SO_4). Omvandling till ammonium förbrukar vätejoner. För att kompensera för den förbrukningen måste nya vätejoner

tillföras genom dosering av syra. Det förbrukas därför 1 ekvivalent syra för varje mol N som återvinns, vilket motsvarar 3,5 kg H_2SO_4 eller 4,5 kg salpetersyra (HNO_3). Den vanligaste syran som används för sorption av ammoniak i strippningsprocessen är svavelsyra, mest på grund av sitt låga pris. Om det är svavelsyra som används återvinns kväve i form av ammoniumsulfat, antingen i form av kristaller av salt eller en koncentrerad lösning. Man kan även använda andra syror, exempelvis salpetersyra och då återvinna kväve i form av ammoniumnitrat. Ammoniumnitrat är dock explosivt i kontakt med organiska ämnen och det finns därför risker med att använda salpetersyra för att binda ammoniak.

5.1.2 Ellinge ARV, Eslöv

Ammoniakstrippning användes i full skala på Ellinge ARV under 1992-2006 för återvinning av kväve från rejektvatten (Figur 5.3). Driften av anläggningen under första åren beskrivs i Eliasson (1994) och Eliasson (1995) och sammanfattas kort nedan. Rejektvattnet förbehandlades genom luftning (för att strippa bort CO_2 och minska förbrukningen av lut) före pH-justering med lut. Vid pH-justering faller slam ut (mest karbonater men även metallhydroxider och struvit). Slammet måste separeras och behandlas, annars kan igensättning av strippertornet ske. Även vid bra separering av slam visade det sig att stripperkolonnen sattes igen av utfällningar av CaCO_3 , uppskattningsvis med 15 ton efter ett års drift. Det kan jämföras med de 30 ton/år av kväve som återvanns på anläggningen. För att minska utfällningsproblematiken installerade en "clean scale"-utrustning som skickar ljudvågor och förhindrar utfällningar. Trots det behövde kolonnen tvättas med saltsyra två gånger/år.



Figur 5.3

Ammoniakstripper i Eslöv innan den monterades ner (bild från VA Syds arkiv).

Anläggningen behandlade cirka 200 m³/d av rejektvatten med en ammoniumhalt på 400-550 mg/l. Att hålla pH i rejektvatten på 10,5 visades vara tillräckligt för att ha en kvävereduktion på 80 % vid bra fungerande strippning, vilket dock sjönk till cirka 50 % vid igensättningsproblem. Produkten av kväveåtervinningen var en lösning av $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ med cirka 10 % kväve och pH 3,6, dvs det är väldigt lite fri syra kvar i produkten. Det producerades cirka 300 m³/år av denna lösning, vilket motsvarade återvinning av 15 % av inkommande kvävebelastning till ARV:t. Återvunnen ammoniumsulfatlösning utvärderades först på små försöksytor och sedan i verkliga produktionsytor med bra resultat.

CO₂-strippningen var svårt att styra eftersom för kraftfull luftning ledde till nitrifikation i strippningsbassängen. Därför blev förbrukning av lut i fullskala cirka dubbelt så hög som man kunde nå i labbskala. Hög förbrukning av kemikalier och en arbetsintensiv process var några av anledningarna till att processen lades ned 2006. Den ersattes då med biologisk rejektivattenbehandling genom slamluftning och denitrifikation med användning av industriellt avloppsvatten som kolkälla.

5.1.3 VEAS, Oslo

En ammoniakstrippningsanläggning byggdes i Oslo 1996 och är fortfarande i drift. Anläggningen drivs av VEAS i samarbete med Yara. Anläggningen och dess funktion beskrivs utförligt i Stenström et al. (2017) och sammanfattas här kortfattat tillsammans med nya uppgifter som tillhandahållits av VEAS. Jämfört med anläggningen på Ellinge ARV är detta en större anläggning (kapacitet 500 m³/d), ammoniumhalten i rejektivatten är mycket högre (cirka 1 500 mg/l), och salpetersyra i stället för svavelsyra används för bindning av ammoniak. Produkten innehåller cirka 55 % NH₄NO₃ (motsvarar cirka 19 % N) och har ett pH mellan 5 och 7. Yara levererar salpetersyra och avsätter producerad lösning av ammoniumnitrat i sin produktion.

Anläggningen återvinner cirka 92 % av kvävet från inkommande rejektivatten, vilket dock varierar beroende på pH i sorptionssteget. Återvinningen motsvarar 13-14 % av inkommande kvävebelastning till ARV:t.

En annan stor skillnad mot anläggningen på Ellinge ARV är att vid avvattning av slam doseras Ca(OH)₂, vilket i kombination med en filterkamarpress ger väldigt bra avvattning (TS=45-50 %) men även låga halter suspenderat material, vilket minskar igensättningsrisker i stripperkolonnen. Dosering av släckt kalk ger även ett högt pH i rejektivattnet (11,5), vilket gör att dosering av lut inte behövs. Även på VEAS behöver stripperkolonnen tvättas med saltsyra för att lösa upp karbonatutfällningar.

5.1.4 Pilotanläggningar Ekobalans

Teknikleverantören Ekobalans har vidareutvecklat ammoniakstrippningsprocessen och tagit fram teknologin eco:N som testades och optimerades på Sjöstadsverket (Stockholm) och utvärderas vidare på RecoLab (Helsingborg). Den största skillnaden mot traditionell ammoniakstrippning är att en mer koncentrerad svavelsyra används för sorption av ammoniak i econ:N. Det gör att ammoniaksulfat blir övermättat i sorptionslösningen och faller ut som kristaller av salt som kan vidare avvattnas och användas i jordbruk som traditionell mineralgödsel med samma spridningsutrustning. Kvävehalten i produkten är också högre (21 %), vilket minskar transportkostnader.

Anläggningen som testades på Sjöstadsverket var den första anläggningen som byggdes av Ekobalans. Därför gick en stor del av drifttiden åt till att optimera processen och åtgärda drifttekniska problem (Andersson 2020). Anläggningen visade dock på att ammoniumkväve kunde avskiljas till 95 % i stripperkolonnen och att återvunnet ammoniumsulfat kunde tas ut i form av kristallint salt. Kemikalieförbrukningen var i linje med ovan diskuterad teoretisk förbrukning.

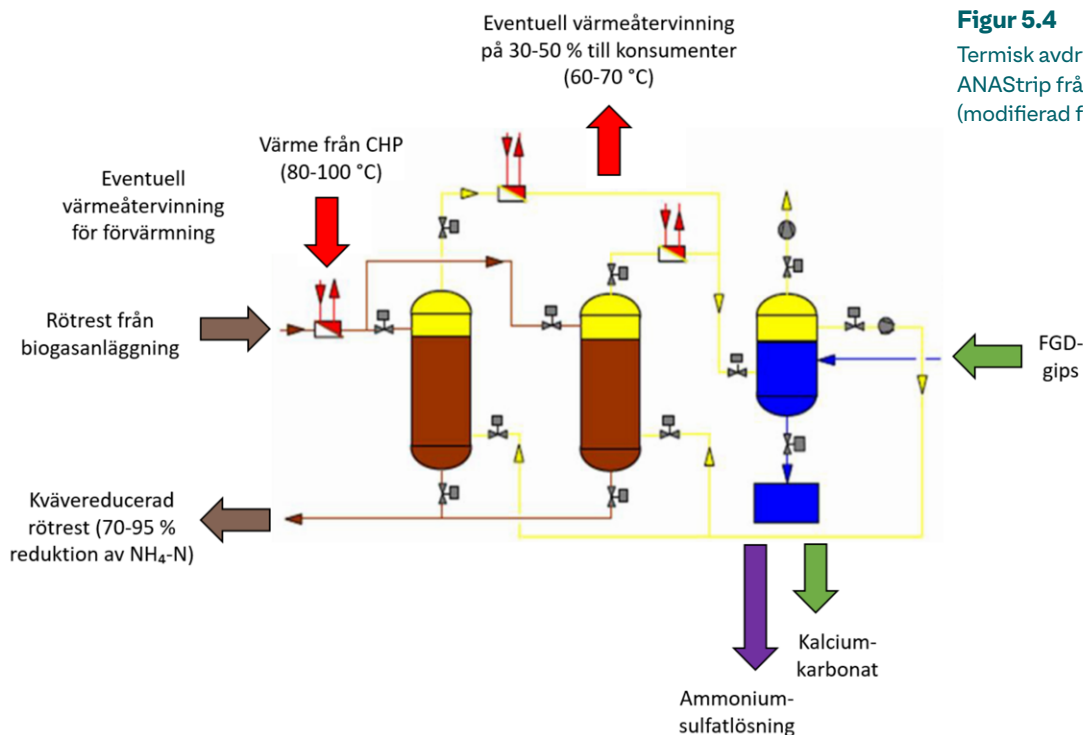
Tekniken testas också på RecoLab i Helsingborg. Det uppstod dock en hel del uppstartsproblem efter montering av utrustningen som behövdes utredas och åtgärdas. I april 2022 fanns det därför inga resultat som kunde presenteras.

5.2 Termisk driven strippning av ammoniak

5.2.1 ANAStrip (GNS)

I kväveåtervinningstekniken från GNS, till skillnad från klassisk avdrivning och termisk avdrivning från andra leverantörer, avdrivs ammoniak från det rötade slammet innan avvattning. Rötat slam värms upp till cirka 80 °C och behandlas i flera seriekopplade

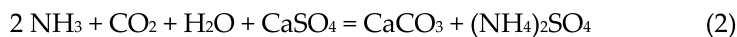
tankar (Figur 5.4). Den höga temperaturen möjliggör avdrivning av NH_3 och CO_2 utan pH-höjning. Typisk reduktionsgrad av ammoniumkväve är 80 % men även högre reningsgrader är möjliga, beroende på storlek av tankar och driftsätt.



Figur 5.4

Termisk avdrivningsteknik
ANAStrip från GNS
(modifierad från GNS 2021).

Den ammoniak- och koldioxidrika luften leds sedan till en sorptionskolonn. Till skillnad från andra tekniker används inte syra för sorption av ammoniak utan sorptionen sker med gips enligt följande ekvation:



Produkten av sorptionsprocessen är en slurry av kalk med löst ammoniumsulfat. Efter avvattning i en filterpress produceras en ammoniaksulfatlösning med ett kväveinnehåll på 5 %, vilket är en lägre koncentration jämfört med traditionell ammoniakstrippning (10 % på anläggningen på Ellinge ARV). Avvattat kalk kan användas i jordbruket för att höja jordens pH, antingen separat eller i blandning med avvattat slam. Kalken kan avvattas till cirka 75 % TS och därför stannar cirka 8 % av kvävet kvar i den avvattade kalken. Om man avvattat kalken och blandar den med avvattat slam kommer slam-mängden öka med cirka 5 %. För deltagande ARV i projektet har det beräknats att en inblandning av kalkslurryn i avvattat slam skulle leda till en minskning av TS-halten från cirka 28 % till 25 % med en resulterande ökning av slamvolymen med 16-28 %. Detta är dock med förutsättningen att slammet kommer avvattas till samma TS-halt som utan kväveåtervinning. GNS visade dock i resultat från ett forskningsprojekt att avvattning av slam förbättras efter behandling med tekniken, vilket ger en lägre förbrukning av polymer och en högre TS-halt och som effekt cirka 10-15 % mindre slammängder (GNS ej publicerat data).

En uppenbar fördel med tekniken är att det varken krävs någon tillsats av lut eller syra. Även gips som används i processen kan komma som avfall/biprodukt från andra branscher. En vanlig källa till gips är den gips som bildas i rökgasrening på kraftvärmeverk som använder kalkinblåsning för rening från svavelföreningar (så kallad FGD-gips). Även gips från byggavfall kan teoretiskt användas, dock kan den innehålla höga metallhalter och innehåller 10-20 % sand som man inte vill tillföra till åkermark. En annan fördel är att eftersom slammet värms upp till 80 °C kommer slammet vara hygieniserat.

Det kan dock krävas att systemet kompletteras med extra buffertankar som matas satsvis för att uppfylla regelverket om hygienisering.

En nackdel med tekniken är att det krävs mycket energi för att värma upp slammet. Förbrukning av värme är cirka 125 kWh/m³ slam om ingen värmeåtervinning används. Vid värmeväxling av inkommande slam med utgående slam sjunker värmebehovet till 70 kWh/m³. Dessutom kan man återvinna cirka 35 kWh/m³ som låggradig värme (60-70 °C). Förutom uppvärmning används el till processen med en ungefärlig förbrukning på 5-8 kWh/m³, vilket inkluderar energin för avvattning av kalk.

Det finns ett flertal fullskaliga installationer av tekniken för kväveåtervinning på röttningsanläggningar. Processen demonstrerades också i större pilotskala för återvinning av kväve från rötslam på ett kommunalt ARV på Tulln ARV i Österrike.

5.2.2 AMFER från Colsen

Tekniken bygger på strippning av både ammoniak och koldioxid vid högre temperaturer för att undvika tillsats av lut. Även med den här tekniken avdrivs ammoniak från det rötade substratet innan avvattning. Tidigare har man använt satsvis behandling men den nyaste versionen av processen använder flera seriekopplade relativt grunda tankar och en kontinuerlig process. Strippningsprocessen kan göras vid olika temperaturer, vanligtvis vid 60-65 °C. Värmeåtervinning från behandlat material används för minskning av värmebehovet.

Processen har testats i pilotskala och den första fullskaleanläggningen tas i drift i början av 2022 (personlig kommunikation med Merijn Picavet, 2021-11-22). Ytterligare en fullskaleanläggning tas i drift i slutet av 2022. Båda anläggningarna behandlar rötat stallgödsel. Vissa försök har gjorts på rötat slam från ARV, dock ett slam som kommer från ett ARV som tar emot avvattnat slam från andra ARV för behandling. På detta ARV har man en hög TS-halt i rötkammaren och höga kvävehalter i rötresten, upp till 4 000 mg/l.

Reningseffektiviteten anges till 50-80 % och beror till stor del på inkommande halt av ammoniumkväve. Tidigare har man dimensionerat för en resthalt av ammoniumkväve i behandlat material på 500 mg/l, medan nu dimensionerar man för en resthalt på 1 000 mg/l. Halten ammoniumkväve i rejektvatten ligger på 550-1 280 mg/l för de ARV som medverkade i projektet. Det innebär att reningseffektiviteten avseende reduktion av ammoniumkväve med AMFER-tekniken blir 50-60 % för ARV med höga kvävehalter om anläggningen dimensioneras för den lägre resthalten av 500 mg/l. För ARV med en lägre ammoniumhalt i rejektvattnet kommer reningseffektiviteten att vara låg.

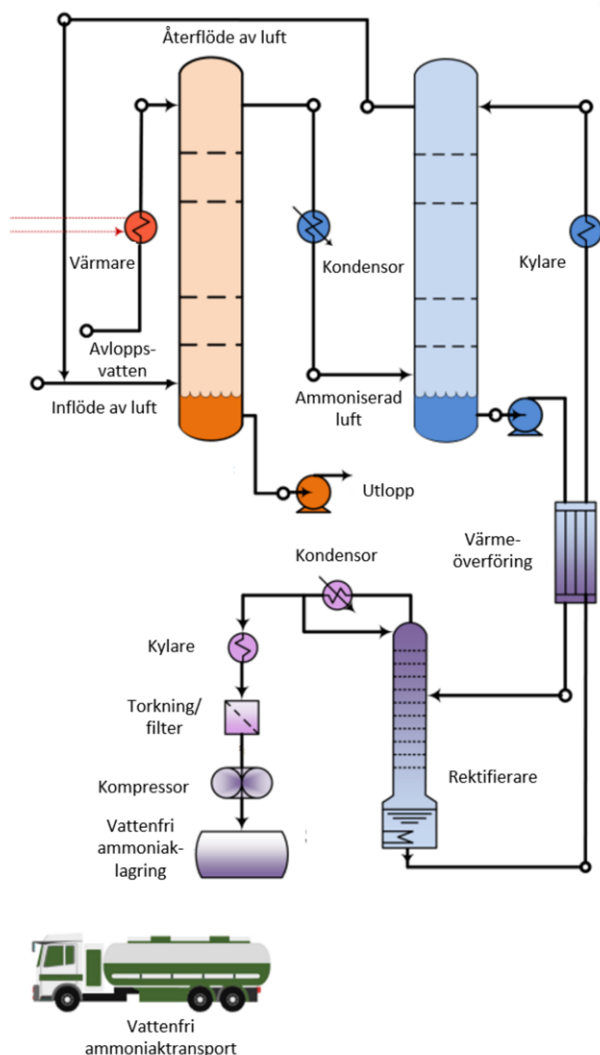
Leverantören ville inte ange netto värmeförbrukning i processen eftersom den beror på ytemperatur/klimat samt på hur mycket värme man vill återvinna från behandlat material. Värmeförbrukningen anges till cirka 30 kWh/ton, vilket inte inkluderar några värmeförluster från processen och om ingen värmeåtervinning medräknas. Elförbrukningen består till stor del av energin för att driva kompressorn, som uppgår till cirka 2 kWh/m³, men även för pumpning av slam. Det är därför rimligt att anta att elförbrukningen kommer vara < 5 kWh/m³.

Sammanfattningsvis är processen intressant, dock har leverantören för tillfälle inte mycket erfarenhet med att jobba med rötat avloppsslam med relevant sammansättning. Vidare har leverantören inte kunnat tillhandahålla en uppskattad energiåtgång som kan användas för utvärderingen. Leverantören har dock containerbaserad pilotanläggning vilket innebär att processen kan testas om intresse finns.

5.2.3 Organics

I återvinningstekniken från Organics värms rejektvatten upp till hög temperatur innan det leds till en stripperkolonn (Figur 5.5). Vid den höga temperaturen kan ammoniak avdrivas utan pH-justering med hög effektivitet (garanterat minst 98,5 % vid ammoniumhalter högre än 1000 mg/l). Leverantören har sedan flera olika system för hantering

av den ammoniakrika luften. En lösning som ofta var mest ekonomiskt fördelaktig tidigare, speciellt i länder med låg energikostnad, var att oxidera ammoniak termiskt, antingen direkt med förbränning eller via katalytisk oxidation. Med dagens energipriser är ammoniakåtervinning mer ekonomiskt fördelaktig i Europa. Vid återvinning sorberas ammoniak med svavelsyra, på liknande sätt som i andra tekniker. En annan möjlighet, som andra leverantörer inte erbjuder, är att kyla ner den ammoniakrika luften för att kondensera vatten och fånga in ammoniak i form av lösning av ammoniakhydroxid. Lösningen destilleras sedan till en mer koncentrerad lösning eller till flytande ammoniak. Energianvändningen för destillering av ammoniak till ammoniakhydroxid anges inte av leverantören.



Figur 5.5

Ammoniakåtervinning från Organics (modifierad från Organics 2020).

Med tekniken kan man således återvinna kväve från rejektivatten helt utan användning av kemikalier till en form som kan användas för direkt applikation eller vidare produktion av mineralgödsel.

Tekniken har använts i fullskala på anläggningar för rötning av matavfall. En pilotanläggning installeras nu också i Storbritannien för rening av rejektivatten från behandling av avloppsslam med termisk hydrolys och rötning (personlig kommunikation med Robert Eden, 2022-03-10). Tekniken rekommenderas att användas vid ammoniumkvävehalter > 1 000 mg/l. Även behandling av rejektivatten med mycket lägre koncentrationer har testats med bra resultat. Det måste dock finnas andra faktorer förutom ekonomiska för att motivera tekniken för lågkoncentrerade strömmar.

Nackdelen med tekniken är att det krävs mycket energi för att driva processen. Det anges att energianvändningen ligger kring 125 kWh/m³ vatten, huvudsakligen som höggradig värme. Det finns dock potential för energibesparing genom intern värmeåtervinning samt produktion av låggradig värme från processen. Utfällningar och igensättning av stripperkolonnen är relevanta problem även för termiskt driven ammoniakstrippning. Leverantören anger att man utvärderar att använda citronsyra för att tvätta kolonnen. Den metod som används idag är att plocka ut kolonnfyllningen och tvätta med högtryckstvätt var 3-6:e månader.

5.2.4 Resursförbrukning och ekonomi

Förbrukning av kemikalier och energi samt ekonomisk utvärdering finns tillgängligt för flera anläggningar. Siffrorna redovisas dock i olika enheter (kg/m³ renat vatten; kg/kg av avskilt kväve, kr/kg N) och är för olika stora anläggningar och från olika tidsperioder. Dessutom används olika kemikalier för pH-justering och sorption av ammoniak och dessa kan inte jämföras rakt av. En sammanställning av data från olika anläggningar ges i Tabell 5.1. Energianvändningen anges per m³ av renat vatten eftersom energin för pumpning, blåsmaskiner och eventuell uppvärmning av vatten eller luft inte ändras mycket med varierande kvävehalter. Förbrukning av kemikalier är dock mer beroende av kvävehalten i vattnet. Eftersom det är olika baser/syror som används på olika anläggningar anges förbrukningen i ekvivalenter/mol av avskilt kväve.

	Traditionell strippning			Termisk driven, AnaSTRIP
	Teoretiskt beräknat	Ellinge ARV	VEAS	
Energi, kWh/m ³	-	6,6 el	1,1 el	35 värme + 6,5 el
Bas, ekv/mol N	1,7	1,9	2,5	0
Syra för sorption, ekv/mol N	1,0	1,0	1,2	0
Syra för rengöring, ekv/mol N	-	0,08	-	0

Tabell 5.1

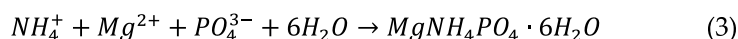
Resursförbrukning för kväveåtervinning genom ammoniakstrippning.

5.3 Struvitfällning

Olika utformningar av struvitutfällning för rening av rejektvatten har beskrivits i tidigare rapporter, bland annat i Kärrman et al. (2019) och Stenström et al. (2017), och därför ges endast en kortfattad beskrivning av processen samt applikationer i Sverige i detta kapitel. Istället läggs fokus på processer där struvitfällning kombineras med andra metoder för att öka återvinningsgraden av kväve till mer än vad kan åstadkommas med endast struvitutfällning.

5.3.1 Metodbeskrivning av enbart struvitfällning vid behandling av rejektvatten

Utfällning av magnesiumammoniumfosfat ($MgNH_4PO_4$, MAP, struvit) sker naturligt i rötktammare och ledningar på de ARV som har utökad biologisk fosforrening (Bio-P) och är ett resultat av höga fosfathalter i slam/rejektvatten enligt följande ekvation:



Okontrollerad utfällning orsakar stora driftproblem då ledningar och tankar måste rensas från utfälld struvit. Processen begränsas dock av halten magnesium och endast en liten del av fosfor faller ut som struvit.

Struvitfällning som återvinningsmetod bygger på att man tillsätter extern magnesiumumkälla samt ökar pH för att få en kontrollerad utfällning av struvit. Optimalt pH för struvitutfällning är 9,2 (Ezquerro 2010) men struvitfällning fungerar tillfredställande även vid pH 7,5-8, som exempelvis i pilotskaleförsök vid Öresundsverket (Stenström et al. 2017). Struvitfällning förbrukar fosfatjoner vilket leder till ett något minskat pH-värde

på grund av dissociation av . Förbrukning av alkaliniteten är dock inte så stor som vid ammoniakstripping. Därför räcker det oftast med CO_2 -stripping för att öka pH och ingen dosering av bas krävs. Som magnesiumkälla kan dock MgO eller $\text{Mg}(\text{OH})_2$ användas för att både öka pH och tillsätta Mg. Magnesium tillsätts vanligtvis i molförhållandet 1:1 till fosfor, vilket ger litet överskott eftersom magnesiumhalten i rejektivattnet försummas (Stenström et al. 2017; Ueno et al. 2010).

Det finns ett antal av teknikleverantörer som marknadsför sina utformningar av struvitfällningstekniker, exempelvis eco:P från Ekobalans Fenix, Struvia från Veolia och Pearl från Ostara. Det finns totalt 24 fullskalanläggningar för struvitåtervinning i EU och totalt 80 anläggningar i världen (Muys et al. 2021). En del av dessa anläggningar är för fosfatåtervinning från behandling av avfall från livsmedelsindustrin. Det ringa antalet anläggningar beror mest på att avsättningsmöjligheter för struvit är dåliga, att det är dyrare än traditionell mineralgödsel och att allt högre reningskrav för reduktion av fosfor och kväve gör att bioP-processen inte är lika attraktiv. Struvit har dock oftast lägre kvot av Cd/P än mineralgödsel och har en lägre löslighet, vilket gör att den släpper ut näringsämnen under längre tid och passar bättre för vissa applikationer där det är viktigt att minska frekvensen av gödning (Kataki et al. 2016). Det finns indikationer att struvit kommer godkännas för ekologisk odling i EU (Bünemann 2021), vilket borde förbättra konkurrenskraften av struvit gentemot mineralgödsel.

Förutom försök i pilotskala på Öresundsverket har inga storskaliga försök genomförts i Sverige. Höga reningskrav i Sverige gör att kemisk fällning för fosforrening är mer attraktivt och därför är potentialen för struvitfällning begränsad. Enligt processens stökiometri fälls 1 mol ammoniumkväve för varje mol av fosfatfosfor (ekvation 3). På ARV som har kemisk fosforfällning är vanligtvis kvoten mellan ammoniumkväve och fosfatfosfor i rejektivatten hög. Exempelvis är kvoten 96-1308 mol N/mol P för Ryaverket, Sundet ARV, Kungsängsverket och Bromma ARV (beräknad från $\text{NH}_4\text{-N}$ och $\text{PO}_4\text{-P}$ halter om data finns, annars Tot-N och Tot-P). Det betyder att om all fosfor fälls ner som struvit kommer endast 0,1-1 % av ammoniumkvävet avskiljas. Det är även svårt att fälla struvit vid så låga fosforhalter som föreligger i rejektivatten vid dessa verk (nära till halter i inkommande avloppsvatten). För Duvbacken ARV som förlitar sig på bio-P för rening av fosfor är kvoten Tot-N/Tot-P 19 mol/mol, vilket betyder att vid fullständig fällning av fosfor kommer cirka 5 % av kvävet avskiljas/återvinnas från rejektivattnet. Även på Källby ARV och Getteröverket är kvoten N/P låg (15 respektive 24 mol/mol) trots att man har kemisk fällning av fosfor. Det kan förklaras av att man har oavsiktlig bio-P i processen.

5.3.2 Struvitfällning vid behandling av källsorterat avlopp

Ekobalans Fenix AB har installerat både struvitfällning och ammoniakstripping i anläggningen RecoLab på Öresundsverket i Helsingborg (se Figur 5.6). Struvitfällningen sker på rötat klosettavloppsvatten med liknande egenskaper som rejektivatten från röt-kammare (suspenderade ämnen < 200 mg/l, $\text{NH}_4\text{-N}$ på cirka 1100 mg N/l och $\text{PO}_4\text{-P}$ på cirka 90 mg P/l). Struvitfällningsprocessen består av en avdrivningstank för att driva ut löst koldioxid ur rejektivattnet och därigenom höja pH. Därefter blandas rejektivattnet med tillsatt magnesiumklorid i kristallationstankarna, varpå struviten avlägsnas ur vätskan med hydrocyklon. Processen har i mars 2022 endast varit i drift i 6 månader och struvitfällningen ger i dagsläget cirka 90 % reduktion av fosfatfosfor.



Figur 5.6

Struvitfällning på rötat klosettavatten på RecoLab: till vänster – kristallisationstankar och säck för avvattning och uppsamling av struvit från hydrocyklon; till höger – struvit efter att ha självtorkat (bilder från NSVA, Hamse Kjerstadius).

5.3.3 Struvitfällning med utökad kväverening

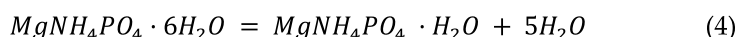
Det finns flera sätt att utöka kväveåtervinningsgraden i struvitutfällning som beskrivs i följande underkapitel.

5.3.3.1 Tillsats av magnesium och fosfor

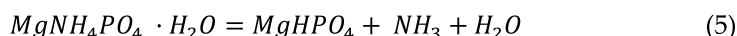
Det enklaste sättet är att tillsätta fosfor och magnesium för att få molförhållandet Mg:N:P till 1:1:1. I praktiken innebär det att man måste tillsätta 1 mol av magnesium och 0,95-1,0 mol av fosfor för varje mol kväve som återvinns. Även utan att göra någon ekonomisk utvärdering är det klart att det inte är ekonomiskt hållbart. Tillsats av högkvalitativ magnesiumkälla i form av $MgCl_2$ eller $Mg(OH)_2$ står för cirka 75 % av driftkostnaden för struvitutfällning (Dockhorn 2009). Fosfor skulle behöva tillsättas i form av fosforsyra (första steget i utvinning av fosfor från mineraler är produktion av fosforsyra) och magnesium i form av magnesiumhydroxid eller magnesiumoxid (för att kompensera för pH-minskning som tillsatsen av fosforsyra medför). Kväve i gödselform har mycket lägre pris än fosforgödsel. För varje kg av kväve som utvinns extra från rejektvatten skulle 2,2 kg fosfor i högkvalitativ form skulle behöva tillsättas. Fosfor i form av struvit har ett lägre pris jämfört med annan mineral fosforgödsel och om även magnesium behöver tillsättas kommer det extra kväve som utvinns inte kompensera den extra kostnaden för magnesiumkälla och minskning av saluvärdet på fosfor.

5.3.3.2 Termisk nedbrytning av struvit

En intressant möjlighet att öka kväveutvinningen genom struvitfällning är att bryta ner struvit genom uppvärmning och återanvända Mg och P för en ny fällningssats. Struvit bryts ner till olika mineraler beroende på temperatur, luftfuktighet, uppvärmningstakt och behandlingens varaktighet. Det första steget i struvitnedbrytningen är bildandet av dittmarit:



Paulik och Paulik (1975) visade på nästan fullständig nedbrytning av struvit till dittmarit i temperaturområdet 60-90 °C. Nästa steg i den termiska behandlingen är förlust av ammoniak och vatten med skapandet av amorft $MgHPO_4$ i temperaturintervallet 60-230 °C (Sugiyama et al. 2005):



Om temperaturen höjs ytterligare till 230-850 °C bryts detta vidare ner till magnesiumpyrofosfat ($Mg_2P_2O_7$) och magnesiumortofosfat ($Mg_3(PO_4)_2$), som är de minst lösliga av de nämnda föreningarna. Dessutom kan struvit brytas ner till newberyit ($MgHPO_4 \cdot 3H_2O$) direkt under en långvarig uppvärmning vid en temperatur på 80 °C och en luftfuktighet på 95 %, vilket gör att struvit förlorar vatten och ammoniak samtidigt (Farhana

2015). Flera studier har undersökt användningen av de olika nedbrytningsprodukterna som en källa till Mg och P för struvitutfällning. En genomgång av dessa experiment beskrivna av Farhana (2015) drog slutsatsen att i de flesta studierna hade nedbrytningsprodukterna en lägre potential för ammoniumfällning och högre stökiometriska förhållanden krävdes för att hålla hög ammoniumreduktion. Det sammanfattas att amorft $MgHPO_4$ och newberyit har den högsta potentialen för ammoniumfällning på grund av de högsta lösligheterna och att magnesiumortofosfat och pyrofosfat bidrar mycket lite till ammoniumfällning på grund av deras låga lösligheter. Utmaningen för applicering av kväveåtervinningen baserad på termisk nedbrytning av struvit är därför att utföra nedbrytningen så att endast $MgHPO_4$ eller dess hydratiserade form bildas och undvika vidare nedbrytning till de mindre lösliga föreningarna.

Farhana (2015) gjorde en ekonomisk utvärdering av kväveåtervinning med termisk återvinning av struvit baserat på data från pilotförsök och visade att tekniken kan vara kostnadsmässigt fördelaktig jämfört med andra återvinningstekniker och även i bästa fall ha samma kostnad som rening med anammoxprocessen. Energianvändningen för nedbrytningssteget beräknades till 48 kWh/m³ av vatten med ammoniumkvävehalt på 1 000 mg/l. Den höga värmeförbrukningen är dock ett resultat av att värmeförbrukningen beräknades som den energi som krävs för uppvärmning av fuktig luft som cirkulerar nedbrytningsreaktorn från 40 °C till 80 °C under 1,5 h. Processen kan dock optimeras med bättre energiåtervinning och mindre förluster. Man kan även beräkna teoretisk energianvändning från den mängd vatten som måste indunstas från struvit för att omvandla den till newberyit. Med antagande att struvit har 20 % fritt vatten efter fällning kommer det behöva indunstas 4,4 kg fritt vatten och 3,9 kg kristallvatten/kg N som är bunden i struvit. Det ger ett totalt teoretiskt energibehov på 5,2 kWh/kg N. Indunstning av fritt vatten kan dock göras i vakuumindunstare med återvinning av ångbildningsvärme. Det tillkommer dock ett energibehov för värmning av struvit till 80 °C, energi för luftcirkulation, värmeförluster, osv. Det är dock inte orimligt att anta en värmeförbrukning för processen på 15 kWh/kg N.

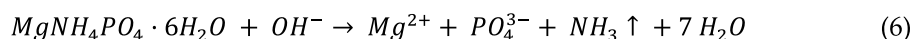
Om de bästa resultaten av de granskade studierna kunde replikeras stabilt med struvit från riktigt rejektvatten, skulle den producerade ammoniakrika gasen kunna ha så lite som 3-6 mol vatten/mol ammoniak. Ammoniak kan då utvinnas genom samma metoder som används vid ammoniakstrippning, det vill säga sorption i syra eller destillation till ammoniakvatten.

För att kunna återvinna 90 % av ammoniumkväve från rejektvatten skulle man behöva återanvända magnesium och fosfor 17 gånger med utgångspunkt av halter i rejektvatten på Duvbacken ARV. Det som begränsar möjligheten för återanvändning av magnesium och fosfor är bildning av svårslösliga magnesiumfosforföreningar vid termisk nedbrytning, utfällning av kalciumfosfat samt magnesiumkaliumfosfat. Det är därför osannolikt att man kan åstadkomma långtgående ammoniumåtervinning från rejektvatten utan extern källa av fosfor och magnesium.

Författarna av rapporten kunde inte hitta någon leverantör som marknadsför tekniken kommersiellt.

5.3.3.3 Kemisk nedbrytning av struvit vid högt pH

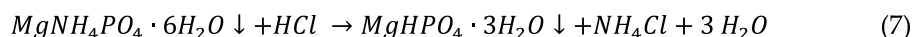
Struvit kan även brytas ner vid lägre temperaturer än som beskrivits i föregående kapitel genom att utföra nedbrytningen vid ett högre pH. Om struvit blandas med en lösning av lut kommer en del av struviten lösas upp, ammonium omvandlas till ammoniak vilket i sin tur leder till fortsatt upplösning av struvit tills att struviten löses upp helt. Processen kräver en stökiometrisk tillsats av lut (1 mol lut/mol struvit) eller något överskott samt en temperatur på 90-110 °C (Zhang et al. 2009; Huang et al. 2009):



I dessa studier visas att produkten från struvitnedbrytning sedan kan användas för upp-repad rening av ammoniumrikt vatten, men effektiviteten för ammoniumåtervinning sjunker från 80-95 % i första cykeln till 65-77 % i femte cykeln. Anledningen till detta är att det kan bildas svårslösliga föreningar, som exempelvis $Mg_3(PO_4)_2$ eller $Mg_2P_2O_7$, som blir inerta och inte bidrar till fällning av ammonium i nästkommande cykel. Huang et al. (2009) har testat och föreslagit att tillsätta HCl till nedbrytningsprodukten i molför-hållandet 0,8 mol/mol OH, vilket gör att de svårslösliga föreningarna löses upp och åter bidrar till ammoniumfällning. Att använda HCl vid varje cykel skulle dock bli väldigt dyrt för att syran behöver neutraliseras med mer lut.

5.3.3.4 Kemisk nedbrytning av struvit vid lågt pH

En annan strategi för nedbrytning av struvit och återanvändning av Mg och P är att blanda den utfällda struviten med en lösning av syra (vanligtvis saltsyra). Om förhål-landena är rätt gör detta att struviten omvandlas till newberyite enligt ekvation nedan:



Processen har genomförts vid pH 4-6 och en temperatur på 25-60 °C i olika studier. Zhang et al. (2004) testade processen vid 60 °C och rapporterade att huvuddelen av struvit omvandlades till newberyite. Sex cykler av ammoniumfällning vid kvoten Mg:N:P = 2:1:2 följt av regenerering av struvit genomfördes och ammoniumreningen var stabil på 98 % fram till cykel 5 (delvis på grund av överskott av Mg och P) men minskade till 88 % i den 6:e cykeln. Förlust av Mg och P i form av olösliga föreningar och renat vatten med 2-4 % noterades i varje fällning och regenereringsfas, vilket förklarar minskningen av reningsgraden. Företaget NuReSys som är en av leverantörer av struvitfällningspro-cessen har ett patent (Moerman 2012) där de beskriver användning av CO_2 från biogas för att sänka pH och lösa upp struvit. Ammonium återvinns i form av en lösning av NH_4HCO_3 eller $(NH_4)_2CO_3$ och man behöver därför ingen extern kemikalietillsats för kväveåtervinning. Förutom patentet finns dock ingen mer publicerad information om denna process och företaget marknadsför inte processen på sin webbsida.

Även ett svenskt företag, EasyMining, har ett patent för en process av upplösning av struvit i en syra med vidare separation av magnesium och fosfor (Högberg et al. 2021). Enligt patentet löser man upp struvit i en mineralsyra, sedan avskiljs magnesium och fosfor genom pH-höjning och utfällning och produkten blir en lösning av ammonium i mineralsyra. Processen kan kompletteras med steg för rening av kalcium, organiska ämnen, separation av ammoniumkväve från syran samt återanvändning av magnesium och fosfor för struvitfällning.

5.3.4 Bedömning av struvitfällning för kväveåtervinning

Struvitfällning som en enskild metod kan åstadkomma endast marginell återvinning av kväve från rejektvatten. Därför måste processen kompletteras med antingen extern tillsats av fosfor och magnesium eller nedbrytning av struvit och återanvändning av fosfor och magnesium. Genom att sammanfatta de studier som diskuterats i föregående kapitel kan man formulera flera scenarier/alternativ för utökad återvinning av kväve och definiera teoretiska behov av kemikalier för att driva processen:

1. Extern tillsats av Mg och P: 1 ekvivalent MgO och 1 ekvivalent H_3PO_4 för varje mol kväve som återvinns. Minimal/ingen energitillsats.
2. Termisk nedbrytning av struvit: 1 ekvivalent av syra för sorption av ammoniak. Hög energianvändning (teoretisk beräknat/antaget till 15 kWh/kg N). Eftersom det är samma förbrukning av syra men högre energianvändning än i syrabehandling utvär-deras detta alternativ inte.
3. Alkalisk behandling: 1 ekvivalent bas för nedbrytning av struvit och 1 ekvivalent syra för sorption av ammoniak. Medel energitillsats för uppvärmning till cirka 100 °C (grovt beräknat/antaget 5 kWh/kg N).

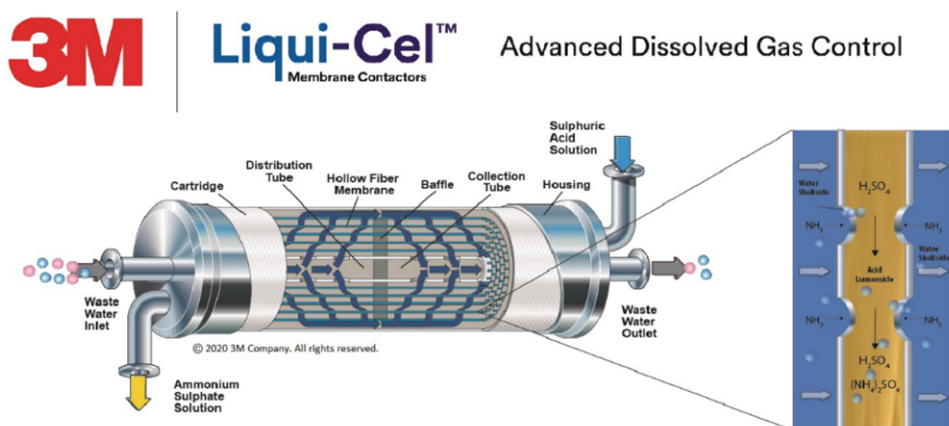
4. Syrabehandling: 1 ekvivalent syra för omvandling till newberyite. Medel energianvändning för uppvärmning till 25–60 °C (grovt beräknat/antaget 5 kWh/kg N).

Alla dessa scenarion utgår från teoretiska behov. Det har dock visats i studierna att det kommer oundvikligen vara en förlust av Mg och P till svårslösliga ämnen och till renat rejektvatten, utfällning av kalciumfosfat som inte bryts ner vid termisk och alkalisk behandling, och högre förbrukning av kemikalier än teoretisk förbrukning.

5.4 Kväveåtervinning med gaspermeabla membran

Membranbaserad återvinning av näringsämnen är framväxande teknologier med elektrodialys, framvänd osmos (FO) och membrangasseparation (gaspermeabla membran) via en ånggradient (destillation) eller en koncentrationsgradient som de mest lovande processerna. Det måste noteras att hybridmembranprocesser (en kombination av två eller flera processer) kompletterar varandra och därigenom maximerar den totala effektiviteten för återvinning av näringsämnen. Kombinationen av olika membranprocesser kan också hantera den stora variationen av näringsämneskoncentrationsgradienter längs behandlingsprocesskedjan, vilket möjliggör användning av membranprocesser i både decentraliserade och centraliserade applikationer. I motsats till de nämnda processerna står nanofiltrering (NF) och omvänd osmos (RO) för högavstötande membranprocesser som också har en stor potential för näringsåtervinning från avloppsvatten. På grund av avloppsvattnets komplexa natur är dessa processer dock benägna att få problem med membranfouling.

Koncentrationsgradienten över hydrofoba gaspermeabla membran (kontaktmembran) kan användas för att separera ammoniak från ett inkommande flöde in i permeatflödet. Jämvikten mellan ammonium och ammoniak skiftar under alkaliska förhållanden vilket är fördelaktigt för separationen (enligt ekvation 1 och Figur 5.7) där ammoniak diffunderar genom membranet. Vanligtvis används natriumhydroxid för att höja pH-värden över 11. Istället för luft som i en stripper används syra (svavelsyra, fosforsyra eller salpetersyra) för att absorbera och transportera bort ammoniakgasen och upprätthålla koncentrationsgradienten. Membranprocessen ställer stora krav på förbehandling i och med att för stora mängder suspenderat material medför risk för beläggningar och igensättning av membranen. Tekniken har testats för behandling av rejektvatten på olika ARV i pilotskala och även implementerats i full skala. Några exempel beskrivs i följande avsnitten.



Figur 5.7

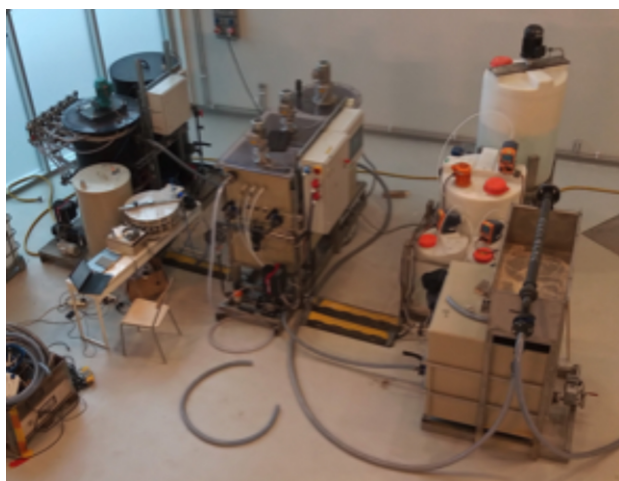
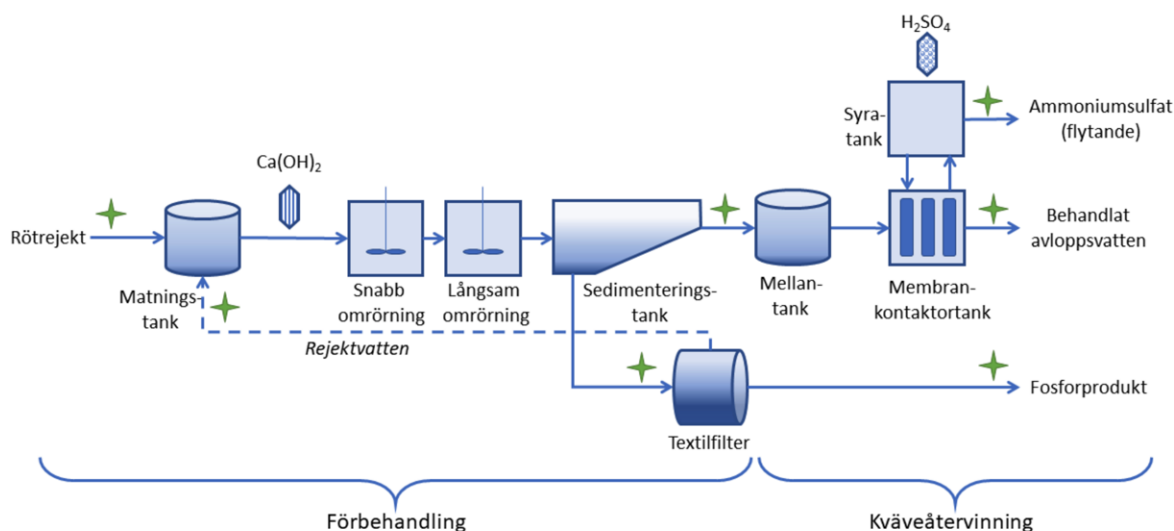
Hålfiberbaserad kontaktmembranmodul (Liqui-Cel™ Membrane contactors, bild från 3M).

5.4.1 NPHarvest

En pilotanläggning baserad på kontakmembran utvecklad av Aalto-universitetet testas under 2021 och 2022 inom projektet NPHarvest vid RecoLab i Helsingborg för att utvärdera optimala processparametrar samt produktutbyte och kvalitet. Det är värt att nämna att processen är designad för att kunna hantera högt belastat avloppsvatten (500 mg/l suspenderat material). Ett processschema och en bild av pilotprocessen visas i Figur 5.8 och Figur 5.9.

Figur 5.8

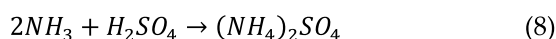
Processschema av NPHarvest processen (Högstand et al. 2022).



Figur 5.9

Pilotanläggningen som används i NPHarvest projektet (foto av Juho Kaljunen).

Pilotens maximala flöde är 2-4 m³/dag med en energianvändning på 66 MJ/dag (5-7 kWh/m³). Ammoniak utvinns som ammoniumsulfat (24 g NH₄-N/l lösning) som bildas enligt:

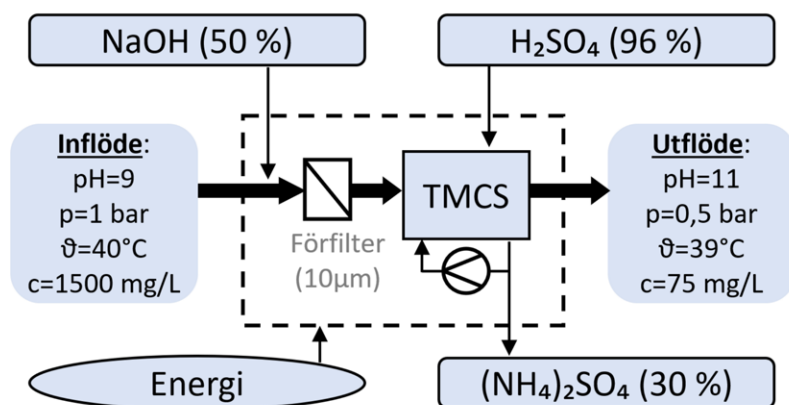


med användning av PTFE-membran (Zeuz Inc. USA). Membranfibrerna har en innerdiameter på 10 mm, en vägg tjocklek på 1,0 mm, en densitet på 0,45 g/cm³ och ett internodalt avstånd mellan 10 och 30 µm. Kontakmembrantanken innehåller sex membranmoduler fixerade på ett cirkulärt sätt runt blandaren. När alla membranmoduler är täckta med pH-justerat avloppsvatten påbörjas syracirkulation och blandning i kontakmembrantanken.

För testerna på RecoLab med rejektivatten från Öresundverket (Tot-N 527 mg N/l och 487 mg $\text{NH}_4\text{-N/l}$) erhöles en återvinningseffektivitet av 70 % vid en kemikalieförbrukning på 5,9 kg Ca(OH)_2 (4,6 ekvivalenter/mol N) och 1,7 kg H_2SO_4 (91 %, 1,0 ekvivalent/mol N)/ m^3 inflöde. Tekniken har dock potential att återvinna 85 % av ammoniaken från avloppsvattenströmmen (Nagy et al. 2019; Uz Kurt Kaljunen et al. 2021). En kostnadsuppskattning för uppskalerade resultat för olika avloppsvatten (lakvatten, rejektivatten och urin) kan erhållas i Uz Kurt Kaljunen et al. (2021).

5.4.2 TransMembraneChemiSorption (TMCS) separationstekniken

TMCS-separationstekniken använder hålfiberbaserade kontaktmembranmoduler för separering av ammoniak. Det första industriella TMCS-systemet i full skala som använder Liqui-Cel®-membrankontakter (även kallade hollow fiber liquid liquid membran contactor (HF-LLMC)) installerades 2004 på Membrana GmbH i Wuppertal (GER) för att minska ammoniakutsläppskostnaderna från tillverkningsindustri till kommunalt avlopp (Ulbricht et al. 2013). Liqui-Cel®-kontaktmembran består av hydrofoba hålfibermembran. Avloppsvatten införs från utsidan av hålfibrerna, vilket gör att ammoniak kan passera in genom membranet till ett motströmsflöde av svavelsyra. Figur 5.7 och Figur 5.10 visar en översikt över processparametrarna och kontaktmembranmodulen.



Figur 5.10

Processparametrar för TransMembrane-ChemiSorption (TMCS) (modifierad från Ulbricht et al. 2013).

Vid en anläggningskapacitet på 10 m^3/h genom två celler i serie kunde upp till 95 % av NH_3 avskiljas och koncentreras upp till 25 viktprocent ammoniumsulfat (200 L/h). Den maximala lösligheten av ammoniumsulfat ligger vid 30 °C på 40 viktprocent. Den lägre koncentrationen i produkten (30 % jämfört med 96 % i svavelsyra) kan förklaras av transport av vattenånga genom membranet på grund av salt- och temperaturgradienten. Inflödet av avloppsvatten med en ammoniakkoncentration på 1 100–1 500 mg/l hölls tre gånger större än flödet i den mottagande fasen. För att upprätthålla överskottsförhållanden av syra för ökad absorptionsförmågan användes ett 5:1-förhållande (i kg) mellan reagerat H_2SO_4 och avskilt NH_3 . Kemikalieförbrukningen är således 1,5 kg NaOH/ m^3 behandlat vatten (för pH-justering från 9 till 11,5, 0,5 ekvivalenter/mol N) och 4,5 kg $\text{H}_2\text{SO}_4/\text{kg NH}_3$ (1,4 ekvivalenter/mol N vid 1 500 mg/l NH_3). Elförbrukningen för främst pumparna för att recirkulera syran var 0,22 kWh/ m^3 .

TMCS-tekniken kommersialiseras av 3M och är tillgänglig för rening av ammoniak från rejektivatten. Teknologin har testats i pilotskala vid olika ARV (ARV Neugut (CH), ARV Venlo (NL), Yverdon-les-Bains (CH), Altenrhein (CH) och Murcia (ES)) och har redan implementerats i full skala vid den kommunala reningsanläggningen för avloppsvatten i Münster (Tyskland).

5.4.3 Pilotstudie för rening av rejektvatten vid reningsanläggningen för avloppsvatten i Yverdon-les-Baines (CH)

Ammoniakrening från rejektvatten via hydrofoba gaspermeabla membran har installerats vid ARV:t Yverdon-les-Baines (CH) 2016 av ALPHA Wassertechnik AG. Under förbehandlingen höjs pH till 9,3-10 genom strippning av CO₂ och tillsatts av natriumhydroxid. Suspenderat material avskiljs genom filtrering (sandfilter och patronfilter 1 µm) och temperaturen justeras till 35-50 °C. Ammoniak separeras efteråt via Liqui-Cel®-kontakmembran och absorberas i 96 % svavelsyra. Under pilotstudien har 16 000 m³ rejektvatten behandlats med en reningseffektivitet på 80 %. En sammanfattning av de viktigaste resultaten finns i Tabell 5.2.

5.4.4 Fullskalig behandling av rejektvatten med kontakmembran i Münster (GER)

Den första fullskaliga kontakmembranprocess för behandling av rejektvatten i Tyskland installerades 2018 i Münster. Under förbehandlingen av rejektvattnet höjs pH genom tillsats av natriumhydroxid och suspenderat material separeras genom tre filtreringssteg (djupfiltrering med aktiverat filtermaterial, skivfilter (20 µm maskstorlek) och påsfilter (1-3 µm maskstorlek,)). Det förbehandlade processvattnet behandlas i kontakmembransystemet. Systemet består av två parallella linjer med tre kontakmembransteg i serie. Varje steg består dessutom av 2-3 parallellkopplade membranmoduler. Totalt används 16 stycken 14x28 Liqui-Cel membranmoduler (hålfibermoduler (polypropen, 0,02-0,1 µm porstorlek, 3M Tyskland GmbH)). Systemet har en maximal kapacitet på 30 m³/h med en total membranarea på 3 520 m². För absorption av ammoniak används 78 % svavelsyra. Lösningen recirkuleras till det första steget av processen för att minska syraförbrukningen (Richter et al. 2021).

Systemet testades under tre månader med en kapacitet på 30 %. Vidare utvärdering av systemet pågår men för tillfället finns inga fler uppgifter om systemets prestanda. Viktiga processparametrar och resultat från den initiala perioden samt för andra system som baseras på kontakmembran sammanfattas i Tabell 5.2.

Tabell 5.2

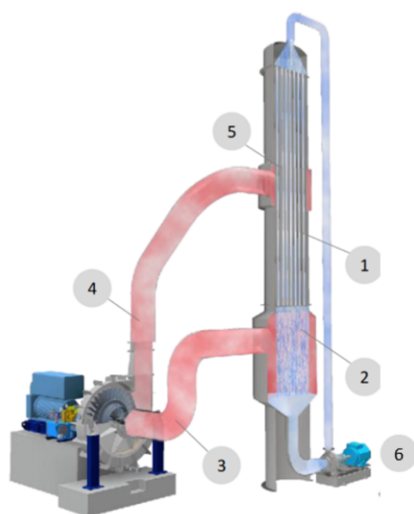
Sammanställning av relevanta processparametrar och resultat från användning av kontakmembran för behandling av rejektvatten.

Parameter	Enhet	Yverdon-les-Baines (CH)	Münster (GER)	NPHarvest (FIN)
Flöde (rejektvatten)	m ³ /h	6-8	9,9 ± 3,0	< 1
pH-värde för rejektvatten	[-]	8,2	8,0 ± 0,2	N/A
NH ₄ -N-halt i rejektvatten	kg N/m ³	960	862 ± 76	487 (-3 000)
pH-höjning genom CO ₂ -stripping	[-]	0,4	-	-
pH-värde efter förbehandling	[-]	9,3-10	11,1 ± 0,6	10-11
Partikelkoncentration (< 0,45 µm) före förbehandling [mg L ⁻¹]:	mg/l	N/A	100-1 500	200-1 500
Partikelkoncentration (< 0,45 µm) efter förbehandling [mg L ⁻¹]:	mg/l	N/A	44 ± 26	300-500
Total reningsgrad av NH ₄ -N	%	80	N/A	N/A
NH ₄ -N återvinning genom membran	%	70 (75)	85 ± 12	70
NH ₄ -N-halt i gödselmedel	kg N/m ³	36 (19-60)	35	N/A
Ammoniumkoncentration efter kontakmembran	kg N/m ³	0,22	0,13 ± 0,10	N/A
Värmebehov	kWh/m ³	5,8	-	N/A
Elförbrukning	kWh/kg N	2,55	0,7-0,8	5-7
Kemikalieförbrukning: NaOH	ekv/mol N	1,7	1,2-1,9	-
Kemikalieförbrukning: H ₂ SO ₄	ekv/mol N	1,2	1,1	1,0
Kemikalieförbrukning: C ₆ H ₈ O ₇	ekv/mol N	0,004	-	-
Kemikalieförbrukning: Ca(OH) ₂	ekv/mol N	-	-	4,6

5.5 Indunstning

Indunstning är en gammal och enkel teknik för minskning av avfallsmängder och för återvinning av vatten. Den enklaste utformningen av indunstning består av ett kokkärldär vatten kokar kopplat till en kondensor där vattenången kondenserar. Förångningsentalpi (ångbildningsvärme) för vatten är cirka 630 kWh/m³, vilket betyder att i enklaste utformningen av indunstning behöver man tillföra 630 kWh/m³ av värme till kokkärlet och kyla bort 630 kWh/m³ i kondensorn.

Man kan minska energibehovet markant genom att använda kondenseringsvärmen till uppvärmning av vatten i kokkärlet och indunsta under vakuum för att sänka vattnets kokpunkt. Om det finns mycket billig värmeenergi tillgänglig kan man använda flerstegsindunstare och driva indunstningsprocessen till stor del med extern värme. De mest energisnåla och effektiva indunstarna bygger dock på användning av värmepumpar eller ångkompression för att driva förångningsprocessen. En typisk utformning av indunstare med ångkompression visas i Figur 5.11. Tekniken bygger på att man komprimerar vattenången, vilket ökar temperaturen och tryck. När den komprimerade ången sedan kyls ner kondenserar ången och rent vatten leds ut. Kondenseringsvärmen tillförs resten av vattnet i systemet och på det sättet återvinns den mesta av ångbildningsvärmen. Ångkompressionsindunstare drivs således bara av den elenergi som kompressorn förbrukar. Total elförbrukning för att driva processen vid indunstning av rejektvatten är 8-40 kWh/m³ av kondenserat vatten (EPCON 2021), vilket är en bråkdel av vattnets förångningsentalpi.



1. Vätskan avdunstar i rören
2. Vätskan separeras från gasen för att ge ett rent kondensat
3. Ången går till MVR-fläkten vid 85 °C
4. MVR-fläkten komprimerar gasen till högre tryck och temperatur (90 °C, mättat)
5. När ången vid 90 °C värmeväxlas med den avdunstande vätskan kondenserar den till ett rent kondensat
6. Rejektvatten recirkuleras till toppen av kolonnen. En mindre del av koncentrat tas ut och ersätts med inkommande rejektvatten.

Figur 5.11

Indunstning med ångkompression (modifierad från Epcon 2021).

Vid indunstning av förorenat vatten kommer, förutom vatten, även lättflyktiga föroreningar att förångas. Som diskuterats i kapitel 5.1.1 förekommer en del av ammoniumkvävet i ammoniakform i rejektvatten. Om man inte justerar vattnets pH kommer en del ammoniak följa med vattenången och hamna i kondensatet. Dessutom är utfällningsrisken högre vid högre pH. Därför tillsätts en syra (vanligtvis svavelsyra) till rejektvattnet för att kunna driva processen effektivt och undvika driftproblem.

Det är okänt om indunstning används för uppkoncentrering av rejektvatten på något ARV. Det finns dock fullskaliga installationer i andra liknande applikationer. EPCON har fyra fullskaliga installationer på rötningsanläggningar samt två under leverans (personlig kommunikation med Geir Halvorsen, 2022-01-15). De två fullskaleanläggningarna som finns i Norden ägs båda av Scandinavian Biogas - en på rötningsanläggning i Huddinge (nära Stockholm) där huvudsakligen matavfall rötas och en i Skogn (nära

Trondheim, Norge) där fiskrester rötas. Den senare är även den som är störst och hanterar ett flöde på 23 ton/h, vilket är i samma storleksordning som rejektvattenflödet på de ARV som deltagit i projektet (5-60 m³/h).

Försök med indunstning av rejektvatten från avvattning av slam har gjorts på flera ARV. EPCON har gjort framgångsrika försök på två ARV i Norge (i Lindum och på ett av Hias ARV), resultaten är dock inte offentliga (personlig kommunikation med Epcon). Enligt Epcon var dock vattenåtervinning 95 % i dessa försök och Tot-N i kondensat 10-100 mg/l. Med ett medelvärde på 50 mg/l i kondensvatten och en kvävehalt i rejektvatten på 1000 mg/l blir kväveåtervinningsgraden 95 % och kvävehalten i koncentratet cirka 2 %. Dosering av syra uppskattas av Epcon till 6 kg H₂SO₄ (92 %) per m³ rejektvatten, vilket motsvarar 1,6 ekvivalenter/mol N (personlig kommunikation med Geir Halvorsen, 2022-01-15). Koncentratet från indunstning har då pH på 5-6. Tvätt med NaOH och myrsyra behövs varje/varannan vecka och förbrukning uppskattas till 0,05 kg/kg N respektive 0,12 kg/kg N. Energianvändning vid denna applikation ligger på 18-20 kWh/m³ och hela energianvändningen avser elektrisk energi. Vid upprepade start och stopp för tvätt behöver dock indunstaren värmas upp och den energianvändningen beräknades av Betsholtz och Kjerstadius (2018) motsvara 0,4 kWh/m³, vilket är försumbart.

Vid platsbesök på anläggningen i Huddinge var indunstaren avstängd för underhåll. Enligt personalen kräver anläggningen mycket driftinsatser, speciellt för rengöring av igsättningar (personlig kommunikation med Scandinavian Biogas, 2021-11-15). Problemet som uppstår är att man tillsätter svavelsyra för pH-justering vilket leder till utfällningar av gips. Dessa utfällningar är svåra/omöjliga att lösa upp och man behöver avlägsna dessa mekaniskt efter att tvätt med myrsyra inte längre ger önskad effekt. Den andra anläggningen som Scandinavian Biogas äger fungerar dock helt problemfritt. Att ersätta svavelsyra med någon annan syra skulle dock vara möjligt. Genom att använda salpetersyra kunde kvävehalten i koncentratet kunna höjas. Det finns dock arbetsmiljörisker med användning av salpetersyra samt så krävs det tillstånd för lagring och hantering av salpetersyra. Svavelsyra är också mycket billigare och tillför svavel som bönder efterfrågar. Utfällning av gips beror på rejektvattnets sammansättning. Höga halter av ammonium ger större behov av syra. Man kan därför förvänta sig mer utfällning av gips i vatten med höga ammonium- och kalciumhalter. Det har inte gjorts någon analys i projektet om gipsutfällningar kommer vara ett stort problem vid indunstning av rejektvatten från rötning av slam.

Indunstning av rejektvatten har testats i labbskala med rejektvatten från Käppala ARV samt i pilotskala på Himmerfjärdsverket, båda i Stockholmsregionen (Cerruto et al. 2013). I labbförsöken kunde man koncentrera upp rejektvattnet till 3 % av ursprunglig volym med en kvävereduktionsgrad på 98 %. Resultat från pilotförsöken kunde tyvärr inte hittas av konsulten eller Syvab.

Indunstning har även testats i Macro-projektet för uppkoncentrering av vätskefraktionen från anaerob behandling av en blandning av svartvatten och matavfall (Betsholtz & Kjerstadius 2018). Försöken gjordes i labbskala och visade att förlust av ammonium var cirka 20 % vid pH 6 och nära 0 % vid pH 5 medan förlusten var 100 % om pH inte justerades (pH 7,5). Det visar igen vikten av att justera pH vid indunstning. Kostnadsberäkning av indunstningsprocessen visade att specifik kostnad är cirka 34 kr/kg N, vilket dock exkluderar kapitalkostnad, underhåll- och personalkostnad. Vid indunstning är det dock även andra näringsämnen som återvinns och kostnaden kan inte jämföras med exempelvis strippning.

5.6 Destillation

Destillation är i grunden liknande teknik som indunstning med den skillnad att den komponent som man försöker separera hamnar i kondensat och inte i koncentrat.

Destillation kan användas i kombination med andra tekniker (se exempelvis beskrivning av ammoniakstrippning från Organics). I det fallet använder man en rektifikationskolonn för att få en koncentrerad ammoniaklösning. Destillation kan även åstadkommas med vanliga indunstare, samma som beskrivits i föregående kapitel. Den enda skillnaden blir att i stället för pH-minskning med syra behöver man dosera lut för att höja pH och omvandla ammonium till ammoniak. Det är mest lämpligt att höja pH i ett föregående steg, exempelvis i samband med struvitfällning. I så fall separeras utfällningar innan vattnet leds till indunstaren.

IVL har i samarbete med Stockholm vatten gjort försök med destillation av ammoniak från rejektvatten efter struvitfällning (Bergström et al. 2002; Ek et al. 2006). I struvitfällningssteget tillsättes MgO vilket höjde pH till 9,2–9,3. Vid det pH är cirka 50 % av kvävet redan i ammoniakform. Vid uppvärmning till 60 °C ökar ammoniakandelen till över 90 %. I försöken destillerades 5–10 % av vattenvolymen och 80–90 % av ammoniumkväve överfördes till destillaten.

Ammoniakdestillation föreslås även som ett alternativ av leverantören av indunstare Epcon (Epcon 2021). I det systemet indunstas rejektvatten utan tillsats av syra. Det gör att kvävet följer med vattenångan och hamnar i kondensatströmmen. För att öka avgång av ammoniak till kondensatet kan även viss tillsats av NaOH behövas. Enligt uppgift från Epcon indunstar man 80–90 % av vattenvolymen (kan jämföras med 95 % vid indunstning av rejektvatten enligt beskrivning i föregående kapitel). Koncentratet innehåller då all K, P och andra ämnen från rejektvattnet. Kondensatströmmen destilleras med produktion av ammoniakvatten (20 % NH_3). Energianvändning av processen anges till cirka 30 kWh/m³ som elenergi.

Ammoniakdestillation liknar termisk strippning av ammoniak. Det är ungefär samma temperaturer på cirka 80 °C. I destillationsprocessen följer ammoniak med vattenångan medan i termisk strippning är det luft som driver av ammoniak från rejektvatten/slam. I destillationsprocessen är energianvändningen lägre (30 kWh/m³) men i termisk strippning kan en stor del av energibehovet tillgodoses med värme (exempelvis 35 kWh värme/m³ och 5–8 kWh el/m³ i ANAStrip). Vid termisk strippning stannar P och K kvar i rejektvatten/slammet medan vid destillation är det lättare att återvinna dessa näringsämnen i en koncentrerad form. Vid termisk strippning krävs även energi/kemikalier för att binda ammoniak medan vid destillation är kvävet redan i en koncentrerad form.

5.7 Odling av biomassa

Som beskrivits tidigare används mestadels biologiska processer för att avskilja kväve från kommunalt avloppsvattnet. Användningen av algbiomassa för rening av avloppsvatten har flera fördelar jämfört med den konventionella aktivslamprocessen. Eftersom kommunalt avloppsvatten har en låg kvot mellan kol och kväve, kan externa kolkällor krävas under biologisk kväverening. Syrebehovet för rening av biologiskt kväve (och BOD) som tillförs via luftning kräver mycket energi. I system för rening av avloppsvatten med alger finns vanligtvis både bakterier och alger. Syret som krävs för bakteriell nedbrytning av BOD tillförs genom algfotosyntes, som förstärks av koldioxid tillgänglig från BOD-oxidation. Den högre biomassaproduktionen ger högre upptag av kväve, som kan återvinnas ur slammet. Faktum är att koldioxidbehovet för totalt upptag av kväve är större än koldioxid tillgänglig från BOD-oxidation så att extern koldioxid från till exempel biogasuppgredning eller förbränningsprocesser kan tillföras. Dessutom krävs koldioxid för att balansera pH som sjunker under nitrifikationen eller upptaget av ammoniumkväve.

Dessutom ökar potentialen för energiåtervinning från anaerob rötning av slammet. Det måste dock noteras att den högre mängden slam som produceras kräver hantering av större volymer rötrest och rejektvatten (Olsson 2018). Algbakteriell rening av

avloppsvatten har testats i både labb- och pilotförhållanden och under svenska förhållanden i labbskala (avloppsvattentemperatur mellan 12 och 13 °C) (Anbalagan 2018). Ljusförsörjning och penetrering identifierades som de främsta hindren för storskalig implementering, vilket resulterade i låg kvävereningsgrad (30-50 %) även vid höga HRTs (> 6 dagar). Implementeringen av en algbakteriell process vid svenska ARV kan därför kräva en upp till 12-faldig ökning av ytan för den biologiska reningen (Nordlander et al. 2017).

I de nämnda studierna testades öppna system på grund av de lägre investerings- och underhållskostnaderna jämfört med fotobioreaktorer. Dessa system används i stor utsträckning i olika delar av världen. Algbakteriell rening av avloppsvatten testades till exempel i full skala i en 2 900 m³ algdamm (HRAP- high-rate algal pond) i Nya Zeeland (Sutherland et al. 2018). Ammoniumreningsgraden fluktuerade mellan 35 och 68 % vid HRT på åtta dagar beroende på säsong med lägre effektivitet under vintern. Resultaten överensstämde med andra studier utförda i tempererat klimat. Rening av rejektvatten (NH₄-N 500-600 mg/l) kombinerades med uppgradering av biogas i en utomhuspilotanläggning (180 l HRAP) kopplad till en extern CO₂-H₂S-absorptionskolonn i Valladolid, Spanien (Posadas et al. 2017). Kväveåtervinningen i biomassan var mellan 54 och 76 % medan 50-95 % av CO₂ avskildes från biogasen vid en HRT på 4 dagar. Den algbakteriella processen visar på en hög potential för att kombinera näringsåtervinning med biogasuppgradering. Jämfört med ett aktivt kolfilter och vattenskrubber kan algbakterieprocessen minska driftskostnaderna för biogasuppgradering med en faktor 7 från 0,2 EUR/Nm³ till 0,03 Nm³ (Toledo-Cervantes et al. 2017). Investeringskostnader för denna process är dock med en faktor av 1,6 högre.

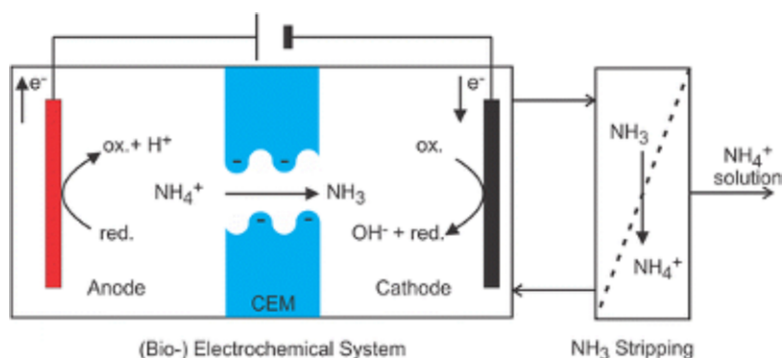
Förutom tillräcklig tillgång på ljus och koldioxid och de längre uppehållstiderna (större behov av ytan) är en av de största utmaningarna för algbakteriell avloppsvattenrening att det återvunna kvävet är bundet i biomassan och inte lätt kan separeras från biomassan. Kvävet frigörs delvis om slammet behandlas i anaerob rötning och tillförs rejektvattnet. Denna mängd är inte proportionell mot kvävet i biomassan eftersom algbiomassa utan förbehandling har låg nedbrytbarhet i anaerob rötning (Olsson et al. 2018). Alternativt kan algbiomassan appliceras som gödningsmedel direkt, även om energibehovet för hantering, transport eller torkning av materialet är mycket högt. Dessutom kan NH₄-N-koncentrationer större än 200-300 mg/l inhibera algutväxten på grund av frikopplingseffekten av fri ammoniak på de fotosyntetiska processerna i kloroplaster. En strategi för att minska denna effekt kan vara ett hybridssystem som använder jonbyte med naturliga zeoliter som långsamt frisätter adsorberat ammonium till algkulturen (Wang et al. 2018).

Biologisk avloppbehandling med algbiomassa har en stor potential för att återvinna kväve jämfört med nitrifikation och denitrifikation eller deammonifikation. Algbiomassan kan användas väldigt flexibelt för att återvinna energi (i form av biogas, biodiesel, bioetanol etcetera) eller kemikalier. För användning av algprocesser på svenska ARV behövs dock fler storskaliga försök med fokus på implementeringen i befintliga ARV. En möjlig strategi kan vara att använda algbaserade processer i mindre ARV på ställen med många turister under sommarhalvåret där algprocesserna fungerar bäst (Nordlander 2017).

5.8 Mikrobiologiska celler

I bioelektrokemiska system (BES) oxideras COD av mikroorganismer och elektronerna som genereras under denna process används sedan för att producera energi eller andra värdefulla föreningar, som bulkkemikalier, högvärdiga kemikalier och oorganiska föreningar (näringsämnen) (Kehrein et al. 2020). Ammoniakåtervinning i BES kräver en spänning. Flödet av elektroner från anoden till katoden som kommer från oxidationsreaktion

av organiskt material och katalyseras av mikroorganismer är drivkraften för de positivt laddade ammoniumjonerna över ett katjonbytarmembran som visas i Figur 5.12 (Kuntke et al. 2018). Där kan det koncentrerade ammoniumet extraheras med ytterligare en process, såsom strippning, hydrofoba gaspermeabla kontaktmembran och framåtosmos. På katoden reduceras också syre för att balansera processen.



Figur 5.12

Schema av ett (bio) elektrokemiskt system för återvinning av ammonium kväve (Kuntke et al. 2018).

Ett BES kan drivas i tre lägen: (1) som en mikrobiell bränslecell (MFC) för att leverera elektricitet direkt, (2) som en mikrobiell elektrolyscell (MEC) där anoden och katoden är anslutna utan motstånd och (3) som en MEC i vilken el investeras för att öka reaktionshastigheten och/eller möjliggöra termodynamiskt ogynnsamma reaktioner (Kehrein et al. 2020). Genom att använda en MEC istället för en MFC kan transporthastigheten till katoden ökas avsevärt på grund av en högre spänning som appliceras (Kuntke et al. 2018). Den MFC-baserade återvinningen skulle kunna uppnå en återvinningshastighet på 0,10–0,75 kgN/m³ reaktor och dag (jämförbar med den för luftstrippning (0,10–0,76 kg N/m³ reaktor och dag)) (Zou & He 2018). Den MEC-baserade ammoniakåtervinningen uppvisar en större variation från 0,02 till 11,57 kgN/m³ reaktor och dag, beroende på pålagd spänning och typ av avloppsvatten. Den högre hastigheten resulterar dock i högre energitillförsel.

En viktig faktor för återvinning av ammoniak från avloppsvatten med BES är förhållandet mellan COD och TAN (total ammoniumkväve) eftersom elektroner från det organiska materialet driver överföringen av ammoniumjoner. Enligt processens stökiometri krävs oxidation av 571 g av COD för transport av 1 kg av ammoniumkväve genom membranet. Rejektvatten är på grund av dess låga COD/N-kvot ett lämpligt avloppsvatten för återvinning via BES och återvinningseffektivitet på 72–84 % erhöles (1 000 mg NH₄-N/l) med en nettoenergianvändning på 6,43 kWh/kg N i laboratorieskala (Beckinghausen et al., 2020; Wu & Modin, 2013). I ett hybridssystem bestående av en MEC- och FO-process kunde 99,7 % av ammoniaken återvinnas (från ett syntetiskt avloppsvatten med 1000 mg NH₄-N/l) med en nettoenergianvändning på 0,83 kWh/kg N (Beckinghausen et al. 2020; Zou et al. 2017). Trots anmärkningsvärda forskningsframsteg är de stora flaskhalsarna som hindrar storskalig BES-baserad återvinning av avloppsvattenresurser höga totala kostnader (särskilt för dyra metallkatalysatorer och membran) och det faktum att den mesta forskningen är begränsad till tillämpningar i laboratorieskala (Kehrein et al. 2020).

5.9 Elektrodialys

I elektrodialys (ED) anordnas jonbytesmembran växelvis i ett likströmsfält. Likströmsfältet är drivkraften i en ED-process där katjoner och anjoner vandrar mot katoden respektive anoderna. ED-processen används framförallt för att selektivt separera fosfat från avloppsvatten som innehåller olika joner i en koncentrerad fosfatlösning men kan också användas för återvinning av ammoniak.

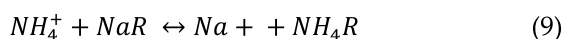
ED har testats för återvinning av ammoniak från rejektivatten i en pilotreaktor bestående av 30 cellpar (7,2 m² effektiv membranarea och ett flöde på 75 l/h) (Ward et al. 2018). Rejektivattnet (850 mg NH₄⁺/l) förbehandlades med struvitutfällning före ED-behandlingen. Ammoniak koncentrerades till 7 069 mg/l med en reningsgrad på 23 % (tillsammans med andra katjoner: Ca, K, Mg, Na, P och SO₄) och begränsades av osmos som spädde ut koncentratet. Det koncentrerade avloppsvattnet kan användas som flytande gödningsmedel. Alternativt kan ammoniak (och kalium) separeras ytterligare. Diffusion från koncentratet till den utspädda strömmen är en begränsande faktor. Rengöring av membranet krävs också för att undvika minskning av överföringseffektivitet. Energianvändningen var 4,9±1,5 kWh/kg NH₄-N (exklusive pumpenergi, som uppskattas till 0,1 kWh/m³ i fullskalig drift).

5.9.1 ED i kombination med kontaktmembran

ED har undersökts för ytterligare koncentration av ammoniumsalter (som NH₄NO₃ och NH₄H₂PO₄) separerade från rejektivatten (1,4-3,3 NH₄-N g/l) via behandling med kontaktmembran (2,5 × 8 Liqui-Cel® membrankontaktor X-50 PP fiber av 3M) (Vecino et al. 2020). De höga koncentrationerna av ammoniak i rejektivattnet erhöles genom en sorptionsprocess med naturliga zeoliter som förkoncentreringssteg. För den lägre koncentrerade lösningen var N-återvinningen 84 % (5,3 % N vikt/vikt) med användning av HNO₃ och 85 % (4,9 % N vikt/vikt) med användning av H₃PO₄. Med ED-behandling erhöles en koncentrationsfaktor för den förkoncentrerade ammoniumnitratsaltlösningen på 1,5 och för ammoniumfosfatsaltlösningarna på 2. Energianvändningen låg på mellan 1,0 och 1,4 kWh/kg salt. För de förkoncentrerade lösningarna med högre initiala ammoniakkoncentrationer var den högsta koncentrationen med ED till 15,6 % N för NH₄NO₃ med en energianvändning på 0,21 kWh/kg ammoniumsalt.

5.10 Jonbyte

Jonbytesprocessen för kväveåtervinning går ut på att ammonium binds till en ett material som innehåller negativt laddade sorptionsplatser medan en annan katjon som inte sitter lika hårt släpps ut i vattnet, till exempel natrium:



Jonbytarprocessen är i grunden reversibel vilket betyder att beroende på ammoniumhalt och halt av andra katjoner kommer processen gå åt ena eller andra hållet. Även sorptionskapaciteten (mg NH₄-N/g material) beror mycket på ammoniumhalter och halter av andra joner i lösningen. Jonbytarprocessen kan användas för kväveåtervinning genom att jonbytarmaterialet används och "laddas" en gång varefter materialet som innehåller höga kvävehalter sprids på åkermark, eventuellt som blandning med slam. Dessutom kan jonbytarprocessen användas för att koncentrera upp ammonium. Detta sker genom att jonbytaren används i cykler där ammonium först sorberas på materialet och sedan desorberas med en koncentrerad lösning av salt eller syra för att regenerera jonbytaren. Den koncentrerade ammoniumlösningen kan vidare behandlas för att höja kvävehalten eller rena bort andra komponenter. Det finns flera olika tillämpningar av jonbytarprocessen där olika material används som beskrivs i separata kapitel nedan.

5.10.1 Biokol

Biokol som produceras från organiskt avfall kan ha olika andel av negativt och positivt laddade funktionella grupper beroende på temperatur vid tillverkning och råvaran. För ammoniumreduktion är en högre andel av negativt laddade grupper önskvärt, vilket åstadkoms genom pyrolys vid en lägre temperatur (exempelvis 300 °C). Dessutom kan biokol aktiveras på olika sätt, antingen kemiskt eller med vattenånga, vilket ökar kolets

sorption/jonbytarförmåga. Betsholtz och Kjerstadius (2018) gjorde en genomgång av olika forskningsstudier där sorption av ammonium på biokol studerats och kom fram till att sorptionskapaciteten för olika kol var 2-350 g NH₄-N/kg. Det är således en väldigt stor skillnad mellan olika biokol som producerats från olika råvara, aktiverats på olika sätt men även testats med vatten med olika sammansättningar och halter. En sorptionskapacitet på 350 mg NH₄-N/g innebär att kvävehalten in kolet blir 35 %, vilket är orealistiskt. Även om kolet bestod endast av karboxylgrupper (-COOH) skulle kvävehalten efter sorption av ammonium varit maximalt 22 %.

I ett försök testades biokol som producerats från trädgårdsavfall på Stockholm Vatten och Avfalls anläggning i Högdalen för sorption/jonbyte av ammonium och fosfor ur vätskefraktionen från anaerob behandling av klosettatten och matavfall (Betsholtz & Kjerstadius 2018). Sorptionskapaciteterna var dock väldigt låga (0,5-2,3 g N/kg), även efter ytterligare försök med fysikalisk aktivering av biokolet. Med dessa låga sorptionskapaciteter skulle det krävas enorma mängder av biokol för att återvinna kvävet.

Liknande resultat erhöles i en studie utförd vid Mälardalens universitet, där adsorption av ammonium med förbehandlat och obehandlat biokol producerat från biomassa (*Acacia mearnsii*) och avloppsslam jämfördes (Shenk 2021; Beckinghausen et al. 2020). Adsorptionen av ammonium med biokol från avloppsslam var jämförbar med aktivt kol och kunde förbättras mer än fyra gånger med kemisk förbehandling (salpetersyra/natriumhydroxid). Adsorptionskapaciteten var dock fortfarande låg jämfört med zeolit (4 g NH₄-N/kg för slambiokolet och 24 g NH₄-N/kg för zeolit). Biokolet från biomassa visade en mycket låg adsorptionskapacitet (0,2 g NH₄-N/kg), men desorptionen var jämförbar med den för zeolit (90 %).

5.10.2 Zeoliter och andra minerala sorbenter

Sorption av ammonium på zeoliter har studerats i väldigt många vetenskapliga studier både med syntetiska lösningar, kommunalt avloppsvatten och mer koncentrerade vattenströmmar, så som rejektvatten. Det är mest zeolittypen klinoptilolit som används för ammoniumreduktion eftersom den har både hög sorptionsförmåga och selektivitet mot ammonium. För ammoniumreduktion från rejektvatten kan inblandning av förbrukat zeolit till avvattnat slam vara en gångbar lösning för återvinning av kväve eftersom vid sorptionsförmågan är hög vid höga ammoniumhalter. Alternativt kan man regenerera materialet med salt- eller syralösning för upprepade användning. För lågkoncentrerade strömmar, som huvudströmmen av inkommande avloppsvatten, är sorptionskapaciteten lägre och därför är det mer gångbart att regenerera materialet och behandla koncentratet med andra metoder.

Kocaturk (2016) studerade sorption av ammonium från rejektvatten på klinoptilolit och visade på sorptionskapaciteter 13-20 g NH₄-N/kg. Även efter aktivering av zeoliten var sorptionskapaciteten ungefär samma. Värt att notera att ammoniumkvävehalten i rejektvattnet som användes i försöken var cirka 4 000 mg/l, vilket är väldigt högt jämfört med vanliga halter i rejektvatten i Sverige. Vid lägre ammoniumhalter förväntas även sorptionskapaciteten vara lägre.

En intressant studie om sorption av ammonium från rejektvatten i pilotskalagenomfördes av Thames Water och har rapporterats av Thornton et al. (2007). Mineralsorbenten/jonbytare MesoLite användes i två seriekopplade kolonner som renade rejektvatten från Didcot ARV. När kapaciteten var förbrukad regenererades första kolonnen med 5 % NaOH lösning och flödesriktning byttes (så kallad lead-lag konfiguration). Totalt genomfördes det 11 cykler av sorption/regenerering. Rejektvattnet hade en ammoniumkvävehalt på 600 mg/l och man kunde avskilja 95 % av ammoniumkvävet från vattnet med en hög sorptionskapacitet på 27-36 g NH₄-N/kg, en kapacitet som är bland de högst rapporterade i vetenskapliga publikationer.

Jonbyte och stripping kombinerades med fast bädd kolonner som innehöll naturlig zeolit (huvudsakligen klinoptilolit med en partikelstorlek på 1-2,5 mm), som växelsvis

laddades och regenererades med 30 % natriumhydroxid (Lubensky & Ellersdorfer 2021). Ammonium utvanns i en efterföljande syraskrubber (50 % H_2SO_4 , pH < 2) som koncentrerad ammoniumsulfatlösning. Processen testades i pilotskala (reningskapacitet på 500 l/h) för avfallsvatten vid inflödeskoncentrationer på 500 – 1500 mg $\text{NH}_4\text{-N/l}$. Återvinning av $\text{NH}_4\text{-N}$ mellan 66 och 87 % erhöles under 62 laddnings- och regenereringscykler.

En annan intressant studie är genomförd av Alshameri et al. (2018). I studien har man jämfört sorptionsförmågan hos flera mineral sorbenter, dock från en lösning i avjonat vatten. De högsta sorptionskapaciteterna erhöles med användning av vermykulit som sorberade cirka 45 g $\text{NH}_4\text{-N/kg}$ följt av kalciummontmorillonit som sorberade cirka 40 g $\text{NH}_4\text{-N/kg}$. Dessa sorptionskapaciteter erhöles vid ammoniumhalter på cirka 500 mg/l. Dessa material har före studien inte testats i särskilt stor utsträckning för reduktion av ammonium från rejektvatten och kan vara intressant att undersöka närmare i försök med riktigt rejektvatten.

Rening av ammonium från strömmar med lägre ammoniumkoncentrationer har studerats i mängder av studier, dock är det få studier där riktigt kommunalt avloppsvatten har använts. Rening av förbehandlat kommunalt avloppsvatten studerades bland annat av Liberty et al. (1981) och Cooney et al. (1999). Rening av ammonium var överlag bra med > 95 % reduktion. Sorptionskapaciteten var dock endast 2,2-4,4 g $\text{NH}_4\text{-N/kg}$. Kolonnerna regenereras med 35 g/l NaCl lösning, i vissa fall med pH-justering till 10. Slutkoncentrationerna i regenereringslösningarna var 255-280 mg/l, vilket motsvarar uppkoncentrering med 5-7 gånger.

5.10.3 Organiska starka katjonbytare

Uppkoncentrering av ammonium med starka katjonbytare från syntetisk lösning med en sammansättning som liknar i kommunalt avloppsvatten (Chen et al. 2002) samt riktigt kommunalt avloppsvatten (Malovanyy et al. 2013) har även testats.

Malovanyy et al. (2013) visade i jämförande försök att både sorptionskapaciteten och uppkoncentreringsgraden är högre vid användning av katjonbytare i jämförelse med zeolit. Ammonium kunde uppkoncentreras från 27-40 mg/l till 190-580 mg/l. Nackdelen med katjonbytare är dock att de är mer selektiva mot kalcium och magnesium än till ammonium vilket innebär att inte bara ammonium utan även dessa joner uppkoncentreras. Användning av syntetiska jonbytare för kommunal avloppsvattenrening är dessutom inte utprövad och det finns risker med igensättning och fouling.

5.10.4 Bedömning av jonbytarprocessen för kväveåtervinning

Genomgång av litteraturen visar att den högsta sorptionskapaciteten som nåddes i försök med rejektvatten är 36 g $\text{NH}_4\text{-N/kg}$. För ett hypotetiskt rejektvatten med 1 000 mg $\text{NH}_4\text{-N/l}$ kommer därför förbrukning av materialet vara cirka 28 kg/m³. Om det förbrukade materialet blandas med slam kommer det leda till stor ökning av slammängder. Genomgång av vattenvolymer och slammängder på flera ARV som genomfört inom projektet visar att det bildas 7-12 m³ rejektvatten/ton avvattnat slam eller 23-49 m³/ton TS. Det betyder att inblandning av förbrukat material i slam kommer ge 19-33 % mer slam eller 64-136 % högre TS-mängder. Införsel av så mycket oorganiskt material i slam kommer förmodligen negativt påverka möjligheter för avsättning av slammet som gödsel. En fördel är dock att ökning av jonbytarförmågan av jorden kommer buffra även den externa tillförseln av mineralgödsel och minska läckage.

Om materialet används flera gånger är det mest gångbara att använda en saltlösning för regenerering med vidare rening av ammonium som ammoniak, antingen genom strippning eller kontaktmembran. Det kommer då teoretiskt behövas 1 ekvivalent bas och 1 ekvivalent av syra för återvinning av kväve från den koncentrerade lösningen, vilket är samma som vid direkt användning av sorption och kontaktmembran utan något jonbytesteg. En fördel med jonbytesteg är att ammoniumhalterna kommer vara

högre, vilket är speciellt viktigt för behandling av strömmar med låg ammoniumhalt. Dessutom kommer utfällningar förmodligen minska om jonbytematerial som är selektivt för ammonium används. Däremot, kommer en del av regenereringslösningen förloras i varje cykel av regenerering vilket kommer ge något större förbrukning av bas än den teoretiska mängden. Jonbytarprocessen är därför mest intressant för kväveåtervinning från huvudströmmen av vatten som ett förbehandlingssteg för andra återvinningsprocesser. Energianvändningen av processen kommer då bestå av energianvändningen av kontaktmembransteget och energianvändning av uppkoncentrering med jonbytarfilter. Energianvändning av kontaktmembransteget kommer förmodligen vara samma per m³ av behandlat vatten och därför högre per kg kväve än vid kväveåtervinning från rejektvatten. Total energianvändning för mikrofiltrering, jonbytarfilter och kontaktmembran uppskattats grovt till 2,6 kWh/kg N.

En stor osäkerhet med jonbytarprocessen vid avloppsvattenrening är potentiella problem med igensättning och irreversibel fouling av jonbytarmaterialet. Oavsett om kvävet återvinns från rejektvatten eller förbehandlat kommunalt avloppsvatten måste vattnet renas först från suspenderat material och huvuddelen av organiskt material innan det leds till jonbytarsteget. Vissa studier visar att kapaciteten av materialet är samma vid flertal cykel av sorption-regenerering. Exempelvis observeras ingen minskning av kapacitet av zeolit i 14 cykel av ammoniumsorption från förbehandlat huvudströmsvatten i Cooney et al. (1999). Det behövs dock att kapaciteten är stabil vid hundratals cykler för att processen ska vara intressant för fullskaleapplikation, vilket återstår att testa i framtida studier.

5.11 Omvänd osmos

Omvänd osmos (RO, reverse osmosis) kan användas både som en metod för uppkoncentrering av rejektvatten till nivåer som är tillräckliga för vidare spridning av koncentratet på åkermark och som en metod för uppkoncentrering av avloppsvatten före andra metoder för kväveåtervinning.

Uppkoncentrering av rejektvatten med RO har studerats av IVL och Stockholm Vatten genom kontinuerliga pilotförsök under 18 dygn (Ek et al. 2002; Ek et al. 2006). Slutsatsen av försöken var att man kunde nå en volymreduktionsfaktor (VRF) på 19 med 80 % återvinning av kvävet i inkommande rejektvatten. Uppkoncentreringen gjordes vid 40-50 bar. För att undvika förlust av ammoniak behövde svavelsyra tillsättas med en förbrukning motsvarande 1,1 ekvivalenter/mol NH₄-N. Man fick problem med fouling av ett av membranen, som dock kunde tvättas rent med citronsyra. Energianvändning för en fullskaleanläggning uppskattats till 5 kWh/m³. I dessa försök har man inte undersökt långtidseffekter vid uppkoncentrering.

Trots att försöken av Ek et al. (2002) genomfördes under 18 dygn var det endast ett fåtal satser av rejektvatten som användes och som cirkulerade runt i piloten. Vid eventuella utfällningar på membranet kommer igensättningsproblem vara mycket större om nytt rejektvatten behandlas hela tiden. Vid användning av samma vatten som först uppkoncentreras men blandas samman med permeat och behandlas på nytt är det bara vid första filtreringen som utfällningen sker. Det bedöms därför att uppkoncentrering till en VRF på 19 inte är gångbar vid kontinuerlig rening. Det är ungefär samma uppkoncentrering med samma förbrukning av syra som vid användning av indunstning. Om gipsutfällning är ett stort problem för indunstning kommer det vara ett ännu större problem vid membranfiltrering.

Uppkoncentrering av kommunalt avloppsvatten, förbehandlat genom förfällning och ultrafiltrering, har genomförts i pilotförsök på Sjöstadsverket inom ett exjobbprojekt (Berg 2014). Även i dessa försök har samma vatten cirkulerats i RO-anläggningen under de försök där man undersökt långtidsprestanda. Vattnet uppkoncentrerades med en

VRF på 1-10. Man har dock sett att flödet minskade stadigt i varje nytt försök. Därför kan en VRF på 5 vara en rimlig brytpunkt för uppkoncentreringen. Vid VRF 5 var ammoniumhalter i permeatet låga (1,6-2,4 mg/l), vilket ger cirka 95 % återvinning av kväve och uppkoncentrering till ammoniumhalter på 140-160 mg/l. pH behövde inte justeras i försöken och låg som högst på 8,1 i retentatet vid VRF 10.

De uppnådda halter som presenteras ovan är väldigt låga för återvinningstekniker som strippning eller struvitfällning. Dessutom är energianvändning för uppkoncentrering hög, speciellt om man räknar om användningen per kg N som uppkoncentreras. Eftersom försök med direkt membranfiltrering av avloppsvatten genom RO med lämplig förbehandling inte har körts i större skala än finns det inga tillförlitliga uppgifter om energianvändning. Ett rimligt antagande är att energianvändningen kommer vara minst 3 kWh/m³. Vid inkommande kvävehalt på 40 mg/l ger det en specifik energianvändning på 75 kWh/kg N för bara uppkoncentreringssteget. RO-behandling av kommunalt avloppsvatten kan ändå vara ett intressant alternativ men endast om andra aspekter förutom näringsåtervinning vägs in. Exempelvis utvärderas ett koncept som inkluderar membranfiltrering i projektet Testbädd Storsudret som genomförs av IVL i samarbete med Region Gotland. Syftet med projektet är att uppkoncentrera avloppsvatten från en mindre ort så att endast den koncentrerade strömmen överförs till stora verket och permeat infiltreras i grundvatten. Då kan överföringsledningen för avloppsvatten göras mindre och dricksvatten produceras lokalt i stället för att produceras genom havsvattenavsaltning centralt och behöva överföras tillbaka.

5.12 Kväveåtervinning från EasyMining

Det svenska företaget EasyMining har utvecklat en teknik för återvinning av kväve från högkoncentrerade strömmar. Tekniken har testats inom projektet LIFE RE-Fertilize i pilotskala för återvinning av kväve från lakvatten på Högbypörp avfallsanläggning, Stockholm och kommer även testas på rejektivatten från behandling av avloppsslam i Köpenhamn.

Tekniken består av följande steg:

1. Dosering av en fast fällningskemikalie till en totalomblandad reaktor. Till reaktorn leds rejektivatten kontinuerligt. Det fasta materialet faller ammonium från rejektivattnet.
2. En blandning av rejektivatten och utfällda partiklar leds till en centrifug där det behandlade vattnet separeras från fasta fasen.
3. Separerade partiklar leds till en reaktor där svavelsyra tillsätts. Partiklarna löses då upp i syran.
4. Lösningen filtreras för att avlägsna kalciumsulfat (gips) som faller ut vid upplösningen.
5. Man tillsätter ammoniakvatten till den filtrerade lösningen. Det ger en pH-ökning och utfällning av samma fällningskemikalie som används i steg 1. Tillsats av ammoniakvatten görs i två steg.
6. Saltet separeras i en centrifug och doseras antingen direkt till inkommande vatten igen eller lagras för senare användning. Kvävet återvinns som en lösning av ammoniumsulfat.

Eftersom tekniken inte testats för kväveåtervinning från rejektivatten är fortfarande de parametrar som behövs för en utvärdering av tekniken och jämförelse med andra tekniker oklara: förbrukning av kemikalier, energianvändning, hur många gånger fällningskemikalien kan återanvändas, hur stor andel av producerad ammoniumsulfat som härrör från rejektivatten respektive tillsatt ammoniakvatten. EasyMining har heller inte gått ut med information om vilken fällningskemikalie som används.

5.13 Återvinning från andra högkoncentrerade strömmar

Rejektvatten från avvattning av rötat slam är den kväverika ström som finns på de flesta stora ARV och det är just återvinning från rejektvatten som är mest tekniskt och ekonomiskt motiverat på traditionella ARV idag. I detta kapitel diskuteras även andra högkoncentrerade strömmar som kan uppstå på ARV i framtiden och även möjliga sätt för att öka andelen av kväve som hamnar i rejektvatten och är tillgänglig för återvinning.

5.13.1 Högbelastat steg för BOD-reduktion

Det kväve som kommer till rötammaren är det organiskt bundna kvävet som avskiljs vid försedimentering (grovt en tredjedel) och det kväve som assimileras i biosteget (två tredjedelar). Assimilering av kväve är kopplad till slamproduktion – ju större slamproduktion desto mer assimilering. Produktion av bioslam är beroende av slamåldern. I traditionella aktivslamanläggningar där BOD- och kvävereduktion sker i samma bas-sänger/system behöver slamåldern vara lång och det ger en relativt låg slamproduktion och lägre assimilering av kväve.

Ett alternativt sätt att rena avloppsvatten är att ha ett steg för högbelastad BOD-reduktion (ingen försedimentering, luftning följt av sedimentering) följt av ett steg för kvävereduktion. Slamproduktion är då hög i BOD-steget vilket även ger en hög assimilering av kväve. Processen används dock inte på några stora ARV i Sverige. Anledningen är att om det mesta av BOD avskiljs separat finns det lite av det interna BOD kvar för denitrifikation och därför måste extern BOD tillsättas i denitrifikationssteget. Detta är både kostsamt och ger även upphov till en stor klimatpåverkan om kemikalier med fossil ursprung används (exempelvis metanol producerat från naturgas).

En högbelastad aktivslamprocess skulle kunna användas om kväve kunde renas i huvudströmmen med anammoxprocess. Användning av anammoxprocessen har studerats under många år men det finns svårigheter med implementering av den i nordiskt klimat och vid låga kvävehalter. Även genom produktion av en intern kolkälla genom hydrolys av slam och/eller externt organiskt avfall skapas bättre förutsättningar för användning av en högbelastad rening och högre assimilering av slam. Två industridoktorandprojekt i Sverige är nu inriktade på hydrolys av organiskt material för produktion av kolkälla: ett med handledning av IVL/SLU och ett med handledning av Sweden Water Research/Chalmers/LTH.

5.13.2 Utökad nedbrytning av slam i rötammare

Kväve kommer till rötammare med slam i partikelbunden form. Vid nedbrytning av slam släpps en del av kvävet till vattenfasen och hamnar sedan i rejektvatten vid slam-avvattning. Ju högre nedbrytningen av slam är (speciellt bioslam) desto större andel av kvävet hamnar i rejektvattnet och är tillgängligt för kväveåtervinning. Som sammanställningen i Tabell 5.1 visar är det cirka hälften av kvävet som hamnar i rejektvattnet och hälften i avvattnat slam. Vid slamspridning på åkermark är det fördelaktigt att mer kväve stannar kvar i slammet, speciellt om kväve inte återvinns från rejektvattnet. För de ARV som inte kan avsätta slammet genom slamspridning och vid ett eventuellt slamspridningsförbud är det viktigt att så mycket kväve som möjligt hamnar i rejektvattnet. En effektiv hydrolys av bioslam och hög nedbrytningsgrad vid slamrötning är därför en förutsättning för ökningen av den andel av kväve som kan återvinnas från rejektvatten.

Det finns flera metoder för ökning av nedbrytningsgraden som behandlats i tidigare studier som finansierats av Svenskt Vatten, exempelvis förbehandling genom biologisk hydrolys (Persson et al. 2010), rötning med integrerad slamförtjockning (Lüdtke et al. 2016), pastörisering och termofil rötning (Kjerstadius et al. 2012), och termisk hydrolys (Schnürer et al. 2017).

5.13.3 Källsorterat avlopp

Ett uppenbart sätt att få mer av kväve i koncentrerat form är att inte späda ut det i huvudströmmen av avloppsvatten från början. Eftersom det mesta av kvävet i avloppsvatten härstammar från urin kan urinsortering skattas kunna ge 75-80 % kväveåtervinning (Jönsson et al. 2005; Jönsson 2019). Urin kan samlas i vätskeform i enskilda hus eller i centraliserat system i nya bostadsområden (Jönsson et al. 2000). Urin är redan en koncentrerad kväveström med kvävehalter på 3-4 g/l men kan koncentreras ytterligare genom torkning (Simha 2021), indunstning, destillering, omvänd osmos (Bergström et al. 2002; Ek et al. 2006), eller någon annan av de metoder som beskrevs ovan för rejektivatten. Uppkoncentreringen kan ske på kvarternivå eller transporteras till centrala anläggningar.

Förutom insamling av urin ger även andra centraliserade källsorterade system, så som separat insamling av klosettatten (studerat bland annat på RecoLab i Helsingborg), eller gemensam insamling och behandling av klosettatten och matavfall (Nordzell & Swanberg 2018) bättre möjligheter för kväveåtervinning av huvuddelen av kväve i avloppsvatten. Klosettatten har en lägre kvävehalt än urin men halterna är i samma storleksordning som i rejektivatten (se kapitel 5.3.2). Efter anaerob behandling av sådant vatten kan samma metoder användas som för rejektivatten och kostnader och miljöpåverkan av sådan kväveåtervinning kommer vara i samma storleksordning som för rejektivatten men andelen av avloppsvattnets kväve som kan återvinnas är betydligt större.

5.13.4 Kondensvatten från slamtorkning

Förbränning av avloppsslam är en vanlig metod för slamavsättning i vissa europeiska länder men står ännu inte för en stor del av slamavsättningen i Sverige. Läget kan dock ändras snabbt vid eventuella krav på fosforåtervinning eller slamspridningsförbud. Energivärdet i avvattat slam är för lågt för direkt förbränning och slammet måste torkas för att öka energivärdet och eventuellt blandas med annat energirikt material. Vid torkning av slam uppstår kondensvatten och eventuellt skrubbevatten från gasrening. Dessa strömmar har en hög kvävehalt, vilket beror på att ammoniumkvävet som finns i slammet avgår i form av ammoniak vid torkning.

En mindre del av slam torkades tidigare på Himmerfjärdsverket. Torkning av hela slammängden vid det framtida ombyggda Himmerfjärdsverket har studerats av IVL och olika torkningsalternativ ställdes mot varandra (Baresel et al. 2017; Malovanyy & Baresel 2019). Resultat av kondensvattenanalyser och erfarenheter från andra fullskalanläggningar visade att torkning av hela slamvolymen skulle resultera i en tillkommande belastning av kväve på 70-150 kg N/d från kondensvattennet. Kvävehalten i den tillkommande strömmen skulle vara 1 500-1 700 mg/l. Kondensvatten är därför en lämplig ström för kväveåtervinning om slamtorkning införs. Dock viktigt att poängtera att kvävemängden i kondensvatten endast är 5-10 % av den i rejektivatten och således endast motsvarar endast cirka 1 % av inkommande kvävebelastning eller 5-10 % av vad avvattat slam innehåller. Det är därför bättre från kväveåtervinningsperspektivet att sprida slam på åkermark än att torka och förbränna slammet.

5.13.5 Rejekt från hydrotermisk karbonisering av slam (HTC-rejekt)

Behandling av avloppsslam med hydrotermisk karbonisering (HTC) är en relativt ny metod som inte ännu används i större skala på svenska kommunala ARV. Slammet behandlas genom uppvärmning till cirka 180-260 °C vid ett tryck på cirka 20-35 bar i en syrefri miljö. Vid dessa temperaturer och tryck sker en delvis nedbrytning av organiska ämnen. Dessa blir mer hydrofoba och agglomererar till partiklar. Processen lämpar sig för behandling av förtjockat rötat och örötat avloppsslam.

C-Green marknadsför HTC-tekniken kombinerat med våtoxidering. Tekniken kallas för OxyPower HTC. Tekniken utvärderas som en framtida slambehandlingsmetod på bland annat Margretelund ARV (Österåker, Stockholms län). En av fördelarna med

tekniken är att det behandlade slammet kan avvattnas till 60-65 % TS (Baresel et al. 2021). Omkring 98-99 % av fosfor och cirka 40 % av kvävet i slammet hamnar i det producerade hydrokolet. Resten av kvävet hamnar i HTC-rejekt. Det är således ungefär samma fördelning mellan andel kväve som hamnar i vatten- och slamfasen som vid traditionell rötning (se Tabell 3.1). Skillnaden är dock att cirka 90 % av kvävet i rejeckt-vatten återfinns i ammoniumform medan i HTC-rejektet innan våtoxideration återfinns cirka 25 % av kväve i ammoniumform och 75 % som organiskt bundet kväve. En annan skillnad jämfört med rejeckt-vatten är att kvävehalten i HTC-rejektet ligger på cirka 8 g/l, det vill säga mycket högre än i vanligt rejeckt-vatten. Eftersom de flesta av metoderna som diskuterats i tidigare kapitel bygger på en övergång av ammonium till ammoniak eller på en kemisk reaktion med ammonium lämpar sig HTC-rejektet (innan våtoxideration) dåligt för kväveåtervinning med dessa tekniker.

HTC-rejektet innehåller även höga COD-halter. I C-Greens process behandlas rejeckt-et med våtoxideration. Processen innebär behandling av rejektet vid högre temperatur än i HTC-behandlingen men med tillförsel av luft eller syre. COD-innehållet i HTC-rejektet oxideras och organiskt kväve omvandlas till ammoniumkväve. Efter våtoxiderationsbe-handling finns 90 % av kvävet i ammoniumform. Efter våtoxideration liknar således HTC-rejektet vanligt rejeckt-vatten med skillnaden att ammoniumhalten är mycket högre i HTC-rejektet.

Våtoxiderat rejekt har därför samma eller bättre förutsättningar för kväveåtervinning jämfört med vanligt rejeckt-vatten. Eftersom det bildas mycket spillvärme från HTC-processen lämpar sig termisk avdrivning av ammoniak speciellt bra för det här vattnet. Eftersom kvävehalten är högre blir energianvändningen per massenhet kväve lägre än vid kväveåtervinning från vanligt rejeckt-vatten. Preliminära resultat visar på en lägre kvot på alkalinitet till kväve i HTC-rejeckt-vatten, vilket kommer vara positivt för kemi-kaliförbrukning vid kväveåtervinning. Det behöver dock säkerställas med fler analyser.

5.14 Sammanställning

Alla tekniker som beskrivits i kapitel 5 sammanställs kort i Tabell 5.3. Förutom rap-porterade förbrukningar av kemikalier och användning av energi beskrivs även för-delar och nackdelar med teknikerna och teknikmognad (TRL, technology readiness level) bedöms. Definition av de olika TRL-nivåerna återfinns bland annat i EU Horizon-program (European Commission 2016). Noterbart är att resursförbrukning är mer osä-ker för tekniker med låg TRL. Vissa av teknikerna väljs för vidare kostnadsutvärdering och utvärdering av klimatpåverkan.

	Bas, ekv/ mol N	Syra, ekv/ mol N	Energi, kWh/kg N	Värme, kWh/kg N	TRL	Form, N i produkt, %	Fördelar	Nackdelar	Utvärderas vidare?
Traditionell strippning	1,9-2,5	1,0-1,2	1,1-6,6	-	8-9	Vätska eller fast 10-21 %	Hög TRL, N i fast form (TRL 5)	Medel/hög kemförbrukning, risk igensättning	Ja
Termisk strippning	0	0 - 1	6,5 AnaStrip; Oklart Organics	35-70	6-7	5 % AnaStrip, vätska; 82 % Organics kryog- gen vätska	Ingen förbrukning av bas eller syra, avfall kan återanvändas, kan förädlas till koncentre- rad produkt, kan förbättra avvattning	Mycket värmeenergi krävs	Ja
Kontakt- membran	1,2-1,9	1,1	0,7-2,5	0	8	Vätska, 3,5-6 %	Låg energianvändning, medel kemikalieförbrukning	Livslängd membran oklar, hög investering?	Ja
Struvitfällning	0	0	1	0	9	Fast, 10 %	Beprövad teknik	Liten andel N som kan återvinnas, tillsats av Mg	Nej
Struvitfällning med tillsats av Mg och P	2	3	1	0	9	Fast, 10 %	Kan göras med samma beprövad teknik	Används inte i stor skala pga kostnadsskäl	Ja
Struvitfällning med termisk nedbrytning	0	1	15	0	4	Huvudsakligen vätska, 10 %	Låg förbrukning av kemikalier	Låg TRL, osäker data om förbrukning/ energi, risk för förlust av fosfor till svårslöslig form	Nej
Struvitfällning med alkalisk nedbrytning	1	1	5	0	4	Huvudsakligen vätska, 10 %	Medel förbrukning av kemikalier	Låg TRL, osäker data om förbrukning/ energi, risk för förlust av fosfor till svårslöslig form	Ja
Struvitfällning med syraupplösning	0	1	5	0	4	Huvudsakligen vätska, 10 %	Låg förbrukning av kemikalier	Låg TRL, osäker data om förbrukning/ energi	Ja
Indunstning	0	1,6	20	0	8	Vätska, 2 %	Återvinning även P och K från rejekt	Salt och mikroföroreningar i produkt, låg N halt i produkt, hög elförbrukning, risk utfällning gips	Ja
Destillation	0-0,5	0	30	0	7	Vätska 16 %	Återvinning även P och K från rejekt dock i en annan ström	Hög elanvändning	Ja
Odling av biomassa	0	0	oklar	0	9 i varmt klimat, 4 i kallt klimat	Uppkoncentrerings- metod, ingen N-produkt	Återvinning från huvudström- men eller rejecktatten, kan kopplas till biogasuppgradering	Platskrävande, svårt att implementera i kallt klimat, behöver kombineras med andra tekniker	Nej

	Bas, ekv/ mol N	Syra, ekv/ mol N	Elenergi, kWh/kg N	Värme, kWh/kg N	TRL	Form, N i produkt, %	Fördelar	Nackdelar	Utvärderas vidare?
Mikrobiologiska celler	0	0	Oklart	0	3-4	Oklart	Kan även producera el	Behöver utveckling	Nej
Elektrodialys	0	0	5	0	4-5	0,7 %		Behöver utveckling	Nej
Jonbyte i kombination med strippning/ kontaktmem- bran	1,5	1	2,6	0	6-7	Oklart	Kan potentiellt även användas för huvudströmsvatten	Behöver utveckling	Ja, i kombi- nation med kontaktmembran
Omvänd osmos	0	1,1	> 5	0	6-7	Upp till 1 %	Återvinning även av P och K från rejekt	Salt och mikroföroreningar i produkt, låg N halt i produkt, risk utfällningar och fouling	Nej

Tabell 5.3

Sammanställning av tekniker för
kväveåtervinning från högkoncentrerade
strömmar.

6 Utvärdering av klimatpåverkan och ekonomi för kväveåtervinning

I denna begränsade studie finns inte möjlighet att göra detaljerade klimat- och ekonomiberäkningar. Vi kan dock göra en del förenklade bedömningar genom att uppskatta påverkan av kemikalie- och energianvändning för ett urval av kväveåtervinningsteknikerna. Klimatpåverkan och investeringskostnader kopplade till exempelvis konstruktion, leverans av kemikalier, leverans och spridning av kvävegödsel är alltså inte inkluderade i våra överslagsberäkningar.

I Tabell 6.1 listas de alternativ för näringsåtervinning som utvärderas, och de antaganden som gjorts gällande användning av kemikalier och energi baserat på litteraturgenomgången i föregående kapitel.

Tabell 6.1

Antaganden som använts till beräkningar av kostnad och klimatpåverkan. Siffrorna baseras på litteraturgenomgången i avsnitt 5 och/eller grova antaganden.

Process	Bas	Syra	Energi	Övrig input	
	kg bas/kg N	kg syra/kg N	Värme (kWh/kg N)	El (kWh/kg N)	kg/kg N
1. Strippning och sorption med H_2SO_4	5,7 NaOH	3,5 H_2SO_4 0,07 HCl	-	5	-
2. Termisk strippning och sorption med gips	-	-	35	6,5	6,1 gips
3. Kontaktmembran	5,5 NaOH	3,5 H_2SO_4		0,7	-
4a. Återvinning genom struvit: Extern tillsats av Mg och P	-	-	-	-	2,9 MgO, 7 H_3PO_4
4b. Återvinning genom struvit: Alkalisk behandling	2,9 NaOH	3,5 H_2SO_4	-	5*	-
4c. Återvinning genom struvit: Alkalisk behandling	2,6 $Ca(OH)_2$	3,5 H_2SO_4	-	5*	-
4d. Återvinning genom struvit: Alkalisk behandling	2,6 $Ca(OH)_2$	3,5 HNO_3	-	5*	-
4e. Återvinning genom struvit: Syrabehandling	-	3,5 H_2SO_4	-	5*	-
5. Indunstning	-	5,5 H_2SO_4	-	20	-
6. Destillation	1,5 NaOH	-	-	30	-
7. Jonbyte (även lågkoncentrat vatten) plus kontaktmembran	4,3 NaOH	3,5 H_2SO_4	-	2,6	-

* Grovt antaget

För återvinning genom struvit utvärderas tre olika alternativ för alkalisk behandling – 4b, 4c och 4d. Anledningen är att vi vill undersöka effekten på klimatpåverkan och kostnad av ett byte av bas (från natriumhydroxid till kalciumhydroxid) respektive syra (från svavelsyra till salpetersyra). När salpetersyra används istället för svavelsyra bildas ammoniumnitrat istället för ammoniumsulfat. Även för de andra teknikerna kan en valfri bas och syra användas, dock antas att det är NaOH respektive H_2SO_4 som används som bas respektive syra.

6.1 Klimatpåverkan

6.1.1 Tekniker för näringsåtervinning

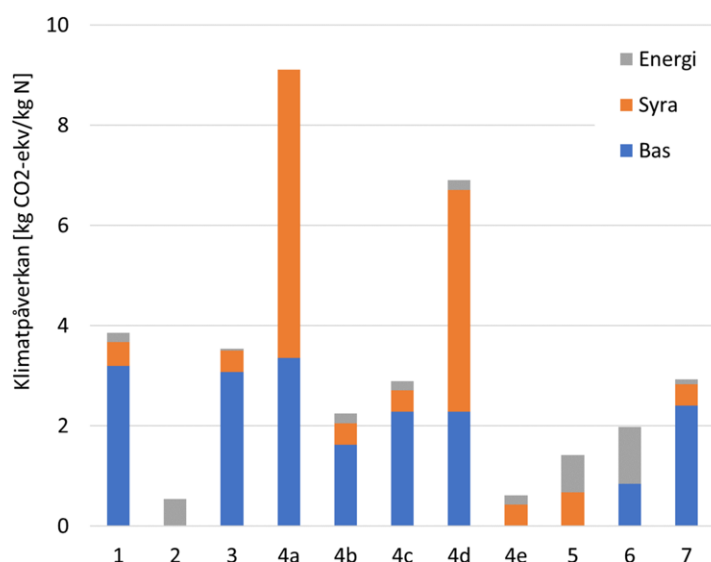
Klimatpåverkan för tillverkning av kemikalier, el och värme har hämtats från ECOINVENT som är en databas för livscykelanalysberäkningar, se Tabell 6.2. Gips som ingår i Termisk strippning och sorption räknas som ett avfall, och anses därför inte ha någon miljöpåverkan.

Process	Emissionsfaktor kg CO ₂ ekv/kWh; kg CO ₂ ekv/kg	Benämning i ECOINVENT
El	0,037	Medium voltage {SE} market for Cut-off, S
Värme	0,008	District or industrial, other than natural gas {SE} heat and power co-generation, wood chips, 6667 kW, state-of-the-art
Svavelsyra	0,122	Sulfuric acid {RER} market for sulfuric acid Cut-off, S
Natriumhydroxid	0,561	Sodium Hydroxide from concentrating diaphragm technology (50 % NaOH) at plant / RER
Saltsyra	0,591	Hydrochloric acid, without water, in 30 % solution state {RER} market for Cut-off, S
Kalk	0,877	Lime, hydrated, packed {RER} market for lime, hydrated, packed Cut-off, S
Fosforsyra	0,821	Phosphoric acid, fertiliser grade, without water, in 70 % solution state {RER} market
Magnesiumoxid	1,16	Magnesium oxide {GLO} market for Cut-off, S
Salpetersyra	0,985	Nitric acid, without water, in 50 % solution state {RER w/o RU} market for nitric acid, without water, in 50 % solution state Cut-off, S

Tabell 6.2

Utsläpp från insatsmedel som använts i beräkningarna. För att kunna gå tillbaka till siffrorna i ECOINVENT presenteras även hur respektive post benämns i databasen. För omvandling från växthusgas till GWP100 har IPCC 2013 använts.

Natriumhydroxid är en viktig kemikalie i flera av kväveåtervinningsteknikerna. Natriumhydroxid framställs i kloralkalimetoden genom elektrolytisk sönderdelning av natriumklorid, och processen kräver mycket energi, vilket innebär att tillverkningslandets elmix har stor betydelse för mängden utsläpp kopplade till produktionen. I Sverige har vi inhemsk produktion av natriumhydroxid, så vi skulle kunna göra antagandet att natriumhydroxiden som används för kväveåtervinning har ett något lägre klimatavtryck än den europeiska mixen. Vi kan dock inte vara säkra på att ARV:n kommer använda enbart svensktillverkad natriumhydroxid och vi valde därför den europeiska mixen. I Figur 6.1 presenteras klimatpåverkan för kemikalier och energi för de undersökta teknikerna.



1. Strippning och sorption med H_2SO_4
2. Termisk strippning och sorption med gips
3. Kontaktmembran
4. Struvit
 - a. Tillsats MgO och H_3PO_4
 - b. Alkalisk – med NaOH och H_2SO_4
 - c. Alkalisk – med $\text{Ca}(\text{OH})_2$ och H_2SO_4
 - d. Alkalisk – med $\text{Ca}(\text{OH})_2$ och HNO_3
 - e. Syrabehandling
5. Indunstning
6. Destillation
7. Jonbyte + kontaktmembran
8. Mineralkväve
 - a. Fossilt - Høgt pris
 - b. Fossilt - Lågt pris
 - c. Förnybart

Resultatet i Figur 6.1 tyder på att termisk strippning med gips är den teknik som resulterar i minst klimatpåverkan. Dock bör man ha i åtanke att gips i beräkningarna betraktas som ett avfall utan utsläpp. Om gips istället skulle betraktas som en produkt som har klimatpåverkan, uppstår en större klimatpåverkan för tekniken. Anledning till att den tekniken har lägst klimatpåverkan är också att den kräver inga andra kemikalier förutom gips och att klimatfaktorn för värmeenergin är väldigt låg. Så trots en hög energi-användning är den beräknade klimatpåverkan låg. Klimatfaktorn avser produktion av värmeenergin genom kraftvärmeproduktion med biobränsle. För vissa ARV som har mycket spillvärme eller hög temperatur på slam kan klimatpåverkan med tekniken vara ännu lägre (exempelvis för Sundet ARV som har en Cambi-process eller Margretelund ARV som planerar för införande av hydrotermisk karbonisering). För andra avlägsna ARV som inte har tillgång till fjärrvärme kan biogas behöva användas för uppvärmning, vilket kommer ge en högre klimatpåverkan om man räknar med att den biogasen annars skulle användas som fordonsbränsle.

I jämförelsen mellan de olika alternativen med struvit har extern tillsats av Mg och P (4a) den högsta klimatpåverkan. Det beror mest på den stora klimatfaktorn som produktion av fosforsyra har. Det är dock viktigt att poängtera att om man producerar ett kvävegödsel som innehåller fosfor så behöver man tillsätta mindre fosforsyra någon annanstans för produktion av mineralgödsel, det vill säga den orangea stapeln för tekniken kan bortses från och då är klimatpåverkan för tekniken liknande som för andra etablerade tekniker, som strippning och kontaktmembran. För de alkaliska metoderna 4b-d ses att som bas har NaOH en lägre klimatpåverkan än $\text{Ca}(\text{OH})_2$ och som syra har H_2SO_4 lägre klimatpåverkan än HNO_3 . Även avseende användning av salpetersyra gäller samma resonemang som för användning av fosforsyra, det vill säga om salpetersyra används för att binda ammoniumkväve vid kväveåtervinning behöver mindre salpetersyra användas för produktion av mineralgödsel (ammoniumnitrat).

Det är tydligt från resultaten att det mest är förbrukning av bas som driver upp klimatpåverkan. Tekniker som inte behöver använda lut (2 och 4e) har då låg total klimatpåverkan. Utfallet av jämförelsen kommer därför bero på vilka förbrukningar som användes för jämförelsen. Exempelvis kan klimatpåverkan för destillation vara lägre om ingen bas behöver tillsättas. Även för strippning och kontaktmembran användes förbrukningar som är högre än de teoretiska så det finns en viss potential för en lägre klimatpåverkan för dessa tekniker.

Figur 6.1

Klimatpåverkan av tekniker för näringsåtervinning. Endast klimatpåverkan för drift i form av förbrukning av energi och kemikalier inkluderas i uppskattningen.

6.1.2 Jämförelse mellan återvunnet kväve och mineralkväve - produktperspektivet

I det här kapitlet studerar vi kväve från ARV ur ett produktperspektiv, och jämför med andra mineralkväveprodukter. Viktigt att tänka på här, är att återvinna kväve från avloppsvatten motsvarar både en rening av kvävet och en produktion av gödsel. När kväve återvinns från rektvatten kommer utsläpp av växthusgaser på ARV:t minska. För att kunna sätta dessa resultat i relation till de konventionella alternativen för produktion av mineralgödsel subtraheras därför dessa undvikna utsläpp från resultatet.

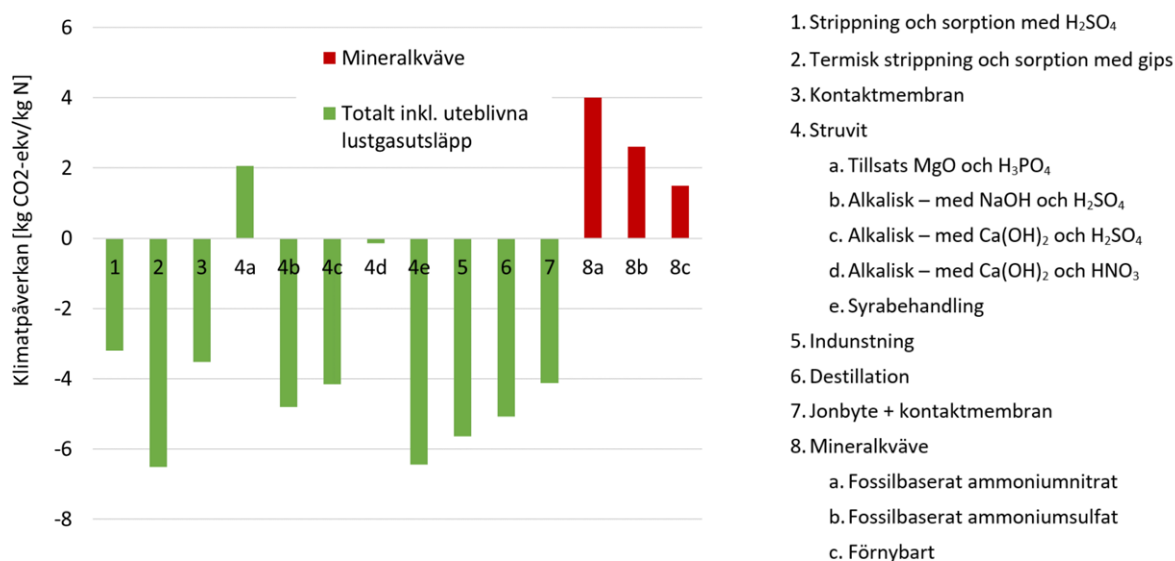
Det är få mätningar som gjorts på ARV i Sverige och dessa indikerar att utsläppet varierar kraftigt från ARV till ARV och över tid. Utsläpp av lustgas beror också på hur rektvattnet renas. Som nämnts i avsnitt 3.3 är de vanligaste sätten att rena rektvatten att antingen behandla i biosteget tillsammans med huvudströmmen av vatten, eller i ett separat steg som bygger på nitrifikation/denitrifikation i SBR, eller i ett separat steg som bygger på användning av anammoxprocessen. Jönsson (2019) gjorde en litteraturgenomgång, och kom fram till att besparingen i lustgasutsläpp för biosteg motsvarar 2 % N_2O -N/kg återvunnet kväve, för SBR 4 % N_2O -N/kg återvunnet kväve och för anammoxbaserade processer 1,5 % N_2O -N/kg återvunnet kväve. I termer av växthusgasutsläpp motsvarar detta 9,4, 18,8 respektive 4,7 kg CO_2 -ekvivalenter/kg återvunnet kväve för biosteg, SBR respektive anammox. Alla tekniker förekommer vid svenska ARV och även om rening av rektvatten i huvudströmmen är vanligast ökar användning av anammoxprocessen som är ett mer ekonomiskt sätt att behandla rektvatten. Vi tar därför ett medelvärde av dessa vilket ger 1,75 % N_2O -N/kg återvunnet kväve, något som motsvarande 7,05 kg CO_2 -ekvivalenter/kg återvunnet kväve.

Förutom utsläpp av lustgas bidrar biologisk kvävereningen till utsläpp av växthusgaser genom eventuell användning av fossilbaserad kolkälla (relevant mest för nitrifikation-denitrifikation), begränsning av hur mycket organiskt som kan fällas ut i försedimenteringen för att bidra till ökad biogasproduktion och elanvändning. Dessa komponenter är dock små i förhållandet till lustgasutsläppet (speciellt för biologisk reduktion med anammoxprocessen) och bortses i denna utvärdering.

Om uteblivna lustgasutsläpp från reningsprocessen inkluderas blir nettoutsläppen alltså 7,05 kg CO_2 -ekvivalenter lägre/kg återvunnet kväve än i Figur 6.1 och detta presenteras i Figur 6.2. Ett åttonde alternativ utvärderas även för att kunna relatera de näringsåtervinnande alternativen till alternativ med mineralkvävegödsel. För produktionen av mineralkvävegödsel är klimatpåverkan baserad på resonemanget i Avsnitt 4.

Figur 6.2

Klimatpåverkan för produktion av gödsel via tekniker för näringsåtervinning och mineralgödsel. För näringsåtervinning inkluderas endast klimatpåverkan för drift i form av förbrukning av energi och kemikalier samt de lustgasutsläpp som kan undvikas.



För alla näringsåtervinningstekniker är klimatpåverkan när de undvikna lustgasutsläppen inkluderats lägre än klimatpåverkan för att producera mineralgödsel konventionellt. I jämförelsen med det förnybart producerade mineralkvävet är klimatpåverkan något högre för struvit med tillsats av MgO och H_3PO_4 (4a). Dock kan jämförelsen vara haltande i och med att endast kemikalier och energi är inkluderade för näringsåtervinningsteknikerna.

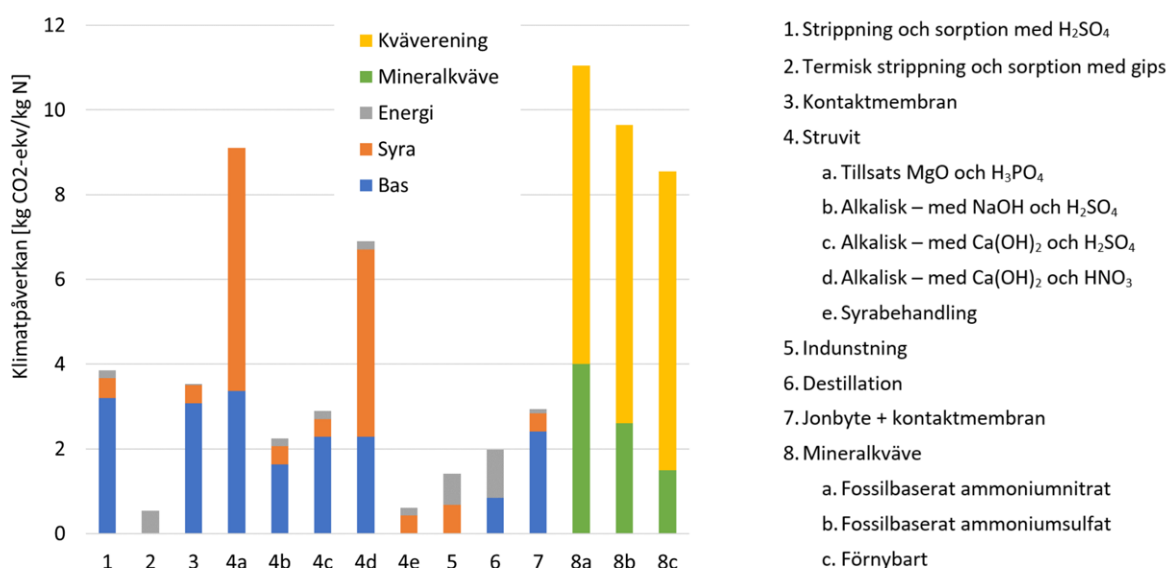
Figur 6.2 visar att utfallet av jämförelsen mellan kväveåtervinningen och produktion av mineralgödsel till stor del beror på antagandet om utsläpp av lustgas från kvävereningen. Som diskuterats i avsnitt 3 kan lustgasutsläppen variera väldigt mycket mellan olika ARV och olika utformningar av processen. Exempelvis har Baresel et al. (2022) uppmätt lustgasutsläppet vid en pilotanläggning som bygger på MBR-processen till 0,004-0,08 % av kvävebelastning. Om detta utsläpp används i bedömningen så kommer besparingspotentialen av minskade lustgasutsläpp från reningen minska mycket och teknikerna för näringsåtervinning vara mindre gynnsamma i jämförelsen.

6.1.3 Jämförelse mellan återvunnet kväve och mineralkväve - systemperspektivet

De går också att betrakta återvinning av kväve ur ett systemperspektiv, och jämföra två olika system som uppfyller samma funktion, det vill säga kväverening och gödsling. Detta kan vara användbart för att få en breddad bild av kväveåtervinning, sett mer ur ett samhällsperspektiv. Klimatpåverkan ur ett systemperspektiv presenteras i Figur 6.3. Där har klimatpåverkan av kvävereningen istället adderats till alternativ 8 för att vara jämförbart med alternativen för näringsåtervinning som både bidrar till kväverening och produktion av gödsel. Vi kan här se att klimatpåverkan av dagen system (alternativ 8) där vi producerar mineralkvävegödsel till våra åkrar och samtidigt blåser bort kväve från ARV, i de flesta fall ger en högre klimatpåverkan än att återvinna kvävet.

Figur 6.3

Klimatpåverkan av de olika teknikerna för kväveåtervinning presenterat ur ett systemperspektiv. Klimatbelastning av att återvinna kväve kan jämföras med dagens system där mineralgödsel produceras och kväve behöver renas bort med biologiska processer.



6.2 Kostnadsuppskattning

6.2.1 Näringsåtervinning

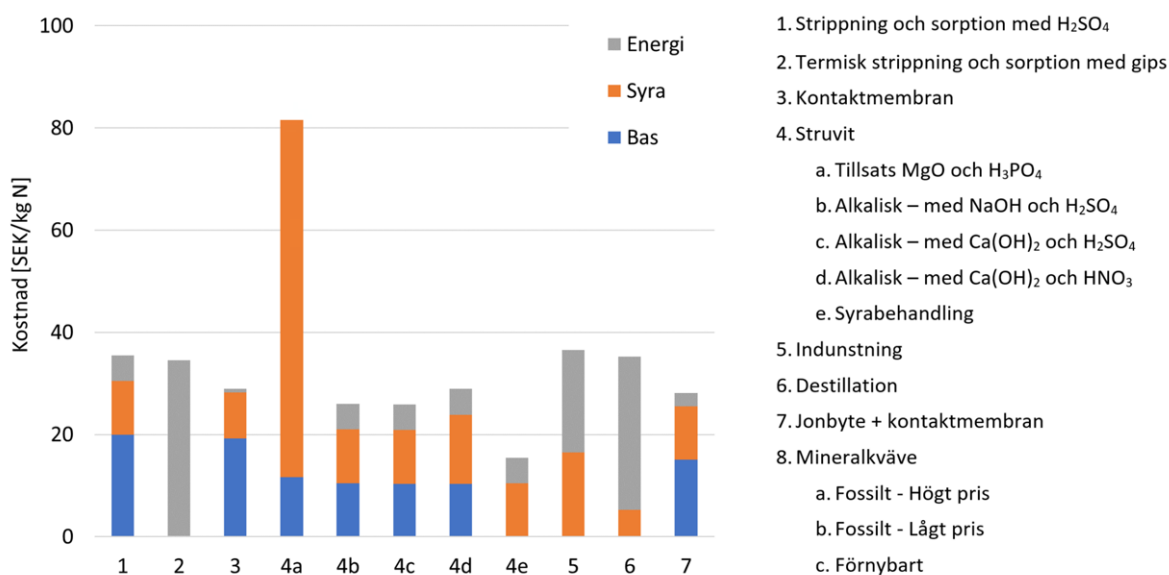
För de ekonomiska beräkningarna har ett riktpreis på 1 kr/kWh för el och 0,8 kr/kWh för fjärrvärme använts. Marknadspriset för kemikalier varierar nu kraftigt och snabbt, men en uppskattning av riktpreis februari 2022 fritt lager i Sverige (det vill säga exklusive frakt) har gjorts av Brenntag, se Tabell 6.3.

Produkt	% i produkt	Riktpris SEK/ton
NaOH	50	3 500
CaO	98	4 000
H ₂ SO ₄	96	3 000
HNO ₃	62	3 500
MgO	83	4 000
H ₃ PO ₄	75	10 000

Tabell 6.3

Riktpriser för de kemikalier som används för kväveåtervinning (personlig kommunikation med Sven-Erik Adolfsson (Brenntag), 2022-02-03).

I Figur 6.4 presenteras kostnadsuppskattningen för kemikalier och energi för de undersökta teknikerna. Resultaten från kostnadsberäkningen bör tolkas med försiktighet i och med att endast kemikalie- och energikostnader inkluderas och inte kostnader för investering, personal eller underhåll, vilket kan påverka jämförelsen mellan teknikerna.



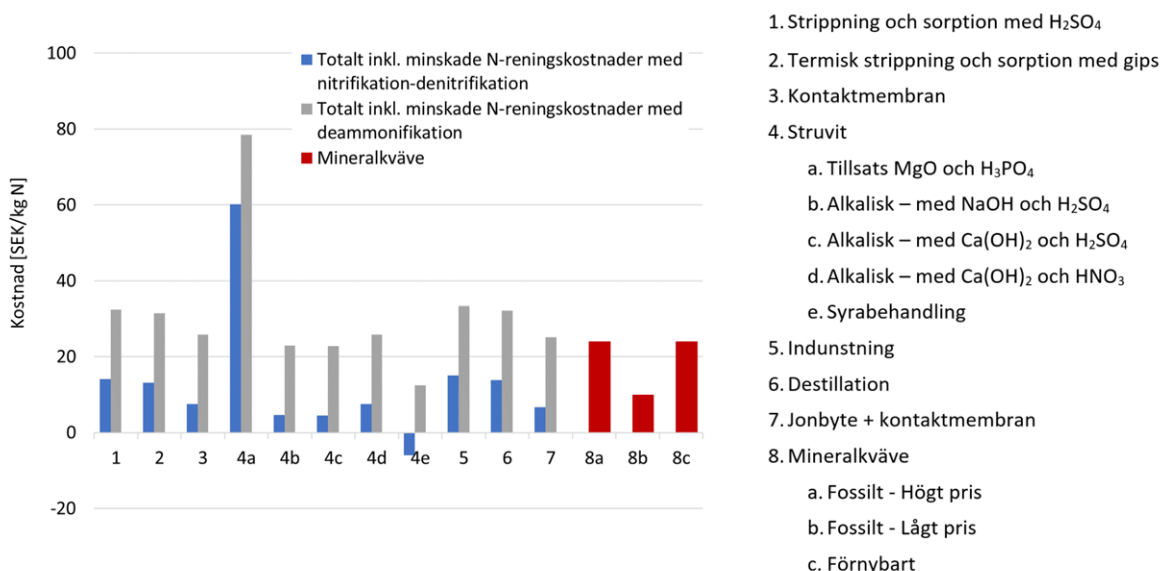
Resultatet tyder på att 4e är den teknik som medför lägst kostnader. Jämförelsen mellan de olika teknikerna för alkalisk upplösning av struvit (4b-4d) visar på att HNO₃ medför något högre kostnader än H₂SO₄, men i övrigt är dessa alternativ nära varandra gällande kostnad. Dyrast är struvit med tillsats av MgO och H₃PO₄ (4a) där syran är den största posten.

6.2.2 Jämförelse mellan återvunnet kväve och mineralkväve - produktperspektivet

I det här kapitlet studerar vi kväve från ARV ur ett produktperspektiv, och jämför med andra mineralkväveprodukter. Viktigt att tänka på här är att återvinna kväve från avloppsvatten motsvarar både en rening av kvävet och en produktion av gödsel. När kväve återvinns från rektvatten kommer kostnaden för kväverening på ARV:t minska. För att kunna sätta dessa resultat i relation till produktionen av mineralgödsel subtraheras därför dessa undvikna kostnader från resultatet. Besparing i kostnader för minskad kväverening finns beskriven i avsnitt 3.3 vilket för nitrifikation-denitrifikation uppskattas motsvara 21,4 kr/kg N och deammonifikation 3,1 kr/kg N. Kostnader för produktion av mineralgödsel baserad på fossila och förnybara resurser finns beskrivna i avsnitt 4 och i Figur 6.5 presenteras den övre nivån i intervallen, det vill säga 24 kr/kg N för "Fossilt – högt pris", 10 kr/kg N för "Fossilt – lågt pris" och 24 kr/kg N för "Förnybart".

Figur 6.4

Kostnad för de olika teknikerna för näringsåtervinning. Endast kostnaden för drift i form av förbrukning av energi och kemikalier inkluderas i uppskattningen.



Figur 6.5

Kostnad för produktion av gödsel via tekniker för näringsåtervinning och mineralgödsel. För näringsåtervinning inkluderas endast kostnaden för drift i form av förbrukning av energi och kemikalier samt kostnader för kväverening som kan undvikas.

Sett ur ett produktperspektiv är kostnad för kväveåtervinning högre (12-79 kr/kg) än de senaste årens priser på mineralkvävegödsel (8-10 kr/kg) om man räknar på rening med deammonifikation. Jämför man med dagens pris (24 kr/kg) eller med att producera kväve från förnyelsebara källor (14-24 kr/kg) blir bilden en annan och kostnaderna för de flesta teknikerna är jämförbara med de för mineralkvävegödsel. Om man räknar på en rening med nitrifikation-denitrifikation understiger kostnaden för återvinningsteknikerna den för produktionen av mineralkvävegödsel för alla tekniker utom struvit med tillsats av MgO och H₃PO₄ (4a).

Kopplat till jämförelsen finns flera aspekter att ta hänsyn till. Till att börja med är enbart kostnader för energi och kemikalier inkluderade i utvärdering av kväveåtervinningsteknikerna och den biologiska reningen. Andra kostnadsposter så som kapitalkostnad, underhåll och personal är därmed inte inkluderade. Dessa kostnadsposter har dock en påverkan på priset av mineralkvävegödsel. Man bör även bära med sig att kostnaden för mineralkvävegödsel inte enbart baseras på produktionskostnaden utan motsvarar priset i handeln. Detta pris påverkas av aspekter som betalningsvilja och kostnader för marknadsföring och försäljning som inte inkluderas på samma sätt i teknikerna för näringsåtervinning. De återvunna kväveprodukterna kan ha andra egenskaper än mineralkvävegödsel (exempelvis vara i flytande istället för fast form) vilket kan påverka betalningsviljan. Trots att uppskattningen av kostnader inte inkluderar samma aspekter och är något haltande kan jämförelsen ändå vara relevant. Detta i och med att jämförelsen ger en uppfattning om hur mycket konsumenter kan vara villiga att betala för återvunnet kväve i relation till priserna för mineralkvävegödsel.

Inom denna studie är det svårt att göra en detaljerad kostnadskalkyl för alla tekniker men nedan beskrivs uppgifter från flera studier där totala kostnaden, inklusive investering och drift, har beräknats.

Käppala gjorde nyligen en utredning om framtida hantering av rejektivatten där det gjordes detaljerade livscykelkostnadskalkyler på fem alternativa behandlingsmetoder: återvinning av kväve som genom strippning och fyra alternativa utformningar av biologisk rening via deammonifikation (Atemis 2020). Livscykelkostnad för energi och kemikalier utgjorde 78 % av totala livscykelkostnaden för strippningen och omkring 40 % för de biologiska alternativen. Investering och underhåll av strippningsanläggningen var ungefär samma som investering och drift av den biologiska reningen. Slutsatsen av kalkylen var att total livscykelkostnad för kväveåtervinning var 3,7 gånger högre än kostnaden för biologisk rening via deammonifikation, även om inkomst från försäljning av kvävegödsel inkluderas.

Betsholtz och Kjerstadius (2018) använde tidigare kalkyl för indunstning av biogödsel och omräknade denna till uppkoncentrering av rötat klosettwater. Enligt den kalkylen stod energi- och kemikaliekostnaden för endast 42 % av totala livscykelkostnaden och kapitalkostnaden (investering) stod för cirka 50 %.

Dessa två exempel visar att den totala livscykelkostnaden kommer bero mycket på vilken teknik och skala det är och hur mycket tekniken kostar i investering. Om en kväveåtervinningsanläggning för rektwater byggs för att ersätta en redan existerande lösning (exempelvis separat biologisk rening) behöver kostnaden för nyinvestering läggas till, annars kommer jämförelsen så som i Figur 6.5 vara missvisande. Om en ny anläggning för hantering av rektwater behöver byggas kommer man behöva genomföra en investering oavsett och det är snarare skillnaden mellan kväveåtervinningsanläggning och den biologiska reningen som kommer vara viktig. I kalkylen av Atemis (2020) var livscykelkostnader för investering, underhåll och drift av en strippningsanläggning liknande som för biologisk rening via deammonifikation. Den jämförelsen som görs mellan strippning och mineralgödselproduktion i Figur 6.5 är därför relevant. För andra tekniker, speciellt nya tekniker, är det större osäkerhet hur andra kostnadsposter påverkar utfallet av utvärderingen.

6.2.3 Jämförelse mellan återvunnet kväve och mineralkväve - systemperspektivet

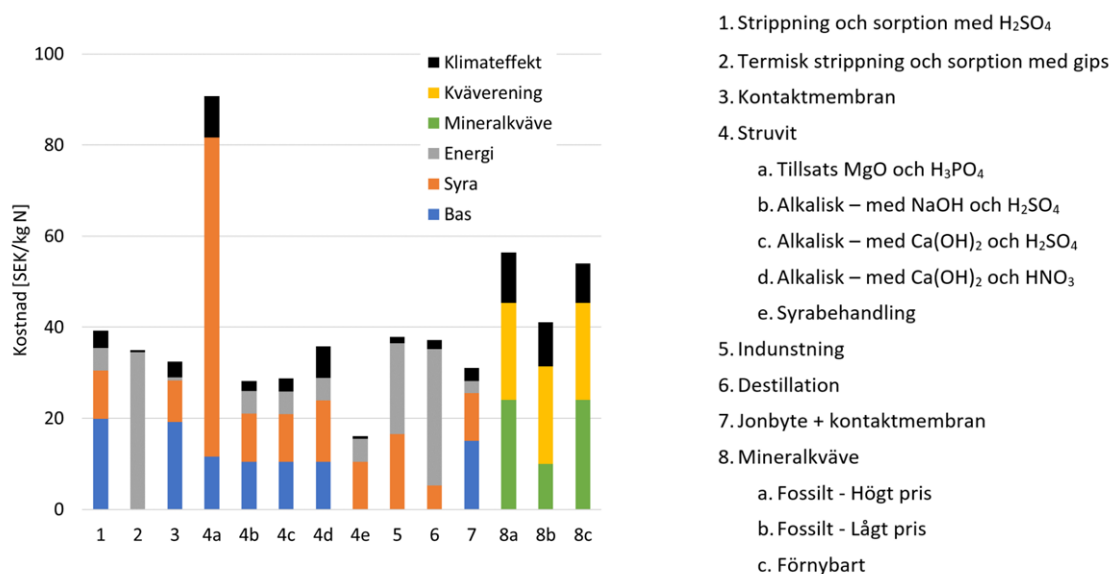
De går också att betrakta återvinning av kväve ur ett systemperspektiv, och jämföra två olika system som uppfyller samma funktion, det vill säga kväverening och gödsling. Detta kan vara användbart för att få en breddad bild av kväveåtervinning, sett mer ur ett samhällsperspektiv.

I systemperspektivet bör också klimatkostnaderna inkluderas i och med att klimateffekten innebär en kostnad på samhällsnivå, även om inte reningsverken är skattskyldiga idag. För att inkludera denna i kostnadsuppskattningen multipliceras klimatpåverkan i Figur 6.3 med priset för utsläppsrätter. Pris för utsläppsrätter ligger idag (2022-06-10) på cirka 0,8 kr/kg CO₂-ekvivalent (Trading Economies 2022) men förutspås att stiga till 1 kr/kg CO₂-ekvivalent vilket används i denna rapport.

Kostnaden av att återvinna kväve jämförs här med dagens system där mineralgödsel produceras och kväve behöver renas bort med nitrifikation-denitrifikation. Resultat presenteras i Figur 6.6. Alla återvinningsteknikerna utom struvit med extern tillsats av MgO och H₃PO₄ (4a) kan då bära sig, jämfört med dagens system.

Figur 6.6

Kostnader av de olika teknikerna för kväveåtervinning presenterat ur ett systemperspektiv. Kostnaden av att återvinna kväve kan jämföras med dagens system där mineralgödsel produceras och kväve behöver renas bort med nitrifikation-denitrifikation. Även kostnaden för klimateffekten inkluderas, då beräknad utifrån resultatet i Figur 6.3 med en uppskattad koldioxidskatt på 1 kr/kg CO₂-ekvivalenter.



6.3 Effekt av kväveåtervinning på kväverening

Införande av kväveåtervinning från rektvatten påverkar kväverening i huvudströmmen, både positivt och negativt. Jämfört med ingen separat rektvattenbehandling bidrar kväveåtervinning med minskad energianvändning för nitrifikation, minskad användning av kolkälla för denitrifikation för de ARV som behöver använda kolkälla, större möjligheter för biogasproduktion och lägre lustgasutsläpp. Att en stor del av kvävebelastning utgår ger även bättre marginal till att uppnå begränsningsvärden avseende kväve.

Om kväveåtervinning från rektvatten jämförs med separat biologisk rening av rektvatten så finns de ovan listade fördelarna kvar. Nackdelen är dock att den interna ympningen med nitrifierande bakterier (bioaugmentaiton) som åstadkoms med separat biologisk rening av rektvatten utgår (se beskrivning av bioaugmentaionseffekten i Stenström et al. 2017). Det ger någon minskning av nitrifikationskapaciteten av biosteget.

Om kväveåtervinning i huvudströmmen var tekniskt möjligt och ekonomiskt motiverat skulle reningsprocessen kunna vara mycket mer kompakt och resurseffektiv. Avloppsvattenrening genom en kraftig förfällning och en kompakt aerob rening av BOD skulle ge en process med hög produktion av biogas, låg energianvändning och låg/ingen lustgasutsläpp. Dessutom skulle utmaningar med risk för hämning av nitrifierande bakterier och kväverening vid kallt vatten kunnat undvikas.

6.4 Kväveåtervinning - slutsatser och rekommendationer

Sammanfattningsvis visar beräkningarna att kostnaden för kväveåtervinning med de etablerade teknikerna (strippning, kontaktmembran, indunstning) är något högre än uppskattad kostnad för produktion av mineralgödsel från förnyelsebar energi om minskningen av kostnader för biologisk kväverening med deammonifikation tas i beaktan. Det har dock visats i kapitel 6.1 att kväveåtervinning som regel ger en lägre klimatpåverkan, mest på grund av de lustgasutsläpp som minskas med kväveåtervinningen. Detta gäller både för produktperspektivet (jämför återvunnen kväve med andra mineralkväveprodukter) och systemperspektivet (jämför två olika system som uppfyller samma funktion, det vill säga kväverening och gödsling).

Det finns många osäkerheter i beräkningen som gjorts i denna studie men även i uppskattningen av klimatpåverkan och kostnader för förnyelsebar kvävegödsel. Frågan bör heller inte bara avgöras av ekonomi och klimatutsläpp, utan även av samhällets ambitioner, vilka framgår t.ex. av Miljöbalken och av EU:s ambition att bygga en cirkulär ekonomi. Det är således svårt att göra en definitiv generell slutsats om kväveåtervinning är motiverad. Resultaten i denna begränsade studie pekar dock i riktningen att kväveåtervinning kan vara motiverad. Följande antaganden påverkar mest utfallet av detta resultat:

- *Utsläpp av lustgas vid kväverening.* Det har antagits att lustgasutsläppet är 1,75 % av inkommande kvävebelastning till biologiska reningen. Minskar lustgasutsläppet till under 0,5 % så kommer de etablerade teknikerna för kväveåtervinning ge en högre klimatpåverkan är biologisk kväverening och kväveåtervinning kommer inte vara motiverat.
- *Pris på mineralkvävegödsel.* Priset är extremt volatilt och beror på världsmarknaden. Dagens höga pris på kvävegödsel skulle kunna leda till en fördel för återvunnen kväve, men man bör tag i beaktande att allt blir dyrare, även de kemikalier och energi som krävs för återvinningsteknikerna.
- *Reningsverkens framtid.* En avgörande faktor om reningsverk kommer att beläggas med CO₂-skatt eller läggas in i EU ETS-handelssystem. Det skulle kunna leda till en starkt ökad motivation för klimatreducerade åtgärder. Likaså om styrmedel för ökad återvinning eller kvoter för återvinning av kväve införs.

- *Investeringskostnad.* Investeringskostnad för kväveåtervinning behöver tas med i bedömningen om ett nytt system för separat rektvattenrening ska byggas eller ett befintligt system för rening av rektvatten ska ersättas med ett system som bygger på kväveåtervinning. Investeringskostnaden kan uppgå till 20-50 % av totala kostnaden och kommer ha en stor påverkan på utfallet av kostnadsjämförelsen.
- *Betalningsviljan, kostnad för transport och spridning.* De flesta återvinningsteknikerna genererar en produkt i flytande form som inte kan användas med dagens spridningsutrustning och även ger högre transportkostnader. Det påverkar därför betalningsviljan för den producerade kvävegödseln. Beroende på vad betalningsviljan kommer vara kommer utfallet av kostnadsberäkningen påverkas markant.

Utifrån den tekniska genomgången av teknikerna samt den ekonomiska och klimatutsläpputvärderingen anses följande tekniker vara mest intressanta för återvinning av kväve från rektvatten och andra högkoncentrerade strömmar:

- *Strippning i kombination med storskalig kvävegödselproduktion eller kristallisation.* Ett exempel på en lyckad anläggning för kväveåtervinning är VEAS strippningsanläggning. Att en annan stor aktör (Yara) tar hand om återvunnet kväve i sin produktion visade sig vara ett lyckat koncept för båda parterna. Det kan vara svårt för VA-organisationer att annars säkra finansiering av en kväveåtervinningsanläggning om kvävet kommer återvinnas i en form som inte finns på marknaden och där försäljningspriset är osäkert under livslängden av anläggningen. Om samarbete med andra aktörer inte är möjligt är exempelvis Eco:N-tekniken intressant där kvävet återvinns i fast form som ammoniumsulfat, en kvävegödsel som redan finns på marknaden, dock i mindre mängder. Tekniken har testats i pilotskala sedan 2020 på Sjöstadverket och RecoLab, dock var driften ännu inte stabil vid skrivandet av rapporten.
- *Termisk strippning med ANAStrip.* Tekniken är intressant eftersom inga ursprungliga kemikalier används (bara gips som eventuellt kommer som avfall från andra industrier) och eftersom kvävet återvinns från det rötade slammet innan avvattning. Tekniken är speciellt intressant för ARV som har en hög temperatur på rötslam eller tillgång till spillvärme, exempelvis ARV med termofil rötning, pyrolys, termisk hydrolys eller hydrotermisk karbonisering. Tekniken ger redan en väldigt låg klimatpåverkan på < 1 kg CO₂-ekvivalent/kg N även om extern energi behöver tillsättas. Om all värme kan ersättas med spillvärme kommer klimatutsläppet minska ytterligare och driftkostnaden reduceras med > 80 %.
- *Termisk strippning och destillation från Organics.* Även denna teknik är mest intressant för ARV med mycket spillvärme. Det är speciellt destillering till vattenfri ammoniak (eller ammoniakvatten) som är intressant. Vid destillering till vattenfri ammoniak kommer produkten ha högst kvävehalt bland alla tekniker (82 %). Produkten lämpar sig sämre för gödsling men kan med fördel användas för andra applikationer, så som NO_x-reduktion på förbränningsanläggningar.
- *Struvitfällning med syrabehandling.* Tekniken har en låg klimatpåverkan och en låg kostnad jämfört med andra tekniker. Utvärderingen bygger dock på osäkra uppgifter. TRL av tekniken är låg och tekniken har inte demonstrerats i pilotskala. EasyMining har patent på området men det är osäkert om tekniken beskriven i kapitel 5.12 bygger på struvitfällning och i så fall vilken resursförbrukning det blir i verkligheten.
- *Indunstning och destillation.* Utfallet för ekonomi och klimatpåverkan är sämre för destillation vid antagandet att en liten mängd bas behöver tillsättas. Om tillsatsen av bas inte behövs kommer destillation vara mer fördelaktig. Båda teknikerna ger ett bättre utfall jämfört med exempelvis strippning. Det är dock avgörande att det finns en lokal användning av återvunnet kväve eftersom halten i produkten är låg.

Vid återvinning av kväve från rejektivatten och andra högkoncentrerade strömmar kan dock endast cirka 15 % av inkommande kvävebelastning till ARV:t återföras till kretsloppet. Vid kombination med slamspridning kan kväveåtervinningsgraden uppgå till cirka 30 %. Hur kan en större andel av kväve återvinnas och är det motiverat från kostnads- och klimatperspektivet? Det bästa alternativet för långtgående återvinning av näringsämnen är källsortering, antingen genom separat avledning av klosettatten (eventuellt tillsammans med matavfall) eller urinsortering. Källsortering borde vara huvudalternativet för etablering av nya stora bostadsområden och borde vara motiverat både kostnads- och miljömässigt vid en större skala. Det är dock svårt att komma upp i tillräckligt stor skala för nya bostadsområden eftersom nybyggnationer i storstäder är mest spridda geografiskt och det är få stora områden i landet där etablering av ett nytt ARV för hantering av källsorterade strömmar är ekonomiskt gångbar. Med dagens utbytestakt på avloppsnätet är det inte heller realistiskt att bygga om systemet till källsorterat avlopp i en större stad. Ett alternativ kan vara att byta till flerledningssystem i nya och ombyggda områden men börja behandla strömmarna separat endast efter att en tillräckligt stor skala uppnåtts.

Att återvinna kväve från de låga koncentrationer som finns i huvudströmmen är svårt med de tekniker som finns idag. Följande tekniker och teknikkombinationer bedöms vara mest gångbara:

- *Kväveåtervinning vid återvinning av vatten.* Ekonomiska värdet av det kväve som finns i lågkoncentrerat huvudströmsvatten är mycket lägre än vad själva kostnaden av rent vatten är, speciellt för kommuner som periodvis har vattenbrist. Om återvinning av vatten är huvudmålet skapas dock bättre förutsättningar för återvinning av kväve och andra näringsämnen, antingen genom att återvinna renat avloppsvatten utan separation av näringsämnen för bevattning, eller genom vidare behandling av koncentrat som skapas vid återvinning av rent vatten med membranprocesser.
- *Algodling.* Kan vara intressant i varmare delen av landet för behandling av mindre volymer vatten om det görs signifikanta framsteg i utveckling av tekniken.
- *Jonbyte i kombination med strippning eller kontaktmembran.* Uppkoncentrering av ammonium från avloppsvatten har testats i ett flertal pilotprojekt och det har visats att många upprepade cykler av sorption-regenerering är möjligt utan att prestandan försämras. Ammoniumhalterna i koncentratet är dock vanligtvis något lägre än i rejektivatten. Teoretisk förbrukning av bas och syra är samma som för återvinning från högkoncentrerade strömmar (1 ekvivalent bas och 1 ekvivalent syra). I verkligheten kommer dock förbrukning av bas vara högre på grund av förlust av den koncentrerade lösningen i varje cykel samt sorption av andra joner än ammonium. Även förbrukning av syra kan vara högre samt att produkten blir mindre koncentrerad. Det är framför allt jonbytarsteget som behöver mer utveckling. Man har tidigare testat mest naturliga zeoliter för selektiv uppkoncentrering av ammonium med mediokert resultat. Om nya skräddarsydda jonbytarmaterial utvecklas kan återvinning från huvudströmmen av avloppsvatten blir mer gångbart.

Det finns således många intressanta alternativ för kväveåtervinning från framför allt högkoncentrerade strömmar, men även potentiellt från huvudströmmen av avloppsvatten. Vissa av dessa bedöms vara gångbara även utan några styrmedel vid rätt förutsättningar (exempelvis termisk strippning om mycket spillvärme finns och priset på kvävegödsel är högt). De flesta teknikerna har dock svårt att konkurrera med traditionell kvävegödsel med fossilt ursprung, speciellt om priset på gödseln kommer minska tillbaka till nivåer det var för några år sedan. För att främja resurseffektiv och klimatsmart återvinning av kväve från avloppsvatten krävs därför styrmedel, så som föreslagits av Delegationen för cirkulär ekonomi (se avsnitt 1). Av särskild vikt är att arbetet med utveckling och utprovning av befintliga och nya tekniker för kväveåtervinning fortsätter, vilket kräver

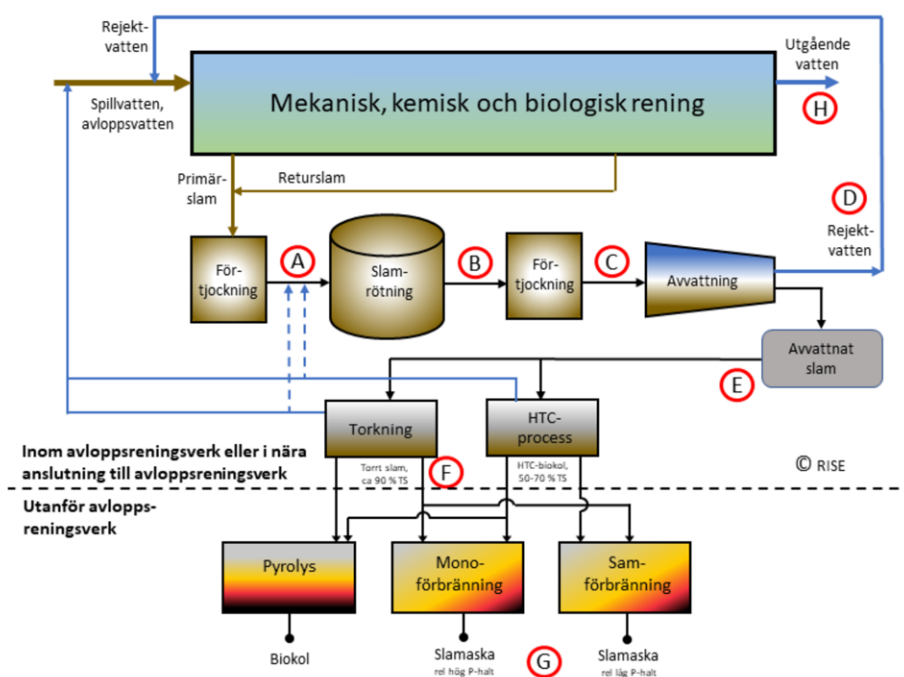
finansiering både från VA-kollektivet och riktad finansiering från central nivå. Resultaten av försök ska användas för en mer förfinad ekonomisk utvärdering, livscykelanalys och jämförelsen med andra sätt att producera kvävegödsel utan fossila resurser. Även arbetet med att mäta lustgasutsläpp från kvävereningsprocesser och utveckla styrsätt som ger minimal produktion av lustgas är ett led i en mer hållbar behandling av kväve i avloppsströmmar. Kanske behövs styrmedel även för detta.

7 Fosforåtervinning – statusuppdatering

Inom ramen för statens offentliga utredningar M 2018:08, kommittédirektiv 2018:67 ”Giftfri och cirkulär återföring av fosfor från avloppsslam” skrev Bo von Bahr och Erik Kärrman (2019) en rapport för att kartlägga den tekniska utvecklingen för fosforåtervinning. von Bahr och Kärrman granskade vetenskapliga artiklar, dokumentation från konferenser, seminarier och EU-projekt inom området och gjorde därefter ett urval för att, för ett antal processer, beskriva funktion, teknikmognad, befintliga anläggningar och kontaktpersoner, fosforåterföringspotential, typ och kvalitet på slutprodukt samt resursförbrukning för in- och utflöden. Även en ekonomisk utvärdering av teknikerna i jämförelse med nuvarande slamhantering går att hitta i rapporten. Med von Bahr och Kärrmans rapport som utgångspunkt presenteras här en uppdatering av kunskapsläget gällande tekniker för återvinning av fosfor från ARV.

7.1 Tekniker presenterade av von Bahr och Kärrman (2019)

I Figur 7.1 visas de tekniker för fosforutvinning som presenteras av von Bahr och Kärrman (2019) och i Tabell 7.1 ges en kommentar för respektive teknik där ny betydande information om utvecklingen gått att hitta.



Figur 7.1

Tekniker för fosforutvinning presenterade i von Bahr och Kärrman (2019).

- A. Förtjockat slam
Calprex
- B. Rötat slam
AirPrex, Gifhorn, Stuttgart
- C. Rötat, förtjockat slam
Phoxnan, Aqua Reci, ExtraPhos/Budenheim
- D. Rejektvatten
Struvitmetoder: Pearl, DHV, P-Roc, PRISA, eco:P, Struvia, Rephos, Phospaq
- E. Avvattnat slam
Mephrec, Terranova
- F. Torkat slam
Termiska metoder:
Enstegsförbränning, EuPhoRe, eco:S, PYREG,
Kemiska metoder:
PULSE
- G. Slam-aska
Slutprodukt = fosforprodukt:
LeachPhos, EcoPhos, PASCH, TetraPhos, Ash2Phos, Phos4Life
PARFORCE
Slutprodukt = aska:
RecoPhos, AshDec
- H. Utgående vatten
RAVITA

Teknik	Uppdatering
Förtjockat slam	
CalPrex	-
Rötat slam	
AirPrex	Bytt namn till MagPrex. ¹
Seaborne process (Gifhorn)	-
Stuttgart process	-
Rötat, förtjockat slam	
Phoxnan	-
Aqua Reci	-
ExtraPhos/Budenheim	Numera ägd av Prayon. ²
Rejektvatten	
Struvit (Pearl, DHV, P-Roc, PRISA, eco-P, Struvia, Rephos, Phospaq, PhosphoGREEN)	Finns även fler tekniker (exempelvis ePhos), samt metoder för att öka struvitutvinningen via syror eller anpassning av biologiska reningsprocesser. ²
Avvattnat slam	
Mephrec	-
TerraNova Ultra	-
Torkat slam	
Innovativ enstegsförbränning	Ska ha avslutats 2019. ³
EuPhoRe	Pilotanläggning i Tyskland, två fullskaleanläggningar under uppbyggnad. ²
eco:S	-
PYREG	-
PULSE	Den mobila demonstrationsanläggningen är nu i Liège, Belgien. ⁴
Slam-aska	
LEACHPHOS	-
EcoPhos	Inte längre under utveckling. ²
PASCH	-
TetraPhos - Remondis	Industriskala driftsatt 2020. ⁵
Ash2Phos	Pilotanläggning i Uppsala och Helsingborg och fullskala planerad i Helsingborg och nära Berlin. ²
Phos4Life	-
PARFORCE	-
RecoPhos	Testades under 2015 i pilotskala i Österrike. ²
AshDec	-
Utgående vatten	
RAVITA	Ny pilotanläggning i Viikinmäki som startade 2020. ²

Tabell 7.1

Tekniker för fosforutvinning presenterade av von Bar och Kärrman (2019) med kommentar för de tekniker där ny betydande information om utvecklingen gått att hitta.

1 – Centrisys (u.å.)

2 – ESPP, DPP, NNP (2021)

3 – Högskolan i Borås (u.å.)

4 – ULiège Université (2021)

5 – Remondis (u.å.)

7.2 Tekniker i ESPP – DPP – NNP:s katalog

Här presenteras kortfattat tekniker för fosforutvinning som inte lyftes av von Bahr och Kärrman (2019) men som inkluderas i den katalog om fosforåtervinningstekniker, senast uppdaterad september 2021, som European Sustainable Phosphorus Platform (ESPP), Deutsche Phosphor Platform (DPP) och Nederlands Nutrient Platform (NNP) står bakom (ESPP, DPP, NNP 2021). Informationen i följande avsnitt kommer från denna katalog.

7.2.1 Inblandning av återvunnen fosfor vid produktion av mineralgödsel

Återvunnen fosfor i form av slamaska blandas in under produktionen av mineralgödsel för att minska behovet av fosfatmalm. Genom att askan tillsätts under något av de sura processtegen (antingen vid syraupplösningen av fosfatmalmen eller i steget efter) säkerställs att fosfor i askan blir växttillgänglig. Slamaska från ARV med antingen biologisk eller kemisk fosforrening kan användas och även aska från animaliska biprodukter eller återvunna fosfatsalter kan utnyttjas som fosforkälla. Tekniken är testad i fullskala och används exempelvis på ICL i Nederländerna och i Tyskland som är stora producenter av fosfor- och kaliumgödsel.

7.2.2 Kubota

Termisk behandling (kärntemperatur 1 300 °C) av torkat slam eller slamaska från ARV med antingen biologisk eller kemisk fosforrening. Järnoxid tillsätts för att hålla kvar fosfor i den fasta slaggen samtidigt som delar av tungmetallerna, kopparen och zinken förångas och tas bort. Kalciumhydroxid tillsätts för att öka fosfors växttillgänglighet. 90 % av inkommande fosfor hamnar i slaggen och gödseffektiviteten är 97 % jämfört med kommersiell fosforgödsel. Fler än 30 fullskaleanläggningar finns i Japan där 11 av dessa behandlar avloppsslam.

7.2.3 PHOS4Green (Glatt)

Slamaska reagerar med fosforsyra för att göra fosfor i askan mer växttillgänglig. Andra ämnen kan tillsättas till lösningen så som kväve, kalium, magnesium, svavel och spårämnen och efter granulering framställs gödsel i pelletsform. Tungmetaller och likande från askan återfinns i slutprodukten som är fosforgödsel eller NPK-gödsel. Tekniken har testats i labb- och pilotskala och en fullskaleanläggning är under uppbyggnad i Haldensleben i Tyskland.

7.2.4 Metawater alkaline ash leaching

Utspädd natriumhydroxid används för att urlaka slamaska och efter filtrering fälls kalciumfosfat ut från lakvattnet. Kalciumfosfatet separeras via sedimentering för att sedan torkas. Utlakningen begränsas till cirka 30 % för att minimera utlakningen av tungmetaller och den återstående askan behandlas med polyferrisulfatlösning för att immobilisera kvarvarande metaller för att kunna användas i konstruktionsmaterial eller till jordförbättring. Tekniken är lämplig både för slamaska från ARV som använder kemisk och biologisk fosforrening. Slutprodukten är kalciumfosfat (hydroxyapatit $\text{Ca}_5(\text{PO}_4)_3(\text{OH})$) för användning som gödningsmedel eller i produktion av gödningsmedel. Två fullskaleanläggningar finns i Japan; Gifu sedan 2010 (5 t aska/dag) och Tottori sedan 2014 (2 t aska/dag).

7.2.5 Susphos

Fosforsyra skapas genom att koncentrerad svavelsyra reagerar med slamaska för att sedan renas med hjälp av en organisk lösningsmedelsextraktionsprocess som inte behöver jonbytar- eller membranfilter. Syran har låga halter av föroreningar och en koncentration högre än 50 % av P_2O_5 från askan. Järn och aluminium tas bort till omkring 99 % från

fosforsyra och även tungmetaller som kadmium, kvicksilver och koppar binds till stor del in i olösliga kalciummineraler (> 95 %). Mono- eller diammoniumfosfat kan fällas ut från fosforsyra genom reaktion med ammoniak. Från processen fås fosforsyra eller monoammoniumfosfat/diammoniumfosfat av gödsel- eller flamskyddskvalité, likväl som järn- och aluminiumsalt i lösning som kan återvinnas till ARV för fosforrening. Om processen utgår från struvit kan även fasta magnesiumsulfatsalter återvinnas till ARV för struvitfällning och den mineralström med inert material som uppstår (innehållande sand, gips och järnoxider) kan användas inom byggindustrin. En pilotanläggning (25 kg/dag) finns i Leeuwarden i Nederländerna för struvit och en för slamaska är på gång. En fullskaleanläggning är även planerad i Nederländerna till 2023-2024.

7.2.6 ViViMAG (WETSUS)

Utgångspunkten är rötat slam innan avvattning och genom att reducera trevärt järn till tvåvärt järn under anaeroba förhållanden fås en utfällning av järnfosfat i form av vivianit som kan utvinnas genom magnetisk separation. Med tillräcklig tillgång till järn i slammet kan 70-90 % av Tot-P bindas in i vivianiten (Prot et al. 2019). Vivianite kan användas som Fe-gödsel eller PK-gödsel och järnkoaguleringsmedel. Processen är aktuell för ARV som använder järnsalt för kemisk fosforrening. En pilotanläggning med en kapacitet på 1 m³/h finns på Nieuwveer ARV i Nederländerna.

7.2.7 CarboREM

Från rötat avvattnat slam kan fosfatsalt utvinnas ut genom HTC vid 200 °C, filterseparation av hydrokol, upplösning i syra och tillsats av bas för utfällning av fosfatsalt. Omkring 55-70 % av Tot-P i slammet kan utvinnas med tekniken. En pilotanläggning finns sedan 2019 på Ecoopera ARV i Mezzocorona Italien med kapaciteten 1,4 t slam/h.

7.2.8 ePhos (Fraunhofer IGB)

ePhos är elektrokemisk struvitutfällning via offeranod av magnesium, utan användning av kemikalier. Utgångspunkten är rejektvatten och tekniken har testats i pilotskala upp till 3 m³/h. Pilottesterna visade på en återvinningsgrad på 80 % för fosfor och energiåtgången för processen var strax under 0,5 kWh/m³ filtrerat rejektvatten.

7.2.9 Flashphos

Avvattnat slam torkas och mals för att sedan förgasas vid hög temperaturer tillsammans med kalk som reduktionsmedel. Därigenom produceras elementär fosfor (P₄). Processen ska även kunna producera ett cementmaterial och en järnmetallegering som kan användas i metallindustrin. FlashPhos baseras på de olika projektparternas tekniker och kommer integreras i existerande industriell infrastruktur. En pilotanläggning är på gång för 2 ton torrmaterial/dag.

7.2.10 RSR (Green Sentinel)

Tekniken utgår från avvattnat slam där RSR-modellen använder ett speciellt lösningsmedel (PecuLeach®) för att justera pH-värdet och säkerställa långtgående avvattning av slammet för att extrahera upp till 75 % av fosfor (och av andra mineraler) från det avvattnade slammet till en vattenlösning (PecuPhos®). PecuPhos® är en vattenlösning innehållande 75 % vatten och 25 % mineraler som kan användas som råvara vid produktion av mineralgödsel. Lösningen har pH 3 och innehåller 1,5-4 % P, 2-4 % Ca, 0,5-1,5 % K samt sulfater, klorider osv. och har en låg halt av tungmetaller. Lösningsmedlet återvinns för att berika vattenlösningen med fosfor och mineraler. Fast fosfor kan även fällas ut från denna lösning (som en blandning av brusit, struvit ...). Tungmetaller extraheras också av lösningsmedlet och fälls sedan ut till en separat fast fraktion för bortskaffande (cirka 60-80 % av t.ex. Hg, Cu, Zn, Fe i avvattnat slam separeras ut till denna fraktion). Den återstående organiska fraktionen kan vidare bearbetas antingen genom torkning

för att producera bränsle (PecuPower®) som är jämförbart med pellets, eller bearbetas till kompost (PecuGrow®). En pilotanläggning med 8 kg avvattnat slam/h har körts under 2 veckor och en semi-fullskalig installation planeras att driftsättas i mitten av 2022 i Österrike (Wels kommunala ARV).

8 Återvinning av svavel

8.1 Är svavel en begränsad resurs?

Det betraktas generellt att det inte finns någon brist på svavel som näringsämne. Jönsson (2019) uppmärksammade dock att nästan allt svavel som används idag i samhället är icke oxiderat, medan de stora mängderna svavel i berggrunden är oxiderat. De svavel som används idag kommer huvudsakligen från rening av naturgas och olja, samt från bearbetning av sulfidmalm. Eftersom tillgång på dessa fossila råvaror är begränsad och eftersom det förutspås generellt minskning av användning av fossila energikällor kommer även tillgången på svavel förändras. Mer än hälften av allt svavel som förbrukas i världen (> 55 % enligt Wainright (2018)) används i form av svavelsyra för fosforsyraproduktion. Med minskad tillgång på svavelsyra kommer därför även möjligheter för produktion av fosforsyra med traditionella tillverkningsprocessen förändras. Det finns dock även en annan process, Odda process, där det inte behövs någon svavelsyra för fosforsyraproduktion. Processen används i stor skala, bland annat i Norge.

Förutom att svavel återfinns i olja och gas finns även fyndigheter av atomärt svavel som kan användas för produktion av svavelsyra. Den överlag största delen av svavel förekommer dock i form av gips (kalciumsulfat). Kalciumsulfat kan med fördel användas som svavelgödselmedel, även om den är mindre tillgänglig för växterna än mer lösliga sulfatformer. Att producera svavelsyra från gips är dock kostsamt.

Tillgång på svavel är därför inte kritiskt varken för fosforsyraproduktion eller för svavelgödsling. Tillgången på svavel från svavelrening av olja och naturgas är så stor idag att svavelsyra är den billigaste syran och den som ger bäst ekonomi vid kväveåtervinning. När tillgången på lättillgängligt svavel kommer att minska och priset att stiga kommer användning av svavelsyra för fosforsyraproduktion att vara prioriterad. Då behöver andra syror användas vid kväveåtervinning.

Det kan ändå vara intressant att återvinna svavel från avloppsvatten, antingen för användning som gödselmedel eller för vidare produktion av svavelsyra som kan användas för produktion av fosforgödsel, speciellt när tillgången på svavel från rening av olja och naturgas kommer minska.

8.2 Svavel i olika avloppsfraktioner

Eftersom svavel inte betraktades som en begränsad resurs tidigare finns det inga sammanställningar om halter och mängder vid svenska ARV. De ARV vars slam sprids på åkermark analyserar dock vanligtvis svavel i det avvattnade slammet. Massbalansen för svavel har dock undersökts i flera studier utomlands genom omfattande provtagningskampanjer i kombination med massbalansberäkningar och modellering (Fourouzanmehr et al. 2021; Fisher et al. 2017). En generell slutsats av dessa studier är att huvuddelen av svavlet återfinns i inkommande vatten i form av sulfat. Eftersom sulfat inte påverkas av den aeroba reningen på ARV:t avskiljs endast en mindre andel av inkommande svavel i reningsprocessen. Enligt massbalans som redovisats i Fourouzanmehr et al. (2021) avskiljs 3,7 % av inkommande svavel i form av primärslam och 4,5 % i form av bioslam. Svavelförluster i form av svavelväte i biogas samt utsläpp till luft från slamhanteringssteget står för cirka 1,5 % av inkommande belastning. Svavelmängden i rejektvatten motsvarar 5,8 % av svavelbelastningen. Det ger en nettoreduktion av svavel på cirka 2 %.

Trots att svavelrening procentuellt är liten är det relativt höga svavelhalter i olika slamfraktioner. Fisher et al. (2017) analyserade svavel i olika typer av slam på sex ARV och visade att svavelhalten (uttryckt som mg S/kg TS) ökar i raden primärslam <

överskottsslam < rötat slam. Halter i rötat avvattnat slam var 9 000 – 30 000 mg/kg TS.

Inom föreliggande studie har olika former av svavel analyserats i olika strömmar på flera deltagande ARV (Tabell 8.1). Sammanställningen visar att massflöde av svavel är liknande som tidigare rapporterats för andra ARV. Huvuddelen av svavlet i inkommande vatten återfinns i form av sulfat. Till skillnad från kväve och fosfor härstammar dock en stor del svavel i avloppsvatten från det svavel som finns naturligt i råvattnet för dricksvattenproduktion och från dosering av fällningskemikalier. Detta kan demonstreras genom att titta närmare på svavelflöde i olika vatten i Stockholm. Halten sulfat i råvatten på Lövo och Norsborg vattenverk var 10 mg SO₄-S/l respektive 9 mg SO₄-S/l som medel under 2020. Respektive halter i dricksvatten var 16 mg SO₄-S/l respektive 14 mg SO₄-S/l, en ökning på grund av dosering av aluminiumsulfat på vattenverken. I jämförelse med inkommande halter på Bromma ARV står svavelinnehållet i dricksvattnet för 60 % av totalsvavelhalten och 75 % av sulfathalten. Om man tittar på utgående halter av svavel på Bromma så härstammar cirka 30 % av svavlet från naturligt svavelinnehåll i vatten, 40 % från de svavelinnehållande kemikalier som doseras på vattenverk och ARV, och bara 30 % från föroreningar som tillförts avloppsvattnet.

Svavelhalter i rejektvatten är låga och det är därför inte värt/möjligt att återvinna mycket svavel från rejektvatten. 6-21 % av inkommande svavel hamnar i det avvattnade slammet och försumbara mängder finns i biogas. Det är svårt att få balansen att gå ihop men total reduktion av svavel på ARV:n ligger inom området -31 % - +26 %. De negativa reduktionsgraderna kan till viss del bero på dosering av järnsulfat för fällning av fosfor.

Tabell 8.1

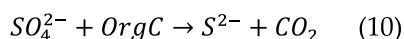
Svavelhalter i olika strömmar på kommunala ARV.

		Kungsängsverket, Uppsala	Getteröverket, Varberg	Bromma, Stockholm	Duvbacken, Gävle	Sundet, Växjö
Inkommande avloppsvatten	Totalsvavel, mg/l	31	23	25	13	13
	Sulfat, mg SO ₄ -S/l		15	20	11	10
	Sulfid, mg/l	0,6	0,1	0,4	<0,1	0,14
Rejekt-vatten	Totalsvavel, mg/l	13,6	22	30	7,8	26
	Sulfid, mg/l	< 0,05	0,16	0,6	<0,1	0,25
Avvattnat slam, mg/kg TS		10 700	9 300	13 700	13 000	11 000
Utgående avloppsvatten	Totalsvavel, mg/l	31	17	32	17	12
	Sulfat, SO ₄ -S/l	26,5	37	29	17	9
Biogas, ppm H ₂ S		-	-	-	-	30
Återfinns i slam, % av inkommande mängd		7 %	6 %	6 %	10 %	21 %
Återfinns i biogas, % av inkommande mängd		-	-	-	-	0,1 %
Reduktion totalt, % Tot-S		-1 %	26 %	-28 %	-31 %	8 %

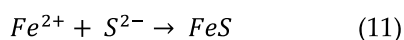
8.3 Svavelomvandling på reningsverk och möjligheter för återvinning

Författarna av rapporten kunde inte hitta några studier som fokuserar på återvinning av svavel från kommunalt avloppsvatten. I detta kapitel ges därför en teoretisk beskrivning av vilka omvandlingsprocesser som kan ske i olika delar av ARV:t och hur de kan utnyttjas för utökad svavelåtervinning.

Som nämnts tidigare återfinns största delen av svavlet i form av sulfat i inkommande vatten, trots att viss omvandling av svavel skett i avloppsnätet. Det råder anaeroba förhållanden i ledningsnätet som stimulerar biologisk reduktion av sulfat till sulfid:



Processen är oönskad eftersom den leder till utsläpp av svavelväte, luktproblem, korrosion av ledningar och arbetsmiljörisker för driftpersonal. För att förhindra processen doseras ibland nitratsalt i särskilt drabbade områden, vilket höjer redoxpotentialen. Vid högre järnhalter i vatten är problemet mindre då svavel faller ut som järnsulfid:



Denna process sker även vid förfällning på ARV och är särskilt effektiv när järn (III) salt används. Om förfällning inte används kommer sulfiden oxideras till sulfat i den aeroba reningen. En del av svavlet assimileras till bioslam men huvuddelen går ut i form av sulfat.

Det svavel som kommer in till röt-kammare är därför delvis i form av järnsulfid och delvis i form av organiskt bundet svavel. Dessutom kommer en mindre del av svavlet i form av löst sulfat. Vid den långa uppehållstiden i röt-kammaren kan det organiskt bundna svavlet brytas ner till sulfid och huvuddelen av sulfatet reduceras till sulfid. Det finns dock inga bra studier som kvantifierar detta för olika ARV. Andelen löst/bunden sulfid borde bero mest på förhållandet Fe/S i röt-kammare. Vid låga järnhalter kommer vätesulfidhalter vara högre och avgång av sulfid med biogas i form av svavelväte borde vara högre.

Vanligtvis föredras att halten svavelväte i biogas är så låg som möjligt. Detta för att minska luktproblem och problem/extra kostnader på uppgraderingsanläggningar eller i gasmotorer. Dosering av järnsalt är därför en väldigt förekommande metod för att hålla svavelvätehalterna låga, antingen dosering direkt till röt-kammare eller (mer förekommande) fosforfällning med järn och tillförsel av kems-lam till röt-kammaren. Enligt Arrhenius och Johansson (2012) som sammanställde biogassammansättning på ett flertal anläggningar ligger svavelvätehalterna på 10-20 ppm, medan i ett fall har en halt av 350 ppm rapporterats. Just den anläggningen använde inte järnsalt för fosforfällning.

I dagens ARV har man inte så stor möjlighet att förbättra svavelåtervinning. Det enda realistiska alternativet är att fortsätta binda en mindre del av svavlet i slam. Detta svavel kan återföras till jordbruksmark, om spridning av slam fortsatt kommer vara tillåten. Nedan ges också några alternativ för utökad svavelåtervinning i andra processkonfigurationer, som inte är förekommande vid svenska ARV.

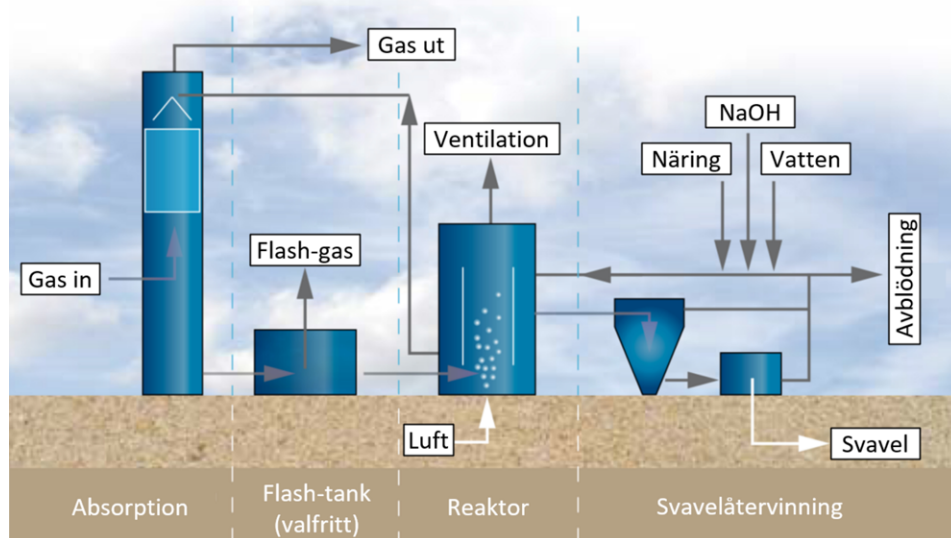
Uppkoncentrering av vatten vid vattenåtervinning

Som diskuterades även i andra kapitel, om man återvinner rent vatten från avloppsvatten skapas en koncentratström som med fördel kan användas för återvinning av näringsämnen. Vattenåtervinning kan utgöras av RO-filter som sista steg i reningsprocessen eller vid direkt avloppsvattenfiltrering (RO, FO eller andra uppkoncentreringsprocesser). Även vid direkt vattenåtervinning utan något polerande reningssteg, exempelvis för bevattning, återförs svavel tillsammans med andra näringsämnen till kretsloppet.

Tvåstegsrötning och utvinning från biogas

I stället för att förhindra avgång av svavel i form av svavelväte kan produktion av svavelväte stimuleras med vidare återvinning av svavel i form av rent atomärt svavel. Som tidigare nämnt binder järn den sulfid som finns i röt-kammare. Lösligheten av järnsulfid är dock väldigt pH-beroende och låga pH-värden ger höga halter av obunden sulfid i vattenfasen. Vid låga pH förekommer även sulfid mestadels i form av löst svavelväte och inte i form av sulfidjon. Det ger totalt högre halter av svavelväte i gasen och större avgång av svavel i form av svavelväte. Andersson et al. (2021) observerade exempelvis förhöjda halter av svavelväte (upp till cirka 200 ppm, från normalhalter på cirka 40 ppm) i försök med kort uppehållstid i röt-kammare som ledde till en pH minskning från 6,9 till 6,6.

Man kan därför ha rötning i två steg där slammet hydrolyseras i det första högbelastade steget och svavelväte avgår med producerad biogas på grund av lågt pH följt av normalbelastad rötning vid neutralt pH. Den svavelrika gasen kunde sedan renas med, exempelvis Thiopaq-processen (Paqell 2021a). Processen används mestadels för rening av biogas från röttningsanläggningar där svavelvätehalten är högre samt för rening av andra gaser, som produceras på raffinaderier. Processen består av två steg. I det första steget passerar gasen en skrubber och svavelväte sorberas i vatten (Figur 8.1). I det andra steget oxideras svavelväte till atomärt svavel i en luftad biologisk reaktor. Syretillförseln styrs för att begränsa syret till den nivå som är tillräckligt för oxidation till atomärt svavel men förhindra vidare oxidation till sulfat. Återvunnet högkvalitativt svavel kan sedan användas för produktion av svavelsyra eller i andra applikationer.



Figur 8.1

Processchema av Thiopaq-processen (modifierad från Paqell 2021a).

Thiopaq-processen åstadkommer en minskning av svavelvätehalter till < 10 ppm (Paqell 2021b). Processen används som ersättning av andra reningsprocesser (exempelvis kemisk skrubbing eller kolfilter). Användning med syfte av svavelåtervinning är inte dokumenterad.

Anaerob behandling av avloppsvatten i UASB-reaktor

För att återvinna den del av svavlet som förekommer i form av sulfat kan anaerob behandling av avloppsvatten användas, exempelvis i UASB-reaktorer. Vid direkt anaerob rening av vatten bryts även lösta organiska ämnen ner anaerobt genom att vattnet filtreras genom ett lager av anaerobt slam. Förutom metanproduktion sker även anaerob reduktion av sulfat till svavelväte. Processen är mer förekommande för avloppsvattenrening i länder med varmt klimat och mildare utsläppskrav och används inte för kommunal

avloppsvattenrening i Sverige i stor skala. Dock diskuteras processen som ett alternativ för behandling av källsorterat klosettwater. Processen är också förekommande för avloppsvattenrening i livsmedelsindustrin. På forskningsanläggningen Sjöstadverket finns två UASB-reaktorer som är i kontinuerlig drift sedan 2004 och behandlar för-sedimenterat kommunalt avloppsvatten. Anläggningen kräver minimal tillsyn och har använts i ett flertal forskningsprojekt under åren (Hesselgren 2004; Owusu-Agyeman et al. 2019). Det märktes tidigt att utgående vatten från processen hade en stark svavel-vätedoft. I samband med det här projektet gjordes mätningar av gassammansättning och analyser av inkommande och utgående vatten från UASB-reaktorerna. I processen reduceras sulfathalten från 19 mg SO₄-S/l till 5 mg SO₄-S/l i den reaktor som är uppvärmd till 20 °C och till 6 mg SO₄-S/l i den reaktor som inte värms upp. Det ger en cirka 70 % reduktion av sulfat, troligtvis genom biologisk reduktion till sulfid. Totalsvavel reduceras från 22 mg/l till 15 mg/l. Sulfidhalten i inkommande och utgående vatten är 0,54 mg/l respektive 0,95 mg/l. Halten H₂S i producerad biogas ligger på 2 600 ppm. Gasflödesmätningen har tyvärr inte fungerat. Det går därför inte att göra en fullständig massbalans över processen men resultaten indikerar att en stor del av svavlet omvandlas till sulfid. En del av sulfiden avgår med biogas i form av svavelväte men resten stannar kvar i vattnet och producerar slam. Det finns därför potential för ökad återvinning av svavel från kommunalt avloppsvatten med anaerob behandling. En tänkbar processlösning kan vara en UASB-reaktor följt av ett aerobt poleringssteg med begränsad syretillförsel för oxidation av sulfid till atomärt svavel, kompletterat med svavelrening från biogas med Thiopaq-processen.

9 Återvinning av kalium

Idag är extraktion och återvinning av kalium från avloppsvatten ovanligt. Genom återförande av avloppsslam återförs en del kalium men avloppsslam innehåller endast en mycket liten del av det kalium som inkommer till ARV:n. I Jönsson (2019) presenteras att det för år 2016 producerades avloppsslam i Sverige innehållande 900 ton kalium. Av den totala mängden slam spreds 34 %, vilket motsvarade att 310 ton kalium spreds på jordbruksmark. Enligt beräkningar minskar klimatpåverkan med 0,5 kg CO₂-ekvivalenter/kg ersatt kalium från mineralgödsel (Jönsson 2019).

9.1 Kalium i olika avloppsfraktioner

Kalium i inkommande avloppsvatten till ARV har inte studerats inte i detalj vilket gör det svårt att med säkerhet resonera kring dess källor. Troligtvis härrör merparten från klosettwater, men betydande bidrag kan vara tillskottsvatten samt anslutna industrier och verksamheter. Enligt Emilsson et al. (2006) kommer 79 % av kalium i hushållsavlopp från klosettwater och en studie från Almqvist et al. (2007) över källsorterade system visade på att hälften av kalium fanns i urinfractionen. I råvatten och dricksvatten visar genomsnittliga mätningar från Stockholm vatten och avfall på en kaliumkoncentration på 2,4-2,9 mg/l. Detta motsvarar 10-18 % av inkommande koncentration till ARV:n i Tabell 9.1.

Kalium i mineralform i vatten föreligger i jonform och fastnar därmed i mycket liten utsträckning i slammet vid sedimentation eller avvattning. Från Tabell 9.1 kan utläsas att endast mellan 1-3,2 % av inkommande kalium hamnar i slammet. I rejecktwater är koncentrationen 5-14 gånger högre än i inkommande vatten och den totala reduktionen varierar mellan 0 och 10 %. Det negativa värdet för Sundet ARV beror troligtvis på osäkerhet i analysen.

Tabell 9.1

Kaliumhalter i olika strömmar på kommunala ARV.

	Kungsängsverket, Uppsala	Getteröverket, Varberg	Bromma, Stockholm	Duvbacken, Gävle	Sundet, Växjö	Källby, Lund	Ryaverket, Göteborg
Inkommande vatten [mg K/l]	22,9	21	16	16	14	18	-
Rejektwater [mg K/l]	128	-	140	230	200	-	-
Avvattnat slam [mg K/kg TS]	1 130	1 700	2 136	2 600	1 763	1 996	2 805
Utgående vatten [mg K/l]	22,3	19	16	16	16	-	-
Kalium i slam, % av inkommande mängd	1,0 %	1,2 %	1,5 %	1,6 %	3,2 %	2,0 %	-
Kalium i rejecktwater, % av inkommande mängd	4,9 %	-	4,4 %	6,8 %	8,5 %	-	-
Reduktion totalt, %	3 %	10 %	0 %	0 %	-14 %	-	-

9.2 Kaliumåtervinning från avloppsslam

9.2.1 Biokol

Biokol är en kolhaltig produkt som bildas vid upphettning av organiskt material under begränsad eller ingen tillgång till syre, det som kallas pyrolys. Biokol har flera möjliga användningsområden, bland annat som jordförbättringsmedel och adsorptionsmaterial för vattenrening. Yuan et al. (2016) studerade mängden näringsämnen i biokol producerat vid olika pyrolystemperaturer. De fann att kalium i högre grad hölls kvar i biokolet vid lägre temperatur (300 °C) än vid högre temperatur (700 °C). Vid den lägre temperaturen var 83 % av kaliumet i slammet kvar medan vid den högre temperaturen var 65 % kvar. Utöver detta minskade vattenlösligheten hos kaliumet i biokolet vid ökande pyrolystemperatur. Genom pyrolys och återanvändning av biokolet som jordförbättringsmedel kan därmed runt 80 % av kaliumet i avloppsslam återföras.

9.2.2 Slamaska

Kalium i biobränsleaska har hög tillgänglighet och aska anses vara ett bra kaliumgödselmedel (Jönsson 2019). Ur flygaska som produceras vid rökgasrening kan även salter återvinnas med EasyMinings process Ash2Salt, däribland kaliumsalt som kan användas för produktion av gödselmedel (EasyMining u.å.). I och med att avloppsslammet innehåller en mycket liten andel av inkommande kalium bedöms denna teknik dock inte vara relevant för utvinning av kalium från ARV (personlig kommunikation med Yariv Cohen, 2022-03-29).

9.3 Kaliumåtervinning från vattenfas

9.3.1 Kalium-struvitfällning

Återvinning av kalium i form av magnesiumkaliumfosfat, även kallat kalium-struvit eller struvit-K, återfinns i många vetenskapliga studier om kaliumåtervinning. Till skillnad från den struvit som det kanske talas mer om, magnesiumammoniumfosfat (MAP), består kalium-struvit av just kalium istället för ammonium i mineralet och förkortas ofta MPP för magnesiumkaliumfosfat.

Förekomst av ammonium minskar formation av kaliumstruvit, eftersom struvit har något lägre löslighetsprodukt än kaliumstruvit. Faktorer som påverkar bildning av struvit, av båda typerna, är pH (påverkar löslighet), förhållandet mellan magnesium och fosfor samt temperatur (påverkar löslighet). Vidare kan hög alkalinitet påverka struvitbildningen negativt då andra utfällningsprodukter gynnas som exempelvis magnesiumfosfat (Johansson et al. 2018).

Johansson et al. (2018) studerade struvitåtervinning i flödet från en reaktor för deammonifikation för kväverening. Effluents hade ett N:P:K-förhållande på 5,2:1,0:3,9. Vid pH 11 erhöles en utfällningsprodukt som innehöll 11,4 % fosfor, 3,51 % kväve och 4,34 % kalium. Produkten var en blandning av struvit och kaliumstruvit. En maximal kaliumreduktion i effluents på 7,1 % observerades, medan den för fosfat var 94 % och ammonium 44 % (Johansson et al. 2018).

5.1.3 Adsorption

Adsorption av kalium i vattenfas till ett adsorptionsmedium, exempelvis zeolit, kan utgöra en potentiell väg för återvinning. Få studier på processen hittades dock i detta projekt. Hermassi et al. (2017) studerade zeolit i kombination med ultrafiltrering för återvinning av fosfor och kalium från rejektvatten efter slamrötning. Med tillsats av magnesiumoxid nåddes 55 % återvinning av kalium. Utfällningsprodukterna MAP och MPP bildades. Casadella et al. (2016) studerade ett annat zeolit-mineral och visade att regenerering av mineralet efter adsorption, för att extrahera kaliumet från det, kunde

uppgå till 60 % av adsorberat kalium. Adsorptionskapaciteten av mineralet med utspädd urin uppgavs vara 0,2 mmol/g mineral. Vidare visades att mineralet har högre affinitet för kalium än för ammonium.

Liksom för många andra tekniker för återvinning är adsorptionsprocesserna mest lämpliga för koncentrerade strömmar, och mindre lämpliga för huvudströmmen. För rejektvatten kan adsorption potentiellt vara intressant, men återvinningspotentialen är inte särskilt hög. Med de två referenserna ovan som underlag, kan bedömningen göras att 55 % av kalium i rejektvattnet kan adsorberas, varav 60 % kan desorberas och återanvändas. Det återstår dock oklarheter om kaliumhalten i desorptionslösningen och om den behöver koncentreras upp och separeras innan den kan användas som gödsel.

9.3.1 Uppkoncentrering av näringsämnen

Via exempelvis membranteknik, indunstning och omvänd osmos som nämnts tidigare i rapporten kan koncentrationen av kalium, likväl som andra näringsämnen, ökas. Därigenom förbättras möjligheterna till återvinning av näringsämnena. Mängden kalium som kan återföras beror dock på vilken rening som används och eventuell metod för uppkoncentrering. I och med att det renade avloppsvattnet innehåller den största andelen kalium kan bevattning med detta innebära en återföring av kalium.

9.4 Kaliumåtervinning från källsorterat avlopp

I regel är återvinning av näringsämnen mer fördelaktigt ur avlopp som är källsorterat och det gäller även för kalium. Jönsson (2019) beräknade att klosettatten från den svenska befolkningen innehöll 12 600 ton kalium, varav enbart urin innehöll 8 900 ton kalium. Urin innehåller merparten av näringsämnena i klosettatten och är den delströmmen som ofta studeras för näringsåtervinning. Processerna för produktion av kaliumstruvit, tidigare beskrivna, kan även tillämpas på urin (Wilsenach et al. 2007; Xu et al. 2015; Xu et al. 2016). Membrantekniker såsom framåt osmos har också studerats (Zhang et al. 2014), liksom återföring av hela urinfraktionen efter hygienisering eller genom torkning (Simha 2021).

10 Slutsatser

Litteratursammanställningen visade att det finns flera tekniker för kväveåtervinning från rejektvatten som finns i fullskala. Den teknik som implementerats i störst utsträckning är ammoniakstrippning. Tekniken är speciellt intressant om återvinning på ett ARV kan kombineras med storskalig produktion av kvävegödsel från andra källor, så som på VEAS i Oslo, eller om en kväveprodukt i fast form kan produceras, så som med Eco:N-tekniken som är under utprövning idag. Kontaktmembran är en annan teknik som finns i fullskala i Tyskland och som utvärderas i pilotskala på RecoLab i Helsingborg. Tekniken ger liknande förbrukning av kemikalier och energi som ammoniakstrippning.

Förutom ammoniakstrippning och kontaktmembran finns det flera tekniker som testats och implementerats i stor skala på spillvattenströmmar som liknar rejektvatten, så som lakvatten från deponier och rötresten från rötningsanläggningar. Termisk strippning av ammoniak med vidare kemisk reaktion med gips eller destillering till ammoniakvatten är de tekniker som bedöms ha störst potential för kväveåtervinning om det finns mycket spillvärme att tillgå eller om termiska processer för rötning, hydrolys eller karbonisering av slam används. Även indunstning och destillation är tekniker som finns i fullskala för hantering av rejektvatten från rötningsanläggningar och som har potential om en lokal avsättning av koncentratet är möjlig.

Utvärdering av klimatpåverkan och kostnader för kväveåtervinning visade en stor variation av resultat beroende på teknik och de antaganden som gjorts för utvärderingen. Driftkostnaden för kväveåtervinning med de etablerade teknikerna är lite högre än kostnaden för produktion av kvävegödsel från fossila och förnyelsebara källor, även när kostnaden för utebliven rening av rejektvatten med deammonifikationsprocessen tas med. Däremot är klimatpåverkan från kväveåtervinning lägre än motsvarande utsläpp från produktion av kvävegödsel och biologisk kväverening (som uppfyller samma funktion som kväveåtervinning). Det är dock lustgasemissionen vid biologisk kväverening som påverkar utfallet mest och den varierar mycket mellan anläggningar och reningstekniker. Flera nya återvinningstekniker, så som termisk strippning av ammoniak och struvitfällning kombinerat med syrabehandling, har en potential att ge både en lägre kostnad och en lägre klimatpåverkan med hänsyn till energianvändning och kemikalieförbrukning jämfört med dagens system. Dessutom talar såväl Miljöbalken som samhällets strävan mot en cirkulär bioekonomi för att kväve ska återvinnas överallt där det är rimligt.

Kväveåtervinning från rejektvatten är därför ett intressant område som kräver mer utveckling och utprövning. Rejektvatten innehåller ungefär samma andel av inkommande kvävebelastning som det finns i rötat slam. Det är därför viktigt att kväveåtervinningsaspekten tas med i beaktan när ett eventuellt förbud mot slamspridning diskuteras. Ett alternativ för att återvinna så mycket kväve som möjligt från avloppsströmmar är att införa källsorterade system och separat behandling av klosettwater/urin. Även återvinning från den lågkoncentrerade huvudströmmen av avloppsvatten har potential och litteraturstudien visar att det mest gångbara alternativet är att uppkoncentrera kvävet med jonbytestprocessen följt av återvinning med ammoniakstrippning eller kontaktmembran.

För fosforåtervinning fortsätter utvecklingen av tekniker i snabb takt och flertalet nya metoder finns inkluderade i sammanställningen av European Sustainable Phosphorus Platform (ESPP), Deutsche Phosphor Platform (DPP) och Nederlands Nutrient Platform (NNP) sedan sammanställningen av von Bahr och Kärrman (2019). För fosforåtervinning från slam på annat sätt än genom direkt spridning behövs troligtvis starka styrmedel eftersom kostnaden för sådan återvinning av fosfor är högre än kostande för fosfor utvunnen ur råfosfat. Dock saknas kostnadsunderlag för många av de nya metoderna.

Svavel är inte det mest prioriterade näringsämnet att återvinna från avloppsvatten

idag. Tillgången till billigt lättillgängligt icke oxiderat svavel är dock en förutsättning för fosforgödselproduktion. Vid behov kan gips användas som svavelgödsel. Av det svavel som finns i utgående vatten på ARV:n kan upp till 70 % härstamma från naturligt svavelinnehåll i råvattnet och det svavel som tillsätts reningsprocessen i form av fällningskemikalier på vattenverk och ARV. Rening av svavel på traditionella ARV är låg och halten kan även öka vid dosering av svavelinnehållande kemikalier. Teknisk potential finns för återvinning av svavel från avloppsslam och avloppsvatten genom anaerob reduktion till svavelväte och vidare oxidering till atomärt svavel. Det har dock inte testats, mest eftersom ekonomisk och miljömässig incitamentet för att återvinna svavel är låg.

En mycket liten del av kaliumet i inkommande avlopp återfinns i avloppsslammet och avloppsslam är därför inte den delströmmen med högst återvinningspotential för kalium. Större potential finns med återvinning ur vätskefasen. Rejektvatten har större potential i och med den högre koncentrationen av kalium, men allra störst är potentialen från källsorterad urin som innehåller den största mängden kalium.

Referenser

- Ahlgren, S., Bauer, F. och Hulteberg, C. (2015). Produktion av kvävegödsel baserad på förnybar energi - en översikt av teknik, miljöeffekter och ekonomi för några alternativ. Rapport nr 082. Institutionen för energi och teknik, Sveriges lantbruksuniversitet, Uppsala.
- Almqvist, H., Andersson, Å., Jensen, A. och Jönsson, H. (2007). Sammansättning och flöden på BDT-vatten, urin, fekalier och fast organiskt avfall i Gebers. SVU rapport 2007-05. Stockholm: Svenskt Vatten Utveckling.
- Alshameri, A., He, H., Zhu, J., Xi, Y., Zhu, R., Ma, L. och Tao, Q. (2018). Adsorption of ammonium by different natural clay minerals: characterization, kinetics and adsorption isotherms. *Applied Clay Science*. 159, 83-93.
- Anbalagan, A. (2018). A passage to wastewater nutrient recovery units : Microalgal-Bacterial bioreactors (PhD dissertation, Mälardalen University). Retrieved from <http://urn.kb.se/resolve?urn=urn:nbn:se:mdh:diva-39158>
- Andersson, S.L. (2020). Kväveåtervinning genom strippning och kristallisation. IVL Svenska Miljöinstitutet rapport B2412.
- Andersson, S. L., Rahmberg, M., Nilsson, Å., Grundestam, C., Saagi, R. och Nilsson, S. (2020). Utvärdering av framtida inflödesscenarier för svenska reningsverk – Vilken effekt har tillskottsvatten på miljöpåverkan och driftskostnad? (B 2387). IVL Svenska Miljöinstitutet.
- Atemis (2020). Wastewater treatment plant Käppala, Reject water treatment – preliminary planning.
- Baresel, C., Bornold, N., Yang, J., Kanders, L. och Eliasson, M. (2019). Lustgasutsläpp från behandlingen av rejektivatten vid Slottshagens reningsverk i Norrköping.
- Baresel, C., Yang, J., Bornold, N., Tjus, K., Kanders, L. och Westling, K. (2022). Direct GHG emissions from a pilot scale MBR-process treating municipal wastewater. *Advances in Climate Change Research*. 13 (1). <https://doi.org/10.1016/j.accre.2021.09.006>.
- Baresel, C., Lüdtke, M., Berg, M., Åfeldt, E. och Aronsson, A. (2017). Slamtorkning som en del av slamhantering vid Syvab Himmerfjärdsverket. IVL Svenska Miljöinstitutet rapport B2276.
- Baresel, C., Yang, J.J., Lazic, A. och Axegård, P. (2021). Framtida slamhantering vid Roslagsvattnets reningsverk i Margretelund: Beskrivning av nuläget för slambehandling. IVL Svenska Miljöinstitutet rapport B2430.
- Beckinghausen, A. et al. (2020). From removal to recovery: An evaluation of nitrogen recovery techniques from wastewater. *Applied Energy*. 263, 114616. <http://doi.org/10.1016/J.APENERGY.2020.114616>
- Bengtsson, S., Fujii, D., Arnell, M., Andersson, S. Carlsson, B., Held, H. och Gustavsson, D. (2019) Effektiv luftning - Design, drift, underhåll och upphandling av luftningsutrustning för kommunala avloppsreningsverk. Rapport 2019-23, Svenskt Vatten Utveckling.
- Bergström, R., Bjurhem, J.E., Ek, M., Björleinius, B. och Hellström, D. (2002). Koncentrering av närsalter från urin och rejektivatten från rötning av avloppsslam. IVL Svenska Miljöinstitutet rapport A22130.
- Betsholtz A. och Kjerstadius, H. (2018). Systemstudie över VA-system med indunstning och biokoladsorption. Rapport framtagen inom MACRO projektet.

-
- Brenttrup, F., Lammel, J., Stephani, T., och Christensen, B. (2018). Updated carbon footprint values for mineral fertilizer from different world regions. In 11th International Conference on Life Cycle Assessment of Food (LCA Food), Bangkok, Thailand.
- Bünemann (2021). Struvite's potential as an alternative phosphorus source for organic agriculture. Practice abstract by FiBL within RELACS project.
- Delegationen för cirkulär ekonomi (2021). Delegationens rapport 2021: Förslag på styrmedel som kan påskynda omställningen till en cirkulär ekonomi.
- Delegationen för cirkulär ekonomi (2022). Delegationens rapport 2022.
- Dockhorn, T. (2009). About the economy of phosphorus recovery. I: Proceedings of International Conference on Nutrient Recovery from Wastewater Streams, Vancouver, Canada.
- Casadellà, A., Kuntke, P., Schaetzle, O. och Loos, K. (2016). Clinoptilolite-based mixed matrix membranes for the selective recovery of potassium and ammonium. *Water Research*. 90, 62–70. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2015.12.017>
- Carbon Tracker Initiative (u.å.). Terms List. <https://carbontracker.org/resources/terms-list/#carbon-budgets> [2022-05-06]
- Cerruto, J., Dahlgren, S. och Starberg, K. (2013). Integrated reject water treatment and nitrogen enrichment of sludge. IWA Conference on Holistic Sludge Management, Maj 6-8, Västerås.
- Christensson, M., Ekström, S., Andersson Chan, A., Le Vaillant, E. och Lemaire, R. (2013). Experience from start-ups of the first ANITA Mox plants. *Water Science & Technology*. 67(12), 2677–2684.
- Chen, J.P., Chua, M.-L. och Zhang, B. (2002). Effects of competitive ions, humic acid, and pH on removal of ammonium and phosphorous from the synthetic industrial effluent by ion exchange resins. *Waste Manag.* 22, 711–719.
- Centriisys (u.å.). Post-digestion p-recovery MAGPREX™. <https://www.centriisys-cnp.com/magprex> [2022-02-18]
- Cooney, E.L., Booker, N.A., Shallcross, D.C. och Stevens, G.W. (1999). Ammonia Removal from Wastewaters Using Natural Australian Zeolite. I. Characterization of the Zeolite. *Sep. Sci. Technol.* 34, 2307–2327.
- Ek, M., Bergström, R., Bjurhem, J.E., Björleinius, B. och Hellström, D. (2006). Concentration of nutrients from urine and reject water from anaerobically digested sludge. *Water Science and Technology*. 54(11), 437-444.
- EasyMining (u.å.). Ash2Salt. <https://www.easymining.se/technologies/ash2salt/> [2022-02-18]
- ESPP, DPP, NNP (2021). ESPP – DPP – NNP phosphorus recovery technology catalogue. https://phosphorusplatform.eu/images/download/ESPP-NNP-DPP_P-recovery_tech_catalogue_v_3_9_21.pdf [2022-02-18]
- Eliasson, G. (1994). Utvärdering och resultatredovisning av ammoniakstrippingsanläggning i Eslöv 1992-06 – 1993-12. Samtek VA-enheten rapport.
- Eliasson, G. (1995). Supernatant treatment in Eslöv; Sweden: Results and experiences of ammonia-stripping method 1993-1994. I: Nitrogen removal from municipal wastewater, Ed: Valve, M. Nordic Council of Ministers: 123-130.
- Emilsson, K.B., Jenssen, P.D.J., Flatlandsmo, A., Grotarex, J., Hellström, D., Magid, J., Malmén, L., Palm, O. och Santala, E. (2006). Klosettavtensystem – Nordisk inventering och förslag till FoU. TemaNord 2006:503. Köpenhamn: Nordiska ministerrådet. <http://www.diva-portal.org/smash/get/diva2:702382/FULLTEXT01.pdf>
- Epcon (2021). Biogas digestate treatment by MVR evaporation. Produktdatablad.
-

-
- European Commission, Horizon (2020). Work Programme 2016-2017, Part 20, Annex G TRL-levels.
- Ezquerro, A. (2010). Struvite precipitation and biological dissolution. TRILA-LWR Degree Project 10:22.
- Farhana, S. (2015). Thermal decomposition of struvite: a novel approach to recover ammonia from wastewater using struvite decomposition products. Master Thesis. University of British Colombia.
- Finnson, A. och Lind, S. (2020). Hållbar och cirkulär VA – från avlopp till resurs. Rapport 2020/2021. Expertgruppen för hållbar och cirkulär VA inom Delegationen för cirkulär ekonomi.
- Finnson, A. och Lind, S. (2021). Hållbar och cirkulär VA – från avlopp till resurs. Rapport 2021/2022. Expertgruppen för hållbar och cirkulär VA inom Delegationen för cirkulär ekonomi.
- Fux, C. och Siegrist, H. (2004). Nitrogen removal from sludge digester liquids by nitrification/denitrification or partial nitrification/anammox: environmental and economical considerations. *Water Science and Technology*. 50(10), 19–26.
- Gustavsson, D.J.I. och la Cour Jansen, J. (2011a). Dynamics of nitrogen oxides emission from a full-scale sludge liquor treatment plant with nitrification. *Water Science and Technology*. 63(12), 2838–2845.
- GNS (2021). Digestate treatment system GNS: Proven method for N-recovery from digestate since 2008. Status 2021. Presentation.
- Graves, D. B., Bakken, L. B., Jensen, M. B., och Ingels, R. (2019). Plasma activated organic fertilizer. *Plasma Chemistry and Plasma Processing*. 39(1), 1-19.
- Gustavsson, D. (2010). Biological sludge liquor treatment at municipal wastewater treatment plants. *Vatten*. 66, 179-192.
- Högskolan i Borås (u.å.). Ökad fosforåtervinning från avloppsslam med kadmium-sänka genom en innovativ enstegs förbränningsprocess. <https://www.hb.se/forskning/forskningsportal/projekt/okad-fosforatervinning-fran-avloppsslam-med-kadmium-sanka-genom-en-innovativ-enstegs-forbranningsprocess/> [2022-02-18]
- Hoxha, A., och Christensen, B. (2019). The carbon footprint of fertiliser production: regional reference values. In *Proceedings-International Fertiliser Society*. 805, 1-20. International Fertiliser Society.
- Hermassi, M., Valderrama, C., Gibert, O., Moreno, N., Querol, X., Batis, N.H. och Cortina, J.L. (2017). Recovery of nutrients (N-P-K) from potassium-rich sludge anaerobic digestion side-streams by integration of a hybrid sorption-membrane ultrafiltration process: Use of powder reactive sorbents as nutrient carriers. *Science of The Total Environment*. 599–600, 422–430. <https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2017.04.140>
- Huang, H.M., Xiao, X.M. och Yan, B. (2009). Recycle use of magnesium ammonium phosphate to remove ammonium nitrogen from rare-earth wastewater. *Water Sci. Technol.* 59, 1093–1099. <https://doi.org/10.2166/wst.2009.086>
- Högberg C.J., Svärd, J., Enfält, P. och Cohen, Y. (2021). Decomposition of struvite. Patent SE1950734A1.t
- Jönsson, H., Baky, A., Jeppsson, U., Hellström, D. och Kärrman, E. (2005). Composition of urine, faeces, greywater and bio-waste - for utilisation in the URWARE model. Report 2005:6, Urban Water, Chalmers. Sverige.
- Jönsson, H. et al. (2015). Minska utsläpp av växthusgaser från rening av avlopp och hantering av avloppsslam.
-

Jönsson, H. (2019). Fosfor, kväve, kalium och svavel – tillgång, sårbarhet och återvinning från avlopp.

Jönsson, H., Vinnerås, B., Höglund, C., Stenström, T.A., Dalhammar, G. och Kirchmann, H. (2000). Källsorterad humanurin i kretslopp (Recycling source separated human urine). In Swedish, English summary. VA-FORSK Report 2000:1.

Högstrand et al. (2022, in print). Identifiering av betydande miljöpåverkan hos rejeckt-vattenrening med näringsåtervinning - En undersökning av två tekniker med hjälp av livscykelanalys. Uppsala: Sveriges lantbruksuniversitet. (Energi och teknik, 105).

James J.D. och van Delft Y.C. (2017). Power to ammonia process options: Input to power to ammonia value chains and business cases.

Johansson, S., Rusalleda, M., Saerens, B. och Colprim, J. (2018). Potassium recovery from centrate: taking advantage of autotrophic nitrogen removal for multi-nutrient recovery. *Journal of Chemical Technology & Biotechnology*, 94. <https://doi.org/10.1002/jctb.5828>

Kataki, S., West, H., Clarke, M. och Baruah, D.C. (2016). Phosphorus recovery as struvite: Recent concerns for use of seed, alternative Mg source, nitrogen conservation and fertilizer potential. *Resources, Conservation and Recycling*. 107, 142-156.

Kehrein, P. et al. (2020). A critical review of resource recovery from municipal wastewater treatment plants – market supply potentials, technologies and bottlenecks. *Environmental Science: Water Research & Technology*. 6(4), 877–910. <https://doi.org/10.1039/C9EW00905A>

Kuntke, P. et al. (2018). (Bio)electrochemical ammonia recovery: progress and perspectives. *Applied Microbiology and Biotechnology*. 102(9), 3865–3878. <https://doi.org/10.1007/S00253-018-8888-6/TABLES/3>

Kampschreur M.J., Poldermans R., Kleerebezem R., van der Star W.R.L., Haarhuis R., Abma W.R., Jetten M.S.M. och van Loosdrecht M.C.M. (2009). Emission of nitrous oxide and nitric oxide from a full-scale single-stage nitrification-anammox reactor. *Water Science & Technology*. 60(12), 3211–3217.

Kjerstadius, H., Jansen, J.C., Stålhandske, L., Eriksson, E., Olsson, M. och Davidsson, Å. (2012). Rötning av avloppsslam vid 35, 55 och 60 °C. *Svenskt Vatten rapport 2012-15*.

Kocaturk, N.P. (2016). Recovery of nutrients from biogas digestate with biochar and clinoptilolite. PhD thesis, Wageningen University and University of Copenhagen.

Lantmännen (2022). Bakgrunden till rusande priser. <https://www.lantmannen.se/vara-agare/tidningen-grodden/bakgrunden-till-rusande-priser/>

Lubensky, J. och Ellersdorfer, M. (2021). Pilot Scale Experiments for Ammonium Recovery from Sludge Liquor at a Municipal Waste Water Treatment Plant. *Journal of Sustainable Development of Energy, Water and Environment Systems*. 9(2), 1-11. <https://doi.org/10.13044/J.SDEWES.D8.0349>

Liberti, L., Boari, G., Petruzzelli, D. och Passino, R. (1981). Nutrient removal and recovery from wastewater by ion exchange. *Water Res.* 15, 337–342.

Lüdtke, M., Berg, M., Berg, S., Baresel, C., Söhr, S., Bengtsson, L. och Levlin, E. (2016). Rötning med integrerad slamförtjockning för ökad biogasproduktion. *Svenskt Vatten rapport 2016-06*.

Malovanyy, A., Sakalova, H., Yatchyshyn, Y., Plaza, E. och Malovanyy, M. (2013). Concentration of ammonium from municipal wastewater using ion exchange process. *Desalination*. 329: 93-102.

Malovanyy, A. och Baresel, C. (2019). Ny slamtork på Himmerfjärdsverket: Utredning av olika alternativ och utvärdering av offerter. IVL Svenska Miljöinstitutet rapport U6155.

-
- Menkveld, H.W.H. och Broeders, E. (2018). Recovery of ammonia from digestate as fertilizer. *Water Practice and Technology*. 13 (2), 382–387. <https://doi.org/10.2166/wpt.2018.049>
- Moerman, W. (2012). Method for purifying wastewater with ammonium removal. Patent EP 2619144B1.
- Muys, M., Phukan, R., Brader, G., Samad, A., Moretti, M., Haiden, B., Pluchon, S., Roest, K., Vlaeminck, S.E. och Spiller, M. (2021). A systematic comparison of commercially produced struvite: Quantities, qualities and soil-maize phosphorus availability. *Science of The Total Environment*. 756, 143726.
- Nordebring, S. (2019). Kväverening av rejektvatten genom deammonifikation eller adsorption med biokol.
- Nordzell, H. och Swanberg, Å.S. (2018). Samhällsekonomisk analys av VA-system i Norra Djurgårdsstaden. Rapport framtagen inom MACRO projektet.
- Nagy, J., Kaljunen, J. och Toth, A. J. (2019). Nitrogen recovery from wastewater and human urine with hydrophobic gas separation membrane: experiments and modelling, *Chemical Papers*. 73(8), 1903–1915. <http://doi.org/10.1007/S11696-019-00740-X/FIGURES/9>
- Naturvårdsverket och SCB (2020). Utsläpp till vatten och slamproduktion 2018 – Kommunala avloppsreningsverk, massa- och pappersindustri samt viss övrig industri. Statistiska meddelanden serie MI22 SM2020.
- Nordlander, E. et al. (2017). Simulation of energy balance and carbon dioxide emission for microalgae introduction in wastewater treatment plants. *Algal Research*. 24, 251–260. <http://doi.org/10.1016/J.ALGAL.2017.03.026>
- Nordlander, E. (2017). System studies of Anaerobic Co-digestion Processes (PhD dissertation, Mälardalen University Press). <http://urn.kb.se/resolve?urn=urn:nbn:se:mdh:diva-36515>
- Organics (2020). Ammonia from wastewater: recovery and utilisation. Data sheet ODSP35.
- Olsson, J. (2018). Co-digestion of microalgae and sewage sludge - A feasibility study for municipal wastewater treatment plants (PhD dissertation, Mälardalen University). <http://urn.kb.se/resolve?urn=urn:nbn:se:mdh:diva-39154>
- Olsson, J. et al. (2018). Anaerobic co-digestion of sludge and microalgae grown in municipal wastewater - A feasibility study. *Water Science and Technology*. 77(3). <http://doi.org/10.2166/wst.2017.583>
- Paulik, F. och Paulik, J. (1975). TG and EGA investigations of the decomposition of magnesium ammonium phosphate hexahydrate by means of the derivatograph under conventional and quasi-isothermal-quasi-isobaric conditions. *J. Therm. Anal.* 8, 557–566.
- Paqell (2021a). Thiopaq O&G desulphurisation: the power of nature. Process data sheet.
- Paqell (2021b). Citation Corp. – THIOPAQ O&G plant. Reference Case.
- Persson, E., Ossiansson, E., Carlsson, M., Uldal, U. och Olsson, L.E. (2010). Rötning med inledande biologiskt hydrolyssteg för ökad metanutvinning på avloppsreningsverk och biogasanläggningar. Svensk gascenter rapport SGC 215.
- Powlson, D.S. och Dawson, C.J. (2022). Use of ammonium sulphate as a sulphur fertilizer: Implications for ammonia volatilization. *Soil Use and Management*. 38.1, 622–634.
-

wPosadas, E. et al. (2017). Simultaneous biogas upgrading and centrate treatment in an outdoors pilot scale high rate algal pond. *Bioresource Technology*. 232, 133–141. <http://doi.org/10.1016/J.BIORTECH.2017.01.071>

Prot, T., Nguyen, V.H., Wilfert, P., Dugulan, A.I., Goubitz, K., De Ridder, D.J., Korving, L., Rem, P., Bouderbala, A., Witkamp, G.J. och van Loosdrecht, M.C.M (2019). Magnetic separation and characterization of vivianite from digested sewage sludge. *Separation and Purification Technology*. 224, 564-579. <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2019.05.057>

Richter, L. et al. (2021). Hohlfaser-Membrankontakto­ren zur Stickstoffrückgewinnung aus Prozesswasser einer kommunalen Kläranlage, *Chemie Ingenieur Technik*, 93(9), pp. 1440–1444. <http://doi.org/10.1002/CITE.202100019>

Remondis (u.å.). Phosphorus recovery. <https://www.remondis-sustainability.com/en/acting/phosphorus-recovery/> [2022-02-18]

Simha, P. (2021). Alkaline Urine Dehydration: how to dry source-separated human urine and recover nutrients? [Doktorsavhandling]. <https://pub.epsilon.slu.se/23473/> [2021-12-13]

Svensson, S-E., Mattsson, J.E., Englund, J.E., och Johansson, C. (2015). Halter av 60 spårelement relaterat till fosfor i klosett­vatten – huvudstudie. Rapport 2015-10, Svenskt Vatten Utveckling.

SOU 2020:3. (2020). Hållbar slamhantering: Betänkande av Utredningen om en giftfri och cirkulär återföring av fosfor från avloppsslam.

Stenström, F., la Cour Jansen, J., Andersson Chan, A., Eliasson, M., Eriksson, Y., Marsteng, A-K., Sehlén, R. och Thelin, G. (2017). Rejektvattenbehandling – en kunskapssammanställning. Rapport 2017-11, Svenskt Vatten Utveckling, Stockholm.

Stenström, F., Baresel, C. och la Cour Jansen, J. (2013). Nitrous oxide production under varied C/N-ratio and DO in an SBR treating digester supernatant. Nordiska avloppskonferensen, NORDIWA 2013. Oktober 2013, Malmö.

Schnürer, A., Castillo, M.P., Edström, M., Andersson Chan, A., Karlsson, S. och Nilse, P.J. (2017). Termisk hydrolys vid Sundets biogasanläggning: Utvärdering av förbehandling av rötslam i Växjö. *Energiforsk rapport 2017:367*.

Simha, P. (2021). Alkaline urine dehydration: How to dry source-separated human urine and recover nutrients? *Acta Universitatis Agriculturae Sueciae* 2021:28. Doktorsavhandling SLU.

Sugiyama, S., Yokoyama, M., Ishizuka, H., Sotowa, K.I., Tomida, T. och Shigemoto, N. (2005). Removal of aqueous ammonium with magnesium phosphates obtained from the ammonium-elimination of magnesium ammonium phosphate. *J. Colloid Interface Sci.* 292, 133–138.

Sutherland, D. L. et al. (2018). Seasonal performance of a full-scale wastewater treatment enhanced pond system. *Water Research*. 136, 150–159. <http://doi.org/10.1016/J.WATRES.2018.02.046>

Toledo-Cervantes, A. et al. (2017). A comparative analysis of biogas upgrading technologies: Photosynthetic vs physical/chemical processes. *Algal Research*. 25, 237–243. <http://doi.org/10.1016/J.ALGAL.2017.05.006>

Thornton, A., Pearce, P. och Parsons, S.A. (2007). Ammonium removal from solution using ion exchange on to MesoLite, an equilibrium study. *Journal of Hazardous Materials*. 147(3), 883-889.

Thyssenkrupp (2022). Ammonia Technology. https://d2zo35mdb53owx.cloudfront.net/_legacy/UCPthyssenkruppBAIS/assets.files/products___services/fertilizer_plants/ammonium_sulphate_plants/brochure-ammonia_scr.pdf

Trading Economics (2022). EU Carbon Permits. <https://tradingeconomics.com/commodity/carbon> [2022-06-10]

Tumlin, S. Gustavsson, D. och Bernstad Saraiva Schott, A. (2013). Klimatpåverkan från avloppsreningsverk.

ULiège Université (2021). ULiège has developed a demonstrator for recovering phosphorus from our wastewater. https://www.uliege.be/cms/c_13764259/en/uliege-has-developed-a-demonstrator-for-recovering-phosphorus-from-our-wastewater [2022-02-18]

Ueno, Y. och Fujii, M. (2001). Three years experience of operating and selling recovered struvite from full-scale plant. *Environmental Technology*. 22, 1373–1381.

Ulbricht, M. et al. (2013). Ammonia Recovery from Industrial Wastewater by TransMembraneChemiSorption. *Chemie Ingenieur Technik*. 85(8), 1259–1262. <http://doi.org/10.1002/CITE.201200237>

Uzkurt Kaljunen, J. et al. (2021). Newly developed membrane contactor-based N and P recovery process: Pilot-scale field experiments and cost analysis. *Journal of Cleaner Production*. 281, 125288. <http://doi.org/10.1016/J.JCLEPRO.2020.125288>

Vecino, X. et al. (2020). Integration of liquid-liquid membrane contactors and electrodialysis for ammonium recovery and concentration as a liquid fertilizer. *Chemosphere*. 245, 125606. <http://doi.org/10.1016/J.CHEMOSPHERE.2019.125606>

von Bahr, B. och Kärrman, E. (2019). Tekniska processer för fosforåtervinning ur avloppsslam. Rapport 2019:59, RISE.

Vineyard, D., Hicks, A., Karthikeyan, K.G. och Barak, P. (2020). Economic analysis of electrodialysis, denitrification, and anammox for nitrogen removal in municipal wastewater treatment. *Journal of Cleaner Production*. 262. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2020.121145>.

Wilsenach, J.A., Schuurbijs, C.A.H. och van Loosdrecht, M.C.M. (2007). Phosphate and potassium recovery from source separated urine through struvite precipitation. *Water Research*. 41 (2), 458–466. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2006.10.014>

Wang, M. et al. (2018). Hybrid algal photosynthesis and ion exchange (HAPIX) process for high ammonium strength wastewater treatment. *Water Research*. 142, 65–74. <http://doi.org/10.1016/J.WATRES.2018.05.043>

Ward, A. J. et al. (2018). Nutrient recovery from wastewater through pilot scale electrodialysis, *Water Research*. 135, 57–65. <http://doi.org/10.1016/J.WATRES.2018.02.021>

Wu, X. och Modin, O. (2013). Ammonium recovery from reject water combined with hydrogen production in a bioelectrochemical reactor. *Bioresource Technology*. 146, 530–536. <http://doi.org/10.1016/J.BIORTECH.2013.07.130>

Xu, K., Li, J., Zheng, M., Zhang, C., Xie, T. och Wang, C. (2015). The precipitation of magnesium potassium phosphate hexahydrate for P and K recovery from synthetic urine. *Water Research*. 80, 71–79. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2015.05.026>

Xu, K., Zhang, C., Li, J., Cheng, X. och Wang, C. (2016). Removal and recovery of N, P and K from urine via ammonia stripping and precipitations of struvite and struvite-K. *Water Science and Technology*. 75 (1), 155–164. <https://doi.org/10.2166/wst.2016.494>

Zhang, T., Ding, L., Ren, H. och Xiong, X. (2009). Ammonium nitrogen removal from coking wastewater by chemical precipitation recycle technology. *Water Res.* 43, 5209–5215. <http://doi.org/10.1016/j.watres.2009.08.054>

-
- Zou, S. et al. (2017). Nutrient-energy-water recovery from synthetic sidestream concentrate using a microbial electrolysis cell - forward osmosis hybrid system. *Journal of Cleaner Production*. 154, 16–25. <http://doi.org/10.1016/J.JCLEPRO.2017.03.199>
- Zou, S. och He, Z. (2018). Efficiently “pumping out” value-added resources from wastewater by bioelectrochemical systems: A review from energy perspectives. *Water Research*. 131, 62–73. <http://doi.org/10.1016/J.WATRES.2017.12.026>
- Zhang, J., She, Q., Chang, V.W.C., Tang, C.Y. och Webster, R.D. (2014). Mining Nutrients (N, K, P) from Urban Source-Separated Urine by Forward Osmosis Dewatering. *Environmental Science & Technology*. 48 (6), 3386–3394. <https://doi.org/10.1021/es405266d>
- Yuan, H., Lu, T., Wang, Y., Chen, Y. och Lei, T. (2016). Sewage sludge biochar: Nutrient composition and its effect on the leaching of soil nutrients. *Geoderma*. 267, 17–23. <https://doi.org/10.1016/j.geoderma.2015.12.020>
- Yara (2019). Vägen mot fossilfri växtnäring. <https://www.yara.se/vaxtnaring/aktuellt/fossilfri/> [2022-04-26]
- Yara (2021). Yara begins electrifying the factory at Herøya. <https://www.yara.com/corporate-releases/yara-begins-electrifying-the-factory-at-heroya/> [2022-04-26]

Svenskt Vatten

UTVECKLING

Svenskt Vatten Utveckling

Svenskt Vatten AB

POSTADRESS BOX 14057, 167 14 Bromma

BESÖKSADRESS Gustavslundsvägen 12, 167 51 Bromma

TELEFON 08-506 002 00

E-MAIL svensktvatten@svensktvatten.se

www.svensktvatten.se