Behandeling van stikstofrijke retourstromen op de rwzi Utrecht

Samenvatting
In dit artikel wordt een overzicht gegeven van het in STOWA-verband uitgevoerde onderzoek naar de behandeling van stikstofrijke retourstromen uit de slibverwerking (rejectiewater) op de rwzi Utrecht. Er zijn drie technieken in beschouwing genomen: airliftreactor, ammoniakstripproces (lucht en stoom) en de precipitatie van magnesiumammoniumfosfaat (MAP-proces) met recirculatie (CAFR-proces). Uit het onderzoek blijkt dat de onderzochte technieken met uitzondering van het CAFR-proces geschikt zijn voor de behandeling van stikstofrijke retourstromen, mits wordt voldaan aan een aantal randvoorwaarden voor de bedrijfsvoering. De exploitatiekosten voor de behandeling van rejectiewater zijn sterk afhankelijk van lokatiespecifieke factoren en bedragen voor een rwzi van 400.000 i.e. in het gunstigste geval ongeveer f 8,– per kg $N\text{-}Kj_{verwijderd}$.

E. VAN DER ZANDT
DHV Water BV

H. JANUS
DHV Water BV

C. UIJTERLINDE
provincie Utrecht, Dienst Water

Inleiding

Om binnen het beheersgebied van de provincie Utrecht te kunnen voldoen aan de in de AMvB geëiste 75% verwijdering van stikstof, moet de rwzi Utrecht worden aangepast. Conventionele uitbreiding door het bijbouwen van aëratievolume is vanwege het beschikbare terrein problematisch en relatief duur. Met het dynamische simulatiemodel STREAM® is een aantal mogelijke aanpassingen van de rwzi Utrecht bestudeerd [1]. Uit de simulaties is naar voren gekomen dat het behandelen van de stikstofrijke retourstromen uit de slibverwerking (rejectiewater) in het kader van de stikstofverwijdering een belangrijke rol kan spelen. Rejectiewater heeft vaak een belangrijk aandeel in de totale stikstofbelasting van een rwzi (10-20%), hoewel het slechts een klein deel van de hydraulische aanvoer uitmaakt. Uit bureaustudies [2] is gebleken dat vier behandelingsmethoden interessant zijn voor de behandeling van deze stikstofrijke retourstromen:

- hooggesuspendeerd actief-slibsysteem met ultrafiltratie (membraanbioreactor);
- ammoniakstrippen;
- precipitatie van magnesiumammoniumfosfaat (MAP-proces) met recirculatie (CAFR-proces);
- airliftreactor.

Om de mogelijke behandelingsmethoden te dimensioneren en onderling te vergelijken is onderzoek op semi-technische schaal verricht. Dit onderzoek is in STOWA-verband uitgevoerd in samenwerking met een aantal waterkwaliteitsbeheerders en ingenieursbureaus. Het onderzoek heeft tot doel inzicht te krijgen in de mogelijkheden van behandeling van rejectiewater ten aanzien van algemene toepasbaarheid (verschillende NH_4-concentraties en temperaturen), dimensioneringsgrondslagen, stichtings- en exploitatiekosten, bedrijfsvoeringaspecten en gevoeligheden van de onderzochte systemen. De resultaten zijn vastgelegd in afzonderlijke rapportages [3-8], en ook in een evaluatierapport [9].

Dit artikel presenteert een evaluatie van de op de rwzi Utrecht onderzochte technieken, te weten: de airliftreactor, lucht- en stoomstrippen en het MAP- en CAFR-proces.

Rwzi Utrecht

De rwzi Utrecht (450.000 i.e.) is een tweetraps actief-slibsysteem met een hoogbelaste eerste trap. Het slib wordt gravitair ingedikt en vergist (warme en koude gisting). Het uitgegiste slib wordt met behulp van centrifuges ontwaterd. Het overloopwater van de koude gisting en het centrifugaat maken samen ongeveer 13% van de totale stikstofvracht in het influent uit, maar slechts 1% van de hydraulische aanvoer.
Voor het onderzoek is om logistieke redenen het centrifugaat als representatieve deelstroom genomen. In tabel I zijn de belangrijkste gegevens van het centrifugaat samengevat.

Airliftreactor

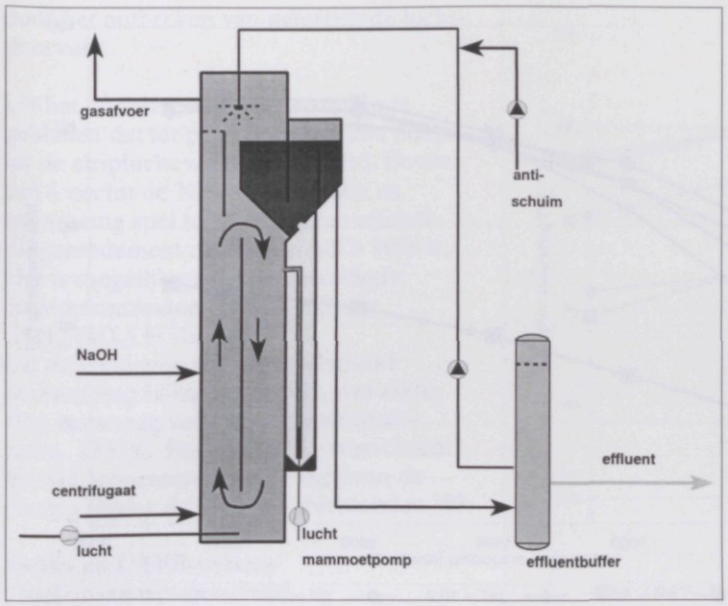
Beschrijving van de techniek
De drie-fasen airliftreactor is een compact biologisch afvalwaterzuiveringssysteem, waarin de biomassa aan dragermateriaal (basalt) is gehecht [10, 11]. Het dragermateriaal wordt in een airlift-loop in suspensie gehouden. Een proces-flowschema is weergegeven in afbeelding 1. De door Paques BV geleverde proefinstallatie omvat de volgende onderdelen:

- reactor, volume 3,4 m^3, waarvan 2,2 m^3 aëroob en 1,2 m^3 anoxisch. De vloeistofhoogte bedraagt 7,5 m;
- drie-fasenscheider;
- compressor, capaciteit 45 Nm^3/h;
- mammoetpomp, recirculatiedebiet 10-20 m^3/h.

Bedrijfsvoeringsaspecten
Zwevend stof in het centrifugaat wordt in principe volledig met de afloop van de reactor afgevoerd. Bij hoge zwevend-stofconcentraties, zoals die kunnen voorkomen in centrifugaat, kan door invang echter verlies van dragermateriaal optreden. Daarnaast is het noodzakelijk om grove verontreinigingen te verwijderen om vervuiling van meetsondes te voorkomen. Het is goed mogelijk hiervoor zelfreinigende zeven toe te passen.
Om de pH binnen de gewenste grenzen te houden, is een betrouwbare pH-regeling noodzakelijk. Het installeren van een regeling, gebaseerd op twee meetsondes, wordt in dit geval als voldoende beschouwd.
Boven het ontgassingsgedeelte van de drie-fasenscheider kan schuimvorming optreden. Dit houdt mogelijk verband met de aanwezigheid van restanten poly-electroliet in het rejectiewater. Bij een te grote mate van schuimvorming treedt verlies van dragermateriaal uit de reactor op.

TABEL I – *Karakterisering centrifugaat.*

parameter	eenheid	gemiddeld	minimum	maximum
debiet	m^3/h	720	240	960
CZV	mg/l	735	181	8.020
CZV-opgelost	mg/l	125	90	233
BZV_5	mg/l	10	7	25
N-Kj	mg N/l	385	268	506
NH_4-opgelost	mg N/l	365	263	505
P-totaal	mg P/l	16,8	5,6	30
P-ortho	mg P/l	11,2	3,1	24
zwevend stof	mg/l	415	30	4.935
m-getal	meq/l	28,4	25,2	31,5

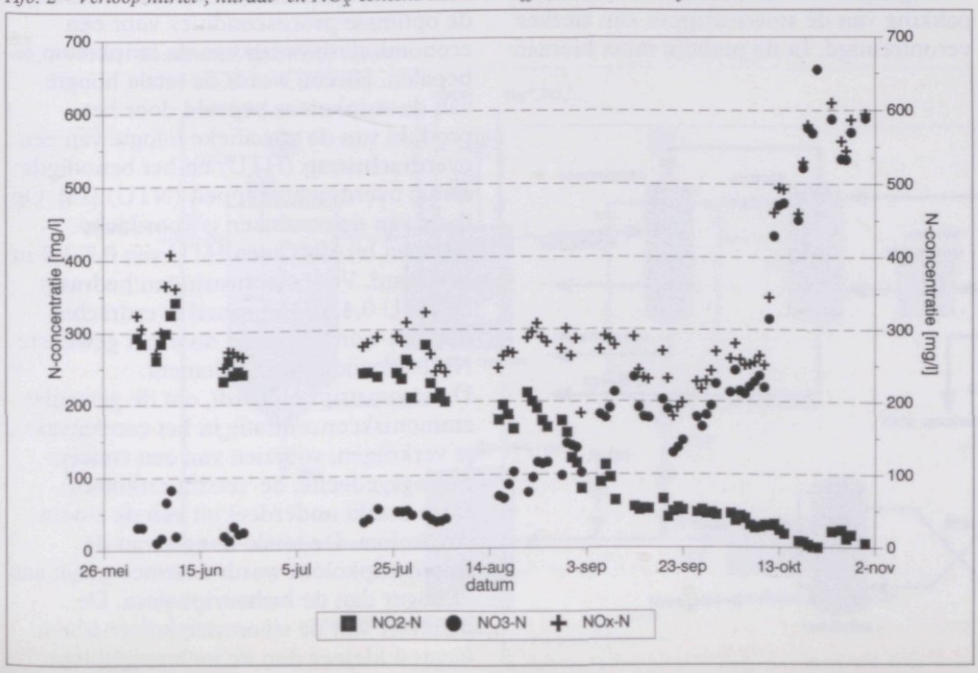


Afb. 1 - Procesflowschema airliftreactor.

Om dit te voorkomen is dosering van een anti-schuimmiddel in combinatie met versproeiing van effluent op het wateroppervlak noodzakelijk.
De luchtinbreng heeft bij de airliftreactor de functies van zuurstofinbreng en drijvende kracht voor de stroming. Bij uitval van de beluchting zakt het dragermateriaal uit, wat leidt tot verstopping en afsterving van de biofilm. Het is daarom noodzakelijk om voldoende reservecapaciteit van de compressoren te installeren.

Resultaten en evaluatie
Tijdens het onderzoek heeft de nadruk gelegen op het vaststellen van de nitrificatiecapaciteit bij verschillende procescondities. Hierbij is eerst een nitrificerende populatie in de biofilm gekweekt, waarna de N-belasting verder is opgevoerd door verhoging van het influentdebiet tot een maximum van 1 m^3/h. De nitrificatiecapaciteit nam daarbij toe, evenals de begroeiing op het dragermateriaal.
In afbeelding 2 zijn de nitriet-, nitraat- en NO_x-concentraties in het effluent als functie van de tijd weergegeven. Uit de afbeelding blijkt dat tot begin augustus het grootste gedeelte van het geproduceerde NO_x-N uit nitriet bestond. In deze periode vond bij de heersende procescondities (pH, rest-ammoniumconcentratie) een selectieve inhibitie van de omzetting van nitriet naar nitraat plaats. Er is bewust voor deze 'nitriet-route' gekozen, omdat deze een aantal duidelijke voordelen kent met het oog op het O_2-verbruik en de C-brondosering voor denitrificatie [12]. Vanaf begin augustus nam echter de nitraatconcentratie gestaag toe, totdat uiteindelijk vrijwel alle NO_x-N uit nitraat bestond. Het is in deze periode niet mogelijk gebleken de nitrietoxydatie met behulp van NH_3 te inhibiteren.

Afb. 2 - Verloop nitriet-, nitraat- en NO_x-concentratie in het effluent van de airliftreactor.



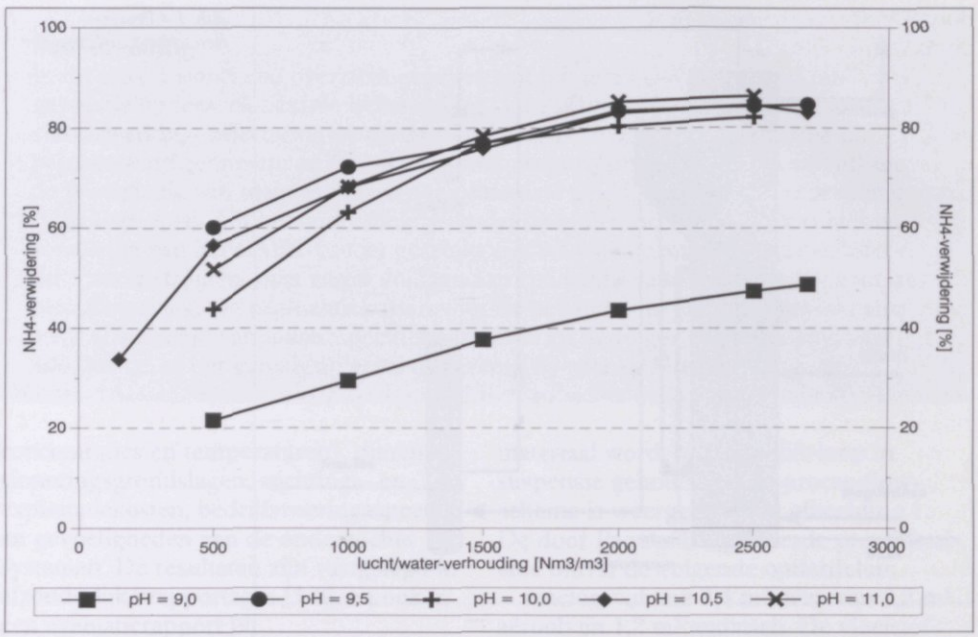
Uit het onderzoek blijkt dat ammonium met een rendement van 90% kan worden verwijderd tot een N-belasting van circa 2,8 kg N/(m^3.d). Bij een hogere belasting neemt de N-verwijdering niet meer toe, maar bereikt een maximum van 2,3-2,6 kg N/(m^3.d). De maximale omzetting wordt gelimiteerd door de zuurstofoverdracht. Voor de opschaling van de pilot plant naar een praktijkinstallatie moet rekening worden gehouden met een verbeterde zuurstofoverdracht door de grotere hoogte van de praktijkinstallatie (15 m). Dit resulteert in een hogere NH_4-N-verwijdering in de praktijkreactor. Bij een rendement van 90% bedraagt de N-belasting dan 3,3 kg NH_4-N/(m^3.d).
Het organische stofgehalte in de reactor bedroeg circa 8 g ods/l. De N-belasting bedroeg 0,35 kg NH_4-N/(kg ods.d). Dit is een factor 15-20 hoger in vergelijking met een nitrificerende actief-slibinstallatie. De berekende slibproduktie komt overeen met de theoretisch verwachte produktie en bedraagt 0,15 kg ods/kg $N_{verwijderd}$.

Door de nitrificatie is dosering van loog noodzakelijk. Het loogverbruik is afhankelijk van de mate van nitrificatie, denitrificatie, de alkaliteit van het water en de procescondities (pH). Het loogverbruik in de proefinstallatie kwam overeen met 1,1 mol/mol NH_4-$N_{verwijderd}$. De aanwezige alkaliteit in het afvalwater resulteerde in een besparing van 45% op het loogverbruik ten opzichte van volledige compensatie van het alkaliteitsverlies bij nitrificatie (2 mol/mol $N_{verwijderd}$).
Voor schuimbestrijding is per dag gemiddeld 1-2 l anti-schuimmiddel (verdund tot 20 ppm) verbruikt.

Tijdens het onderzoek is in de anoxische ruimte geen significante nitraatverwijdering geconstateerd. Onderzoek naar denitrificatie met een externe C-bron is niet uitgevoerd.

Lucht- en stoomstripinstallatie
Beschrijving van de techniek
Een groot deel van de stikstof in het rejectiewater is in de vorm van ammonium aanwezig. Door de pH van de vloeistof te verhogen verschuift het dissociatie-evenwicht van ammonium/ammoniak naar de ammoniakzijde. Ammoniak is een in water

goed oplosbaar gas en in deze vorm stripbaar. Hiertoe wordt de waterstroom in contact gebracht met een gasfase. De gasfase is arm aan ammoniak, waardoor ten gevolge van het concentratieverschil ammoniakoverdracht naar de gasfase optreedt [13]. Naast de pH is de temperatuur van invloed op het NH_4/NH_3-evenwicht. De verdeling van het ammoniak over de vloeistoffase en de gasfase wordt bepaald door de temperatuur en de gas/water-verhouding.
Een gebruikelijke uitvoeringsvorm van het stripproces is een striptoren. Hierin wordt water meestal in tegenstroom in contact gebracht met de gasfase. Om het uitwisselend oppervlak te vergroten is in de striptoren een pakking aangebracht.
Bij het stripproces wordt onderscheid gemaakt tussen luchtstrippen en stoomstrippen. De gasfase bij deze processen bestaat respectievelijk uit lucht en stoom. Het voornaamste verschil tussen deze twee typen stripprocessen bestaat uit de nabehandeling van de ammoniakrijke gasfase. Bij luchtstrippen bestaat deze meestal uit het wassen met een zuur, waarbij een ammoniumzout ontstaat. Ook is het mogelijk om de ammoniakhoudende lucht (katalytisch) te verbranden, zodat geen reststoffen ontstaan [14]. Bij stoomstrippen wordt de ammoniakrijke stoom gecondenseerd, waarna de ammoniakale oplossing door refluxen in een rectificeerkolom wordt geconcentreerd.
Een proces-flowschema van het lucht- en het stoomstripproces is weergegeven in afbeelding 3. De proefinstallaties zijn geleverd door Rauschert GmbH/Watergroup a/s. De proefinstallaties hebben elk een capaciteit van 1 m^3/h en bestaan uit de volgende onderdelen:
- voorbehandeling (CO_2-stripper, flocculatie/precipitatie, warmtewisselaar);

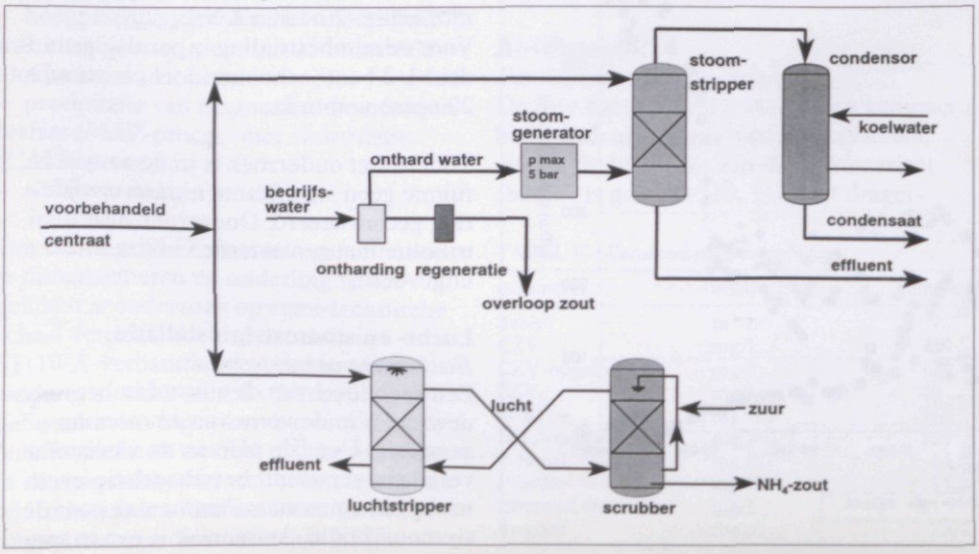


Afb. 4 - Rendementen luchtstripproces bij 50 °C (kolomhoogte 2 m).

- (lucht)stripkolom (H = 2 m, ∅ = 0,4 m);
- scrubber (H = 2 m, ∅ = 0,5 m);
- katalytische verbrandingsinstallatie;
- (stoom)stripkolom (H = 2 m, ∅ = 0,4 m);
- condensor;
- stoomgenerator.

Bedrijfsvoeringsaspecten
Het voornaamste probleem bij de bedrijfsvoering van de strippers was scaling door het in het rejectiewater aanwezige bicarbonaat en calcium. Door het lage rendement van de CO_2-stripper in de proefinstallatie is afzetting van $CaCO_3$ opgetreden. Het oppervlak van de pakking in de luchtstripper is hierdoor overigens relatief weinig afgenomen. Het verdeelwerk en de pakking van de stoomstripper zijn sterker verontreinigd. In de praktijk moet hieraan bij beide systemen de nodige aandacht worden geschonken. Er is geen aangroei van biomassa in de striptorens waargenomen.

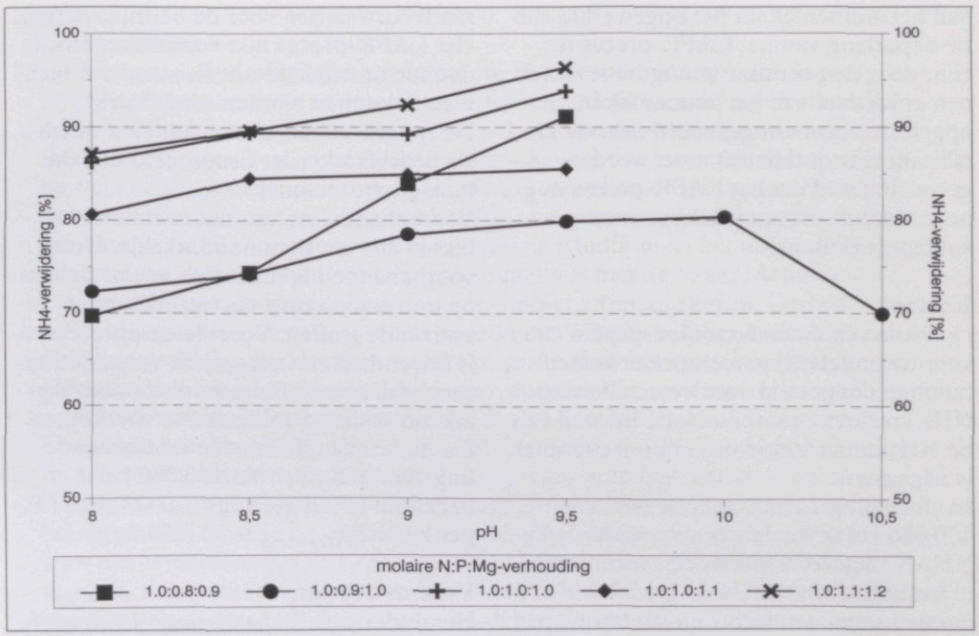
Afb. 3 - Proces-flowschema stripinstallaties.



Resultaten en evaluatie
Tijdens het onderzoek is de invloed van een groot aantal verschillende procesvariabelen (pH, temperatuur, gas/waterverhouding) bij verschillende NH_4-concentraties nagegaan. In afbeelding 4 zijn de resultaten van de metingen bij 50 °C en ± 450 mg NH_4-N/l samengevat. Uit de overige metingen blijkt dat het NH_4-verwijderingsrendement nagenoeg onafhankelijk is van de ammoniumingangsconcentratie.
De onderzoekresultaten zijn bewerkt om de optimale procescondities voor een economisch ontwerp van de stripkolom te bepalen. Hierbij wordt de totale hoogte van de stripkolom bepaald door het produkt van de specifieke hoogte van een overdrachtstrap (HTU) en het benodigde aantal overdrachtstrappen (NTU) [15]. Op basis van de resultaten is voor luchtstrippen bij 50 °C een HTU van 0,7-1,0 m berekend. Voor stoomstrippen bedraagt de HTU 0,4 m. Het aantal overdrachtstrappen wordt bepaald door het gewenste NH_4-verwijderingsrendement.
De stoomstripper wordt, om de gewenste ammoniakconcentratie in het condensaat te verkrijgen, voorzien van een concentreringsgedeelte, de 'rectificeerkolom'. Deze maakt onderdeel uit van de stoomstripkolom. De totale hoogte van de stoomstripkolom wordt daarmee gelijk aan of hoger dan de luchtstripkolom. De diameter van de stoomstripkolom is een factor 4 kleiner dan de luchtstripkolom,

door het ontbreken van geforceerde luchtdoorvoer.

Uit het onderzoek met de scrubber is gebleken dat tot pH 3,5 vrijwel alle NH_3 uit de striplucht wordt verwijderd. Boven pH 4 neemt de NH_3-concentratie na gaswassing snel toe, hoewel het afscheidingsrendement dan nog altijd > 90% is. Het is mogelijk gebleken verzadigde ammoniumzouten ($(NH_4)_3PO_4$ en $(NH_4)_2SO_4$) te vormen.
Uit de resultaten van de katalytische verbranding blijkt dat de NH_3-verwijdering nagenoeg volledig is bij temperaturen 275 °C. Boven 310 °C overschrijdt de NO_x-concentratie in de afgassen de norm volgens de Richtlijn Verbranden '89.



Afb. 6 - NH_4-verwijdering bij verschillende pH's en molaire N:P:Mg-verhoudingen.

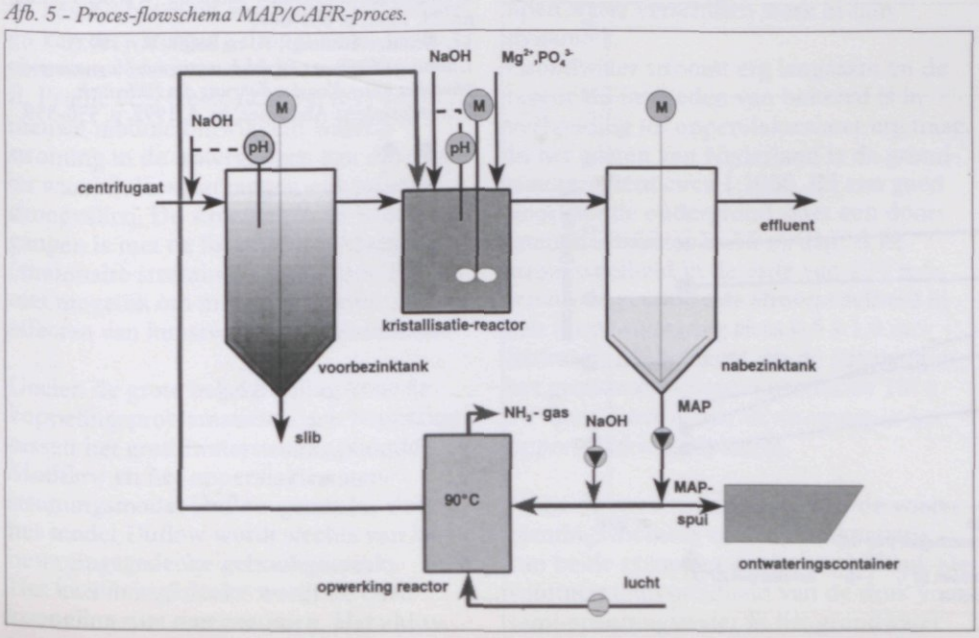
MAP- en CAFR-proces

Beschrijving van de techniek

Het MAP-proces is gebaseerd op de vorming van het onoplosbare magnesium-ammoniumfosfaat (MAP). Aan het te behandelen ammoniumrijke water worden magnesium en fosfaat toegevoegd, waarna de juiste pH wordt ingesteld. Omdat het oplosbaarheidsprodukt van MAP wordt overschreden, slaat deze verbinding in de vorm van kristallen neer. De gevormde kristallen worden vervolgens door bezinking afgescheiden [16].
Een uitbreiding van het MAP-proces is het CAFR-proces (Chemische Ammonium Fällung und Rezyklierung). Hierin wordt een gedeelte van het magnesium-ammoniumfosfaat opgewerkt tot voor het MAP-proces herbruikbare chemicaliën [17]. In de opwerkingsstap wordt het gevormde MAP verwarmd, waardoor het ontleedt in magnesiumhydrofosfaat en (stripbaar) ammoniak. Het magnesiumhydrofosfaat kan opnieuw worden gebruikt voor de vorming van MAP. Er is dus sprake van een recirculatie van magnesium en fosfaat. Aan deze recirculatie zijn grenzen gesteld vanwege ophoping van verontreinigingen in het MAP-slib. Een deel van het geproduceerde MAP-slib moet daarom worden gespuid, waardoor suppletie van magnesium en fosfaat noodzakelijk is.

In afbeelding 5 is een proces-flowschema van het MAP/CAFR-proces weergegeven. De proefinstallatie is geleverd door Nalva Umwelttechnik GmbH en heeft een capaciteit van 2,5 m³/h. De voornaamste onderdelen van de proefinstallatie zijn:
- voorbezinktank, volume 1,2 m³;
- reactievat voor MAP-kristallisatie, volume 0,4 m³;
- nabezinktank, volume 1,2 m³;
- opwerkingsreactor, volume 0,6 m³.

Afb. 5 - Proces-flowschema MAP/CAFR-proces.



Bedrijfsvoeringsaspecten

Scaling is het belangrijkste probleem dat de beide processen negatief kan beïnvloeden. Scaling treedt vooral op bij het CAFR-proces in de kristallisatie- en de opwerkingsreactor. Door scaling wordt de pH-controle van het proces bemoeilijkt. Bij het MAP-proces kan scaling door preventief onderhoud goed in de hand worden gehouden. Zwevend stof in het centrifugaat wordt volledig in het MAP-slib ingebouwd. Hierdoor kunnen afzet, ontwatering of hergebruik van het MAP worden bemoeilijkt.

Resultaten en evaluatie

In afbeelding 6 is het N-verwijderingsrendement bij verschillende pH's en molaire N:P:Mg-verhoudingen weergegeven. Uit de afbeelding blijkt dat bij pH 9,5 een vergaande N-verwijdering wordt bereikt. De verwijdering neemt bovendien toe bij verhoogde P- en Mg-dosering. De NH_4-concentratie in het centrifugaat heeft geen invloed op het verwijderingsrendement, evenmin als de verblijftijd in de kristallisatiereactor in de range 10-25 minuten. Op basis van de resultaten is het goed mogelijk het MAP-proces te dimensioneren.

Op laboratoriumschaal is het gelukt om het CAFR-proces te simuleren. Hieruit blijkt dat het opgewerkte $MgHPO_4$ goed herbruikbaar is voor MAP-kristallisatie. Op semi-praktijkschaal blijkt het strippen

van het ammoniak uit het opgewerkte slib de beperking van het CAFR-proces te zijn: door de gebruikte configuratie wordt een groot deel van het ammoniak in opgeloste vorm teruggevoerd naar de kristallisatiereactor. Hieruit moet worden geconcludeerd dat het CAFR-proces nog onvoldoende is ontwikkeld voor toepassing in de praktijk.

Kosten

Op basis van de onderzoekresultaten zijn voor de onderzochte technieken kostenramingen opgesteld voor verschillende NH_4-vrachten, waarbij ook de invloed van de NH_4-concentratie van het rejectiewater is nagegaan.
In afbeelding 7 zijn voor een rwzi van 400.000 i.e. de kosten per verwijderde kg NH_4-N uitgezet tegen de N-concentratie in het rejectiewater. Uit de grafiek blijkt dat de kosten van lucht- en stoomstrippen sterk dalen bij een toename van de N-concentratie. Dit wordt vooral veroorzaakt door een sterke daling van de stichtings- en energiekosten. De kosten van het MAP-proces en de airliftreactor zijn veel minder afhankelijk van de N-concentratie. Lokatiespecifieke factoren (beschikbaarheid van restwarmte of denitrificatiecapaciteit) hebben grote invloed op de kosten van de rejectiewaterbehandeling. Luchtstrippen bij 50 °C blijkt in alle gevallen goedkoper te zijn dan luchtstrippen bij 25 °C.

Conclusies

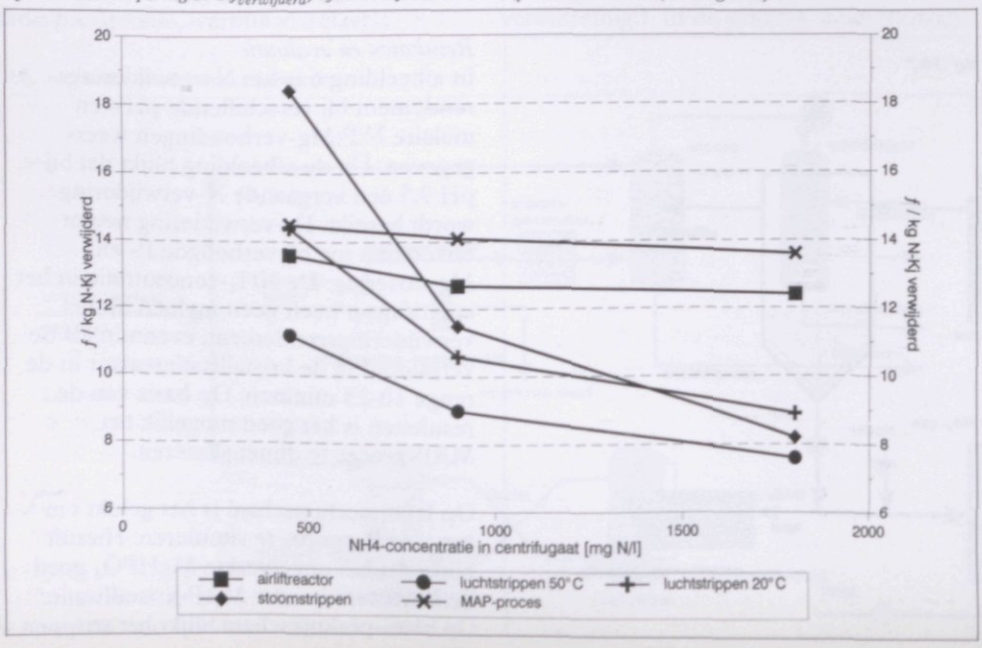
De onderzochte technieken kunnen met uitzondering van het CAFR-proces worden toegepast voor de behandeling van rejectiewater, mits wordt voldaan aan randvoorwaarden voor de bedrijfsvoering. Het CAFR-proces lijkt vooralsnog onvoldoende ontwikkeld om als stand der techniek te kunnen worden aangemerkt.
De fysisch/chemische technieken worden als bedrijfszekerder beoordeeld dan de biologische techniek.
Voorbehandeling van het rejectiewater lijkt in alle gevallen noodzakelijk. Deze voorbehandeling moet zich vooral richten op de verwijdering van bezinkbare en zwevende stoffen. Voor de stripprocessen is bovendien een vergaande verwijdering van calcium en/of bicarbonaat noodzakelijk om scalingsproblemen te voorkomen.
De kosten van de rejectiewaterbehandeling voor een rwzi van 400.000 i.e. bedragen in het gunstigste geval circa f 8,- per kg N-$Kj_{verwijderd}$ (ca. f 2,50/i.e.).

Verantwoording

Het onderzoek 'Behandeling van stikstofrijke retourstromen op rioolwaterzuiveringsinrichtingen' is onder coördinatie van de STOWA op drie lokaties in Nederland onderzocht. Het in dit artikel beschreven onderzoek is uitgevoerd door de provincie Utrecht en DHV Water BV en is gefinancierd door de provincie Utrecht en de Stichting Toegepast Onderzoek Waterbeheer.
De auteurs bedanken alle medewerkers van de rwzi Utrecht en het laboratorium van de provincie Utrecht voor hun steun en inzet bij de uitvoering van het onderzoek.

Literatuur

1. Kuij, R. J. van der, Bentem, A. G. N. van, Breukelen, F. T. van. (1993). *Upgrading of Wastewater Treatment Plants.* IAWQ conference, Berlijn, 21-24 september 1993.
2. RIZA/STOWA. (1992). *Stikstofverwijdering uit interne stromen op rwzi's.* RZWI 2000, 92-09.
3. STOWA. (1995). *Behandeling van stikstofrijke retourstromen op rioolwaterzuiveringsinrichtingen. Praktijkonderzoek aan de membraan-bioreactor bij de slibverwerkingsinstallatie Sluisjesdijk.* Rapport 95-09.
4. STOWA. (1995). *Behandeling van stikstofrijke retourstromen op rioolwaterzuiveringsinrichtingen. Praktijkonderzoek aan de airliftreactor bij de rwzi Utrecht.* Rapport 95-10.
5. STOWA. (1995). *Behandeling van stikstofrijke retourstromen op rioolwaterzuiveringsinrichtingen. Praktijkonderzoek aan stoomstrippen met dampverdichting bij de rwzi Amsterdam-Oost.* Rapport 95-11.
6. STOWA. (1995). *Behandeling van stikstofrijke retourstromen op rioolwaterzuiveringsinrichtingen. Praktijkonderzoek aan lucht- en stoomstripinstallaties bij de rwzi Utrecht.* Rapport 95-12.
7. STOWA. (1995). *Behandeling van stikstofrijke retourstromen op rioolwaterzuiveringsinrichtingen. Praktijkonderzoek aan het MAP/CAFR-proces bij de rwzi Utrecht.* Rapport 95-13.
8. STOWA. (1995). *Afzetmogelijkheden voor de reststoffen van strippen en MAP-proces.* Rapport 95-14.
9. STOWA. (1995). *Behandeling van stikstofrijke retourstromen op rioolwaterzuiveringsinrichtingen. Evaluatie van Nederlandse praktijkonderzoeken.* Rapport 95-08.
10. Heynen, J. J. (1988). *Biologisch anaëroob-aërobe afvalwaterzuivering bij Gist-brocades.* Eindrapport 1977-1986. Publicatiereeks Milieubeheer, Ministerie van VROM.
11. RIZA/STOWA. (1992). *Ontwikkeling van een slib-op-drager systeem voor de aërobe zuivering van stedelijk afvalwater. Fase II: Onderzoek naar de processtabiliteit en optimalisatie van het zuiveringsrendement.* RWZI 2000, 92-07.
12. Anthonisen, A. C., Loehr, R. C., Prakasam, T. B. S., Srinath, E. G. (1976). *Inhibition of nitrification by ammonia and nitrous acid.* Journal Water Pollution Control Federation, Vol. 48, 1976, nr. 5, p. 835-852.
13. Maier, K. H. (1992). *Aus dem Wasser herausgestrippt.* Schweizer Maschinenmarkt, nr. 21, 1992, p. 40-46.
14. Rautenbach, R. e.a. (1994). *Ammoniakrecycling aus dem Prozesswasser der Schlammentwässerung.* Korrespondenz Abwasser, nr. 41, 1994, p. 576-584
15. Anonymus. (1983). *Das HTU-NTU-Konzept.* Seminar zur Vorlesung Stoff- und Wärmeaustauscher WS 82/83, 1983.
16. Schulze-Rettmer, R. *The simultaneous chemical precipitation of ammonium and phosphate in the form of magnesium-ammonium-phosphate.* Wat.Sci.Techn., nr. 23, 1991, p. 659-667.
17. Schulze-Rettmer, R. en Blank, R. (1992). *Chemische Fällung von Ammonium mit Magnesiumphosphat unter Kreislaufführung des Fällmittels.* Korrespondenz Abwasser, nr. 4, 1992, p. 550-559.

● ● ●

Afb. 7 - Kosten per kg N-$Kj_{verwijderd}$, afhankelijk van de NH_4-N-concentratie (360 kg N/d).