

Förstudie Läkemedelsrening Norrtälje Kommun

Norrtälje kommun

Drifterfarenheter

Version 1

Stockholm 2022-10-07

Drifterfarenheter

Erfarenheter från anläggningar

Datum	2022-07-11
Uppdragsnummer	1320057872
Utgåva/Status	Version 1

Sara Stemme

Uppdragsledare

Anneli Andersson Chan/
Matilda Jirblom
Handläggare

Anneli Andersson Chan

Granskare

Ramboll Sverige AB
Dragarbrunnsgatan 78B
753 20 Uppsala

Telefon 010-615 60 00

Unr 1320044425 Organisationsnummer 556133-0506

Innehållsförteckning

1.	Inledning	3
2.	Nykvarnsverket.....	4
2.1	Kontaktperson	4
2.2	Övergripande beskrivning.....	4
2.3	Beskrivning läkemedelsrening	5
2.4	Dimensionerande flöde	6
2.5	Designparametrar	7
2.6	Reningsresultat.....	7
2.7	Drifterfarenheter	8
2.8	Ekonomi.....	8
3.	Kalmar ARV, pilotförsök	9
3.1	Kontaktperson	9
3.2	Övergripande beskrivning.....	9
3.3	Beskrivning pilotförsök.....	9
3.4	Dimensionerande flöde	10
3.5	Designparametrar	10
3.6	Reningsresultat.....	10
3.7	Drifterfarenheter	11
3.8	Ekonomi.....	13
4.	Knivsta reningsverk	14
4.1	Kontaktperson	14
4.2	Övergripande beskrivning.....	14
4.3	Beskrivning läkemedelsrening	15
4.4	Dimensionerande flöde	15
4.5	Designparametrar	15
4.6	Reningsresultat.....	15
4.7	Drifterfarenheter	16
4.8	Ekonomi.....	16
5.	Simrishamns kommun (Stengården, Kivik & St. Olof ARV)	17
5.1	Kontaktperson	17
5.2	Övergripande beskrivning.....	17
5.3	Beskrivning läkemedelsrening	18
5.4	Dimensionerande flöde	19
5.5	Designparametrar	19
5.6	Reningsresultat.....	19

5.7	Drifterfarenheter	20
5.7.1	GAK-filter	20
5.7.2	Ozon:	20
5.8	Ekonomi.....	21
6.	Degeberga.....	22
6.1	Kontaktpersoner	22
6.2	Övergripande beskrivning.....	22
6.3	Beskrivning läkemedelsrening	23
6.4	Dimensionerande flöde	24
6.5	Designparametrar	25
6.6	Reningsresultat	25
6.7	Drifterfarenheter	25
6.8	Ekonomi.....	26
7.	Tierp.....	27
7.1	Kontaktpersoner	27
7.2	Övergripande beskrivning.....	27
7.3	Beskrivning läkemedelsrening	27
7.4	Dimensionerande flöde	28
7.5	Designparametrar	28
7.6	Reningsresultat.....	29
7.7	Drifterfarenheter	30
7.7.1	Allmänt	30
7.7.2	Sandfilter	31
7.7.3	Ozonanläggningen.....	31
7.7.4	Kolfilter.....	32
7.8	Ekonomi.....	32
8.	Syvab	33
8.1	Kontaktpersoner	33
8.2	Övergripande beskrivning.....	33
8.3	Beskrivning pilotanläggning	34
8.4	Dimensionerande flöde	35
8.5	Designparametrar	35
8.6	Reningsresultat	36
8.7	Drifterfarenheter	37
9.	Referenser	38
	Bilaga 1_ Bilaga 1_Overview of NL Experience 2023	

1. Inledning

Denna rapport sammanfattar erfarenheter från möten/studiebesök till svenska avloppsreningsverk med läkemedelsreningsprocesser antingen i fullskala eller i piloter samt erfarenheter från Nederländerna (Bilaga 1).

Mötena/studiebesöken har genomförts i samband med Rimbos förstudie för läkemedelsrening samt tidigare projekt med Haninge kommun för läkemedelsrening vid Fors ARV. Denna information samlades in under år 2020 och ger en bredare insyn i drifterfarenheter från fler reningsverk mer läkemedelsrening. Syftet med denna rapport är att hämta in erfarenheter kring dimensionering, designparametrar, val av teknik, reningsresultat och drift.

De anläggningar som Ramboll varit i kontakt med är:

- Nykvarnsverket (möte 24 juni 2020)
- Simrishamn (möte 15 oktober 2020)
- Kalmar ARV (möte 20 augusti 2020)
- Knivsta (möte 5 februari 2020)
- Degeberga (möte 31 maj 2022)
- Tierp (7 juni 2022)
- Syvab (oktober 2022)

2. Nykvarnsverket

2.1 Kontaktperson

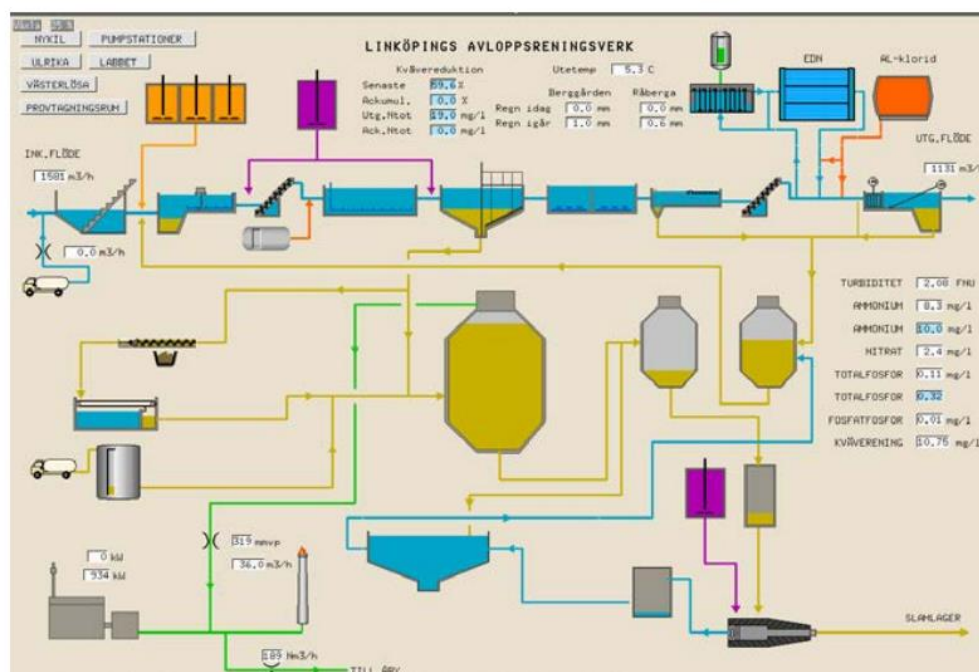
Robert Sehlén, Tekniska verken i Linköping

2.2 Övergripande beskrivning

Nykvarnsverket är dimensionerat för 216 000 pe, varav cirka 55 000 pe är från industrier. Recipient för verket är Stångån.

Nykvarnsverket är en del av Tekniska verken i Linköping som ägs av Linköpings kommun. Koncernen Tekniska verken består av moderbolaget samt ett antal hel- och delägda dotterbolag.

Nykvarnsverkets process kan ses nedan i Figur 1.



Figur 1 Översiktlig processbild av Nykvarnsverket

Inkommande vatten förbehandlas genom ett maskinrensande galler och sandfång. I inloppet till sandfången tillsätts fällningskemikalie (järnsulfat). Tvättat och pressat rens skickas till förbränning, tvättat och avvattnad sand går till deponi. Efter sandfången pumpas avloppsvattnet till förluftsingsbassänger och sedan vidare till försedimenteringen.

Den biologiska reningen sker i tre parallella aktivslamanläggningar, bioslammet från sedimenteringsbassängerna cirkuleras som returslam tillbaka till luftningsbassängerna.

Utgående flöde från biosteget leds till läkemedelsreningen, biologiskt renat vatten pumpas in i botten av reaktortanken, en sidoström av inloppet används för att blanda in ozonet i via en ejektor (se mer detaljerat i kapitel 2.3).

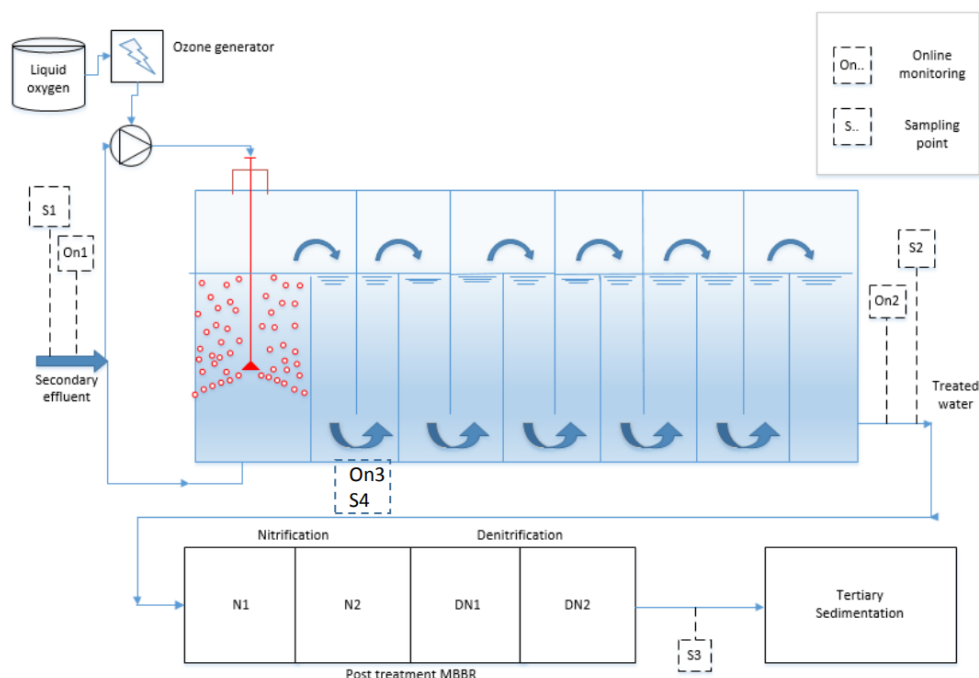
Utgående vatten går till en efterdenitrifikationsanläggning (MBBR), i MBBR:en tillsätts etanol och fosforsyra för att optimera processen. Slutligen leds vattnet genom kemisk rening bestående av flockning och sedimentering innan det leds till recipienten, i detta steg tillsätts aluminiumklorid.

Verket är dimensionerat för 3 140 m³/h och under 2018 var medelflödet 1 700 m³/h.

2.3 Beskrivning läkemedelsrening

Fullskaleanläggningen för läkemedelsrening var färdigbyggd under 2018 och har varit i drift sedan dess. Anledning till att ozon valdes som teknik är till stor del pga. av ytbehovet, samt att verket redan hade en befintlig MBBR som kunde användas som efterpolering.

I Figur 2 presenteras en översiktlig processbild över läkemedelsreningen.



Figur 2 Översiktlig process för läkemedelsreningen

Biologiskt renat avloppsvatten leds in i ena änden av reaktortanken, en sidoström tas från inloppet och leds till en venturiinjektor där det producerade ozonet blandas in. Sidoströmmen återförs sedan till reaktortanken genom en diffusor (ozonia radial diffuser) som sprider ozonet i vattnet. Anledningen till att denna lösning används istället för dosering med t.ex. dysor i reaktorbotten är för att vattnet i Nykvarnsverket är rikt på järn, vilket ger problem med oxidbeläggningar på dysorna och därmed en sämre verkningsgrad för massöverföringen (krävs mer ozon för samma resultat).

Reaktortanken har en volym på 600 m³ och är indelad med mellanväggar för att få ett jämnt pluggflöde och därmed ge ozonet tillräckligt med tid för att reagera med läkemedelsresterna. CFD-analys utfördes på olika utformningar av reaktortanken för att hitta optimal utformning, som sedan kunde användas som underlag vid byggupphandlingen.

Utgående vatten går sedan till en MBBR för biologisk efterpolering av eventuella transformations- och biprodukter.

Ozon produceras i ozongenerator som matas med flytande syrgas, syrgasen går igenom ett kraftigt spänningsfält där vissa syremolekyler bryts ner till syreatomer som i sin tur reagerar med syremolekyler och bildar ozonmolekyler.

Flytande syre köps in och lagras i silo, leverantören har koll på samtliga givare i silon och hanterar påfyllningsleveranser därefter. Eftersom syret är flytande och kallt så behöver det förvärmas innan ozongeneratoren och värmeväxlas då mot uteluften.

Flytande syre valdes istället för swing-pressure metoden eftersom swing-pressure innebär en högre energiförbrukning samt att det är svårare att uppnå samma koncentration på ozonet.

Ozondestruktion på frånluften från ozonreaktorn.

Läkemedelsreningen har 4 provtagningspunkter och 3 punkter för onlinemätning, se även figur 2.

2.4 Dimensionerande flöde

Max flödet för läkemedelsreningen är 3 000 m³/h, vilket betyder att läkemedelsreningen inte hanterar maxtopparna. Anledning till att man inte valt att dimensionera för att klara topparna är för att det kostar väldigt mycket extra energi.

Medelflödet i processen är 1 700 m³/h.

Verket renar ca 95% av årsflödet i läkemedelsreningen.

Sidoströmmen har ett konstant flöde på 130–140 m³/h, pumpas med ett konstant varvtal.

2.5 Designparametrar

Total reaktorvolym är 600 m³. Vid maxflöde är uppehållstiden 12 min. Upphållstiden i MBBR vid maxbelastning (3 000 m³/h) 45 min, vid 500 m³/h ca 4,5 h.

Önskad ozondos 0,5–0,6 mg O₃/mg DOC, vid denna dos når man riskkvoter under 1 för samtliga substanser. Dosen styrs mot inkommande DOC-halt, men korrigeras mot inkommande mängd nitrit eftersom nitrit konsumerar ozon (1 gram nitrit = 3,3 g ozon).

Ozongeneratoren producerar 10 – 14vikt% O₃ (14% är på gränsen av vad generatoren klarar av, blir ostabilt vid höga procent).

MBBR-anläggningen har en uppehållstid på 45 min till 4,5h för efterbehandlingen (denitrifikationen).

2.6 Reningsresultat

42 läkemedelssubstanser analyserades av IVL vid pilotstudien under 20XX (2014/15??). Riskkvoter (EC/PNEC) beräknades för samtliga 42 substanserna och de som hade en riskkvot >0,01 redovisades. Totalt redovisades 28 av de 42 substanserna hade en riskkvot på >0,01.

Reduktionsmålet med läkemedelsreningen är att samtliga prioriterade ämnen skall komma under riskkvoten 1, vilket uppnås vid en ozondos på 0,5–0,6 mg O₃/mg DOC. Totalt ligger medelreduktionen för läkemedelsrester strax över 80% för Nykvarnsverket.

Spektraladsorptionskoefficienten, SAK, UVA) mäts online före samt efter reaktortanken, första mätpunkten är innan ozondoseringen, se även Figur 2.

Provtagningspunkter finns i in- och utlopp av reaktortanken, efter MBBR samt efter första mellanväggen i reaktor.

En rapport angående reduktionsgränser och ekotoxikologiska påverkningar kommer att släppas under hösten (troligtvis i början av september 2020) där sammanställningar från fullskaledriften kommer sammanfattas och redovisas.

Verket har inte noterat några problem med uppkomst av transformations- eller biprodukter från ozoneringen.

2.7 Drifterfarenheter

Ozoneringen fungerar i dagsläget bra, och körs utan större problem. Vid höga susp-halter förbileds flödet läkemedelsrening då ozonering inte fungerar bra eftersom ozonet förbrukas på andra ämnen än läkemedel. En turbiditetsmätare sitter på utgående flöde från biologin, vid susp-halt på mer än 10 mg/l så förbileds flödet och återgår till normal drift vid 8 mg/l. Sker per automatik via styrsystemet. Vid problem med turbiditetsmätaren körs inte systemet.

Utgående vatten från reaktortanken är väldigt syrerikt (15–20 mg/l), vilket måste förbrukas i MBBR. Hög syrehalt gynnar dock efterkommande MBBR, luftningen till MBBR har kunnat utgå pga. detta.

Vid höga flöden och kalla temperaturer (under 15 grader) går nitrifikationen långsammare. Det finns möjlighet för verket att dosera rejektvatten med höga ammoniumhalter till MBBR för att minska syrehalten vid behov.

Har mätt halten bromid i inkommande vatten, inga höga halter har uppmärksammats.

I pilotförsöken uppmärksammades att en överdosering av ozon innebär en risk för skumbildning och residualt ozon i utloppet. I dagsläget så påverkas driften inte av problem med skumning.

Verket hade inte tillräckligt med strömkapacitet, utan behövde köpa in ett nytt ställverk på 300 kW (baserat på att 20 kg ozon/h ska kunna produceras).

Kylning av ozonreaktorn sker idag via värmeväxlare med utgående vatten från avloppsreningsverket. Från början användes processvatten för kylning, vilket innebar att värmeväxlarna satte igen pga. suspenderade ämnen och näringsämnen.

Inget större personalbehov behövs nu när driften är igång, lite behov för rengöring av instrument samt rengöring av filter på sidoströmsflödet en till två gånger per vecka.

Personal som jobbar i maskinrummet behöver bära gaslarm. Sitter även ozondetektorer i varsin ända av maskinrummet, lågt placerade. Dessa larmar till det övergripande styrsystemet först, därefter siren ljud och blixtljus. Personal med pacemaker bör ej vistas i maskinhus pga. magnetfält.

2.8 Ekonomi

Linköping köper in flytande syrgas till en kostnad av 0,85 kr/kg och inkluderar då transporten.

Övrig ozonutrustning är hyrd till en kostnad på 12 000 kr/månad.

3. Kalmar ARV, pilotförsök

3.1 Kontaktperson

Regine Ullman, Kalmar ARV.

Referens: Svenskt Vatten Utveckling, 2019. *Ultrafilter och granulerat aktivt kol för avskiljning av mikroföroreningar*. Rapportnummer 2019-1

3.2 Övergripande beskrivning

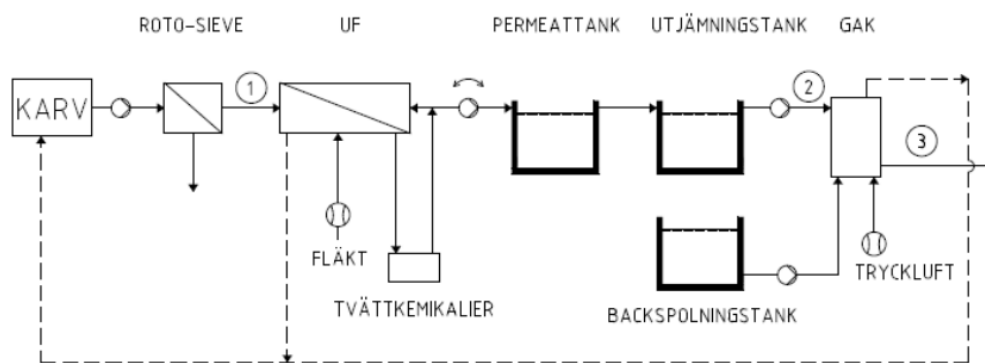
Pilotförsöket startades som ett projekt för att undersöka framtida reningstekniker för det framtida Kalmarsundsverket. Valet av UF som framtida poleringssteg valdes då membranrening tros vara standard i framtiden på reningsverk. Under pilotförsöken med UF diskuterades läkemedelsrening i kommunen och då togs beslutet att lägga till GAK som teknik för avskiljning av läkemedelsrester.

Pilotförsöket med UF-GAK pågick under ett år från februari 2017 till januari 2018.

Utöver pilotkörning gjordes också en dimensionering för en potentiell fullskaleanläggning för 90 000 pe, som användes som bas för kostnadsbedömning.

3.3 Beskrivning pilotförsök

Pilotanläggningen placerades efter den kemiska reningen på Kalmar ARV, pilotuppställningen kan ses i Figur 3.



Figur 3 Processchema av pilotuppställning på Kalmar ARV

Inkommande flöde till pilotanläggningen förfiltrerades i en roterande sil med 0,8 mm perforering, innan det gick vidare till ultrafiltreringen. UF-anläggningen bestod av dränkta UF-membran i öppen membrantank. Membranen var horisontellt anordnade hålfibermembran av modellen ut/in, med 0,02 µm porstorlek. Membranen hade 0,8 mm ytterdiameter och tätt packade, packningstätheten

innebar att membranmodellen endast tålde relativt låga koncentrationer av suspenderat material. Anläggningen bestod av tre membrankassetter.

GAK-filtret innehöll kol av typen AquaSorb 5000 8x30 mesh från Jacobi, granulernas medelstorlek var 1,4 mm. Filtret kunde drivas som öppet eller trycksatt.

Mellan UF och GAK-anläggningen fanns utjämningstankar och matarpump för att säkerställa kontinuerligt flöde till GAK-filtret trots frekvent backspolning av UF.

3.4 Dimensionerande flöde

I pilotanläggning varierade flödet till membrankassetterna mellan 4,9–6,3 m³/h.

Den potentiella anläggningen i fullskala har ett dimensionerande flöde på 900 m³/h.

3.5 Designparametrar

Driften för ultrafiltreringen bestod av regelbundna cykler, en driftcykel under piloten bestod av:

- 30 min filtreringstid, flux 30–45 l/mh
- 15–30 sek luftning, luftningen kördes efter halva filtreringstiden för att lösa upp filterkakan
- 2 minuters backspolning

Utöver de tätt återkommande backspolningarna så genomfördes även underhållsvätt 3–7 ggr/veckan och återhämtningstvätt 1 gång i månaden.

GAK-filtret hade en diameter på 1,3 m och en bäddhöjd på ca 1,3 m. Totalt användes ca 1,7 m³ kol. Dimensionerande flöde för GAK-filtret under piloten var upp till 12 m³/h, kontakttiden varierade mellan 16–21 min. Backspolning av filtret skedde var 5:de vecka.

Designparametrar för ett potentiellt verk i fullskala finns tillgängligt i rapporten: Svenskt Vatten Utveckling, 2019. *Ultrafilter och granulerat aktivt kol för avskiljning av mikroföroreningar*

3.6 Reningsresultat

Avskiljningsförmågan för mikroföroreningar i GAK-filtret var mycket god för majoriteten av mikroföroreningar, särskilt när kolet var nytt. Reduktionen minskade i takt med att kolet blev mättat.

För antalet behandlade bäddvolym 0 – >10 000 låg avskiljningsgraden för samtliga substanser över 90% förutom Sulfametoxazol som låg på 82%.

I intervallet 10 000 - <15 000 bäddvolymmer så sjönk reduktionen för majoriteten av substanserna. 10 av 17 substanser hade en reduktion på över 80% medan 7 av 17 substanser låg under 80%.

I slutskedet av försöken under intervallet 15 000 – 18 000 bäddvolymmer så låg fortfarande 12 av 17 substanser på en medelreduktion på över 80%.
Två av substanserna, ibuprofen och losartan visar en något ökad reduktionskapacitet i filtret efter 15 000 bäddvolymmer.

Adsorptionskapaciteten för flukonazol och sulfametoxazol sjönk tidigt i försöken.

Förutom fokus på reduktion av läkemedelsrester låg även fokus på reduktion av fosfor. Under försöken reducerade fosfor med 81% över UF och ytterligare med 50% över GAK-filtret, totalt med 90% över hela piloten.

Även reduktion av ammonium, TOC, DOC och turbiditet konstaterades under försöken. I GAK-filtret ökade dock halten nitrat med 19%.

Resultaten i sin helhet från försöken kan ses i rapporten:
<http://vav.griffel.net/filer/svu-rapport-2019-01.pdf>

Ingen kontinuerlig onlinemätning för reduktion av läkemedelsrester användes under försöken. Provtagningar togs som blandprov under en dag, 3 prover/dag, togs ej flödesproportionellt.

3.7 Drifterfarenheter

GAK

I starten av försöken så var filtret utformat som ett öppet filter med självfall. Med denna lösning krävdes korta backspolningsintervaller, då tryckförlusten över filtret ökade relativt fort och då den tillgängliga statiska tryckhöjden var liten. För att lösa detta skulle driftpersonalen behövt backspola filtret med ett orimligt intervall, därför byttes driftstrategin till stängt trycksatt filter.

Kolet blev hårt eftersom bädden trycks ihop av vattenflödet, och det bildas kortslutningsströmmar. Detta löstes genom att trycka in "luftpuffar" i filterbotten för att bryta upp kolet, detta gjordes ca 1 gång i veckan. Med denna strategi behövdes fullständigt backspolning endast ske var 5:e vecka. Tidigare backspolades filtret var 10:e dag.

Backspolningen kontrollerades visuellt, en person stod över filtret för att följa bäddexpansionen. I en fullskaleanläggning behöver detta automatiseras till en viss grad, Kalmar tror dock inte på en helt automatiserad backspolning, då kolet är väldigt poröst och lättflyktigt och kan enkelt spolras ur filtret.

Problematiskt att driftsätta nytt kol, i Kalmar behövdes nytt kol blötläggas i 120 h, och sedan backspolas innan filtret kunde tas i drift. I första försöket blötlades kolet i 96 h för att sedan backspolas, vilket inte var tillräckligt och då försvann 20% av kolet. En första backspolning behövs för att avlägsna restprodukter från produktionen. Eventuellt skulle användning av tryckluft under blötläggningen kunnat hjälpa.

Spolavloppet från backspolning av filtret innehöll inga läkemedelsrester, dock innehöll det susp och en liten andel kolpartiklar som spolats ur. Andelen kolpartiklar bör dock kunna minimeras med en väldimensionerad backspolning.

Under försöken testades olika kontakttider, vid 11 000 BV testades kontakttider mellan 10–28 min och vid 18 000 BV testades kontakttider mellan 14–28 min. De olika tiderna påvisade ingen förändring i reduktionskapacitet för filtret, vilket tyder på att filtrets maximala adsorptionsförmåga kan uppnås vid 10–14 min eventuellt ännu lägre.

UF

Under uppstarten av försöken hade Suez en person på plats under 3–4 dagar för utbildning där 2 drifttekniker deltog. Under försöken skede även kontinuerlig driftuppföljning av Suez och Kalmar, vilket beskrevs som väldigt givande.

Kalmar ARV hade några problem med igensättningar i UF vid starten, vilket berodde på att förfiltret inte avskilde partiklar effektivt nog. Förfiltret byttes mot en roterande trumsil med 0,8 mm perforering, vilket underlättade.

Membrankassetterna behöver lyftas ur med jämna mellanrum för service/underhåll, vilket innebär att lyftanordning som telferbalk behövs.

I samband med byte till roterande trumsil så kom det in partiklar till kassetterna i form av slaggmaterial från rörsvetsning. Detta resulterade i att membranfiltren behövde bytas efter 3 månader.

UF krävde en del tillsyn av driftpersonal, daglig övervakning under försöken som bestod av dokumentation av driftdata, trendkurvor för membrantrycket, rengöring av mätinstrument och påfyllning av tvättkemikalier.

Kalmars uppskattning är att en fullskaleanläggning skulle innebära en 50% tjänst.

Under försöken så leddes koncentratet från UF-anläggningen tillbaka till verkets inlopp, innan det återfördes till inloppet så neutraliserades flödet av rejektvatten från slamavvattningen. I en framtida fullskaleanläggning så planeras koncentratet att ledas till en lamellsedimentering. Vattenfasen återförs därefter antingen till UF-anläggning eller till recipienten och slammet kan pumpas till verkets gemensamma slamhantering.

3.8 Ekonomi

Investeringskostnaden för 90 000 pe bedömdes till ca 100 Mkr för UF-steget och ca 85 Mkr för en GAK-anläggning till.

Driftkostnaden per år bedömdes till 6,1 Mkr/år, varav 2,6 Mkr/år kommer från UF och 3,5 Mkr/år kommer från GAK-anläggningen.

Kostnaden för GAK i beräkningarna sattes till 24 000 kr/ton, Kalmar har dock fått muntliga uppgifter på att samma typ av GAK kan köpas för endast 8 000 kr/ton, vilket skulle minska driftkostnaderna för GAK med 1,7 Mkr/år.

I rapporten anges beräknade kostnader för ett potentiellt verk i fullskala, där totalkostnaden på årsbasis uppgår till 18,5 Mkr/år (baserat på en livscykel på 30 år). För beräkningarna användes en kalkylränta på 2,5% och KPI 1,5%.

Kostnad för behandlad mängd avloppsvatten uppskattades till 2,8 kr/m³, varav 1,2 kr/m³ är kostnaden för GAK och 1,6 kr/m³ är kostnaden för UF.

Det finns planer på att ta fram en mer detaljerad teknisk lösning med kostnadsförslag som ska kunna ligga till grund till en eventuell framtida investering.

4. Knivsta reningsverk



4.1 Kontaktperson

Berndt Björleinius, B2processteknik

4.2 Övergripande beskrivning

Vid Knivsta reningsverk testades 2015 och 2016 den första fullskaleanläggningen i Sverige för rening av läkemedelsrester. Reningen bestod av ozonering och utformades för att rena bort läkemedelsrester från verkets hela flöde, motsvarande 12 000 pe. Det var viktigt för projektet att rena hela avloppsvattenflödet för att kunna utvärdera effekten av läkemedelsrening på recipienten Knivstaån. Anläggningen för läkemedelsrening är idag ur drift och nedmonterad.

Knivsta ARV står för i medeltal cirka hälften av flödet i recipienten Knivstaån, men andelen avloppsvatten i ån varierar mycket, mellan 10 och 95%.

I Knivsta reningsverk behandlas avloppsvattnet inledningsvis mekaniskt genom ett fingaller och ett sandfång. Reduktion av organiskt material sker i en aktivslamprocess med fördenitrifikation. Biologiskt slam avskiljs i en mellansedimentering innan vattnet går vidare till ett nitrifikationssteg som består av två parallella linjer med rörligt bärmaterial (MBBR) och luftningsbassänger följt av deoxbassänger. En del av det nitratrika vattnet från deoxbassängerna recirkuleras till fördenitrifikationen i aktivslamsteget. Resterande del går vidare till en kemisk rening med tillsats av järnklorid samt flockning och slutsedimentering.

Vattnets uppehållstid i verket är i medeltal ca 38 h och utgående vatten har sammansättningen <3mg/l BOD₇, 9 mg/l tot-N, 0,11 mg/l fosfor och 0,09 mg/l ammoniumkväve.

4.3 Beskrivning läkemedelsrening

Reningssteget för läkemedelsrester installerades efter den befintliga reningen och innan en befintlig "poleringsdamm" som allt vatten från verket passerar innan det leds ut till recipienten Knivstaån.

Ozoneringssteget bestod av två parallella linjer. Linjerna hade en gemensam produktion av ozon (ozongenerator från Primozone.) Varje linje bestod av lyftpumpar, injektion av ozon, statisk mixer, kontakttank (50 m³) med två eller fyra zoner och därefter kontaktfilter på ca 28 m³, uppdelade på två sektioner à ca 14m³ per volym. Efter detta leddes vattnet till poleringsdammen med en uppehållstid på ca 14 h.

Upphållstiden i kontakttanken var i genomsnitt ca 30 minuter och tankarna var utrustade med ozondestrukturer från Primozon. Ozonet producerades från flytande syre med en ozongenerator från Primozon med maxkapacitet på 2,4 kg O₃/h.

Vardera kontaktfilter hade en area på 12,7 m² och bestod av 1 m lecakulor. Filtret var biologiskt aktivt, vilket visades med mikrobiell analys (odling på plattor).

4.4 Dimensionerande flöde

Vardera linjen för läkemedelsrening var dimensionerad för en maxkapacitet på 260 m³/h.

4.5 Designparametrar

Tillsatsen av ozon skedde flödeslinjärt upp till 340 m³/h med en dos på 7 g O₃/m³. Därefter doserades maxkapaciteten från ozongeneratoren på 2,4 kg ozon/h, vilket innebar en minskad dos när flödet ökade. Dosen på 7 g O₃/m³ motsvarade 0,65 g O₃/g TOC.

TOC var i medel 13,2 mg C/l i ingående vatten till ozoneringen och 12,0 mg C/l i det ozonerade vattnet. Detta motsvarade 8,6 % minskning av TOC.

4.6 Reningsresultat

Studien vid Knivsta ARV utgjordes av analyser på läkemedelssubstanser i ingående och utgående avloppsvatten under ett år, analys av virus i avloppsvatten i reningsverket och läkemedelsreningen samt ett fiskförsök med zebrafiskar under 21 dagar i november 2015.

Av 105 analyserade substanser hittades 24 läkemedelssubstanser i det utgående vattnet från Knivsta ARV och dessa var de som utvärderades i studien. 13 av dessa substanser minskades till koncentrationer under detektionsgränsen under

den period som läkemedelsreningen kördes. I medeltal minskade innehållet av läkemedelsrester med 77 %.

Inga biprodukter av ozon analyserades.

4.7 Drifterfarenheter

Målet med projektet var att nå i medeltal 80 % reduktion av läkemedelsrester men detta lyckades inte helt, medelvärde blev 77%. En förklaring till detta var att TOC-halten i vattnet ökade under försökens gång, men dosen ozon justerades inte direkt utan dröjde. Detta ledde till att en lägre dos ozon än planerat tillsattes vattnet, vilket troligen ledde till lägre reningsgrad än planerat. Avloppsvattenflödet genom läkemedelsreningen var också högre än 2 Qdim under nästan två månader.

4.8 Ekonomi

Projektet finansierades av Naturvårdsverket via Havs- och Vattenmyndigheten och MistraPharma och hade en för projektet tigt budget på 3,5 miljoner svenska kronor.

5. Simrishamns kommun (Stengården, Kivik & St. Olof ARV)

5.1 Kontaktperson

Stefan Blomqvist, Österlen VA AB

5.2 Övergripande beskrivning

Simrishamn kommun tog år 2014 ett initiativ för att genomföra konkreta åtgärder för vattenmiljön. Simrishamn började att driva ett projekt för att designa, implementera samt utvärdera en fullskalig anläggning på Stengårdens ARV för avlägsnande av mikroförroreningar som läkemedelsrester och hormonstörande ämnen ur det kommunala avloppsvattnet.

Eftersom Simrishamn kommun har upplevt vattenbrist de senaste åren beslutades att även utvärdera möjligheten att återanvända det behandlade vattnet genom infiltration till grundvattnet.

Målet med kommunens projekt är att bygga reningsverk som produktionsanläggningar, att bygga/ställa om verk till vad som behövs i den aktuella kommunen och inte bara sikta på att klara utsläppskrav. Om kommunen till exempel är i behov av bevattningsvatten så vill man inte rena bort fosfor och kväve. En idé som finns är att på reningsverken ha olika linjer för olika ändamål/slutprodukt.

Utöver åtgärder för olika slutprodukter för det renade avloppsvattnet så vill kommunen även hitta en ny väg för hantering av det bildade slammet. I dagsläget rötas inte slammet på Stengården ARV utan det avvattnas och skickas till Malmö för förbränning. Vilket är både dyrt och kan riskera att vara slöseri med energi/råvaror.

Österlen VA AB håller för närvarande på med en förstudie kring produktion av biokol från slam. Slammet innehåller idag höga halter kadmium, men via pyrolys förväntas halterna kunna reduceras med 50% i den fasta fasen. Processen för framställning av biokol är inte bestämd för närvarande.

Uppsatta mål för Österlen VA AB att fortsatt utreda.

Vatten:

- Återföra vatten till grundvatten
- Bevattning
- Tekniskt vatten

Slam:

- Biokol

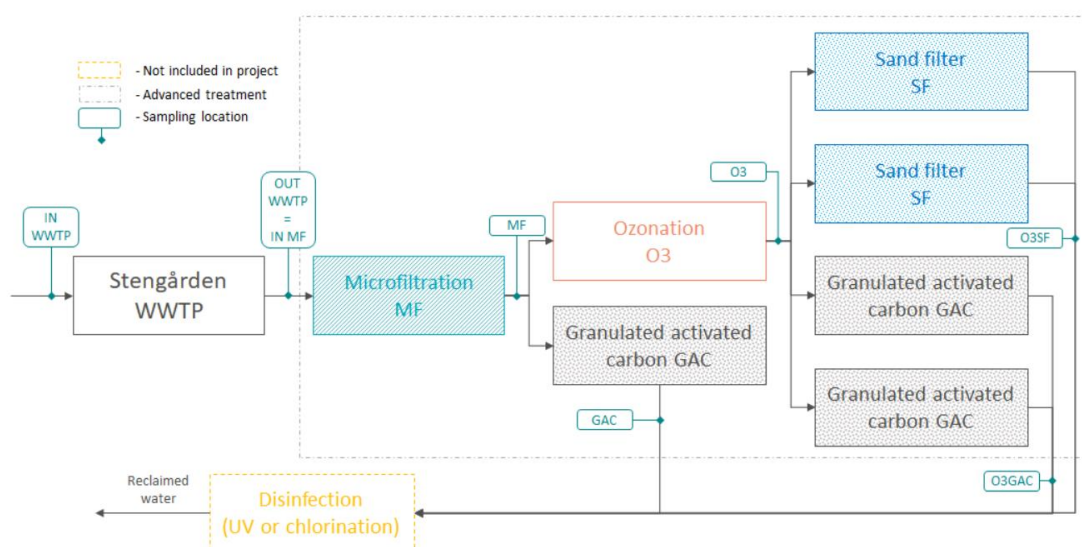
5.3 Beskrivning läkemedelsrening

Simrishamn håller på att bygga ut för att få läkemedelsrening på alla de tre verken Stengården, Kivik och St.Olof. Läkemedelsreningen i Stengården består av tre olika teknikkombinationer,

- Mikrofilter, granulerat aktivt kolfilter,
- Mikrofilter, ozonering med efterföljande kolfilter och
- Mikrofilter, ozonering med efterföljande sandfilter.

Kivik och St.Olofs reningverk håller på att byggas för att kunna rena läkemedel med GAK-filtret. För Kivik så placeras GAK-filtret efter ett MBR steg och för St. Olof så är placeringen efter sandfilter.

Anläggningen på Stengårdens avloppsreningsverk är byggd som en fullskalig demonstrationsanläggning. Anläggningen kördes först som en forskningsanläggning under 1 år för att utvärdera de tre olika teknikerna.



Figur 4 Uppställning av läkemedelsreningen på Stengården ARV (Desinficeringssteget på utgående finns dock inte)

Avloppsvattnet pumpas från verkets klorkontaktbassäng in till filterhuset via ett skivfilter (Dynadisc) med porstorlek 10 µm. Filtrerat vatten rinner ned till en pumpsump varifrån 80% av flödet pumpas till ozonkontaktbassäng och 20% av flödet pumpas direkt till ett GAK-filtret. Utgående flöde från ozonkontaktbassängen fördelas mellan 4 filter (2 sand- och 2 GAK-filtret).

Syrgas produceras på plats vid verket via PSA-metoden. Syrehalten i gasen som går in i ozongeneratoren ligger på ca 95%. Syrgasen leds in i ozongeneratoren och genom ett högspänningsfält där vissa syremolekyler bryts ner och bildar

ozonmolekyler. PSA-enheten går kontinuerligt för att få en tillräcklig renhet i syrgasen.

Ozonet doseras in i reaktortanken via 7 bottendysor i linje i första facket av reaktorn. Dysorna är installerade motströms flödet i reaktorn. Överskottsvärmen från kompressorn som gör tryckluft tas tillvara via kylmaskin för uppvärmning av lokalen.

Både GAK- och sandfiltren är utförda som kontinuerliga filter (Dynasandfilter). Anledningen till att Dynasandfilter användes var för att filtertypen ingick i innovationslösningen som togs fram långt innan projektet hamnade i Simrishamn.

Kolet som används i GAK-filtren är Aquasorb 6100 12x40 från Jacobi.

5.4 Dimensionerande flöde

Dimensionerande flöde för läkemedelsreningen är 300 m³/h, varav 10% avgår som tvättvatten och rejekt. Med detta flöde renades ca 85% av årsflödet till Stengårdens ARV i läkemedelsreningen.

5.5 Designparametrar

Volym i ozonkontaktbassängen är ca 150 m³. Kontakttiden är minst 30 min. Kontakttiden ökas vid lägre flöden och ligger oftast mellan 30–40 min.

Ozonproduktion är 1915 g/h.

Under det år som reningen kördes som forskningsanläggning så testades 3 olika ozondoser; 4 mg/l, 6 mg/l och 8 mg/l.

5.6 Reningsresultat

Provtagningar togs vid fyra olika tillfällen, vid varje tillfälle testades olika ozondoser.

Av de tre tekniker som testades under ett år visade O₃-GAK kombination på mycket goda reningsresultat. Kombination kördes med tre olika ozondoser under försöken 8, 6 och 4 mg O₃/l. Vid dosen 8 mg/l låg reduktionen för läkemedel över 90% för samtliga studerade substanser, förutom två, carbamazepine 88% och ketoprofen 87%. Reduktionsförmågan sjönk något i försöken med 6 och 4 mg/l. Provtagningar för dessa skedde dock efter driften med 8 mg/l, vilket kan ha minskat reduktionsförmågan för kolet i GAK-filtren pga. drifttiden mellan provtagningarna.

Det teknik som visade på lägst reduktionsförmåga var enbart GAK. Provtagning skedde vid två tillfällen, med ca 2,5 månads mellanrum. Vid det första

provtagningstillfället visade filtret på en signifikant lägre reduktionsförmåga jämfört med tidigare studier. De substanser som sticker ut är b.l.a. ibuprofen som reduceras med endast 32% och erythromycin som reduceras med 1%. Men många av substanserna ligger lägre jämfört med tidigare studier. Vid det andra provtagningstillfället så ökar halten av läkemedelsrester för många substanser, till exempel ibuprofen ökar med 735%. Vilket tyder på en desorption av tidigare adsorberade ämnen.

O₃-sandfilter provtogs vid två tillfällen med 2,5 månaders mellanrum. Första provtagningen som var vid en ozondos på 8 mg/l visade på bra reduktionsförmåga, reduktionen var likt den som uppnåddes med O₃-GAK men något lägre reduktion för enstaka substanser (ketoprofen och oxazepam). Vid andra provtagningstillfället användes en ozondos på 4 mg/l. Då var reduktionsförmågan betydligt lägre och halten läkemedel ökade för en stor del av substanserna. Detta berodde troligen på att ozondosen var för låg för att oxidera de mesta av substanserna.

5.7 Drifterfarenheter

5.7.1 GAK-filter

Efter en viss tids drift så hade filtren med aktivt kol rostat igenom, detta då de är konstruerade i rostfritt stål och det har uppstått galvaniska strömmar i filterbädden. Även utgående ledning har rostat igenom. Filter och ledning skulle behövt vara i syrafast stål.

Filtertypen som har använts (kontinuerliga filter) tros inte ha varit den mest effektiva lösning som kolfilter. Resultaten indikerar att adsorptionen till aktivt kol inte har fungerat optimalt och därför gett dålig reduktion. Det gjordes försök med intermittant backspolning, men mammutpumpen orkade inte bryta upp den filterkaka som bildats vid intermittant backspolning.

Tvättvattnet (ca 10% av flödet) från filtren går tillbaka till verkets inlopp, tvättvattenflödet minskades något eftersom kolet enkelt kan spolas bort med tvättvattenflödet.

Det var mycket viktigt att kolet fick svälla innan det togs i drift för att inte förlora kolet vid driftsättning. Enligt leverantören ska kolet svälla i 24 timmar, vilket bedömningen var att det inte räcker utan det behövs flera dagar och upp till två veckor har nämnts som blötläggningstid.

5.7.2 Ozon:

Har fungerat bra under drifttiden, har ibland sett små mängder skumning från kontakttanken vid inloppen till efterföljande filter, detta har dock inte haft någon vidare inverkan på driften.

Stengården har återvunnit värme från kompressorn som tar in luft till PSA, vilket har använts för uppvärmning av filteranläggningen. Överskottsvärmen från ozontillverkningen på 35–40 gradigt vatten har inte tagits till vara, vilket fanns som en önskan från projektet, men fokus prioriterades för andra områden under projekteringstiden.

I nuläget körs ozonanläggningen med konstant dosering 6 mg/l. Det har inte lagts resurser på att styra ozondoseringen mot annan parameter såsom DOC, då andra installationer har behövt prioriteras i Simrishamn.

Under hösten 2020 fick reningsverket in något toxiskt som resulterade i höga nivåer av suspenderade ämnen till skivfiltret innan ozoneringen och läkemedelsreningen behövde stängdes av. Även höga halter av nitrat upptäcktes ut från reningen. Läkemedelsreningen hade fortfarande inte återstartats ca 3 månader senare, utan reningsverkets resurser behövdes i första hand för andra projekt. Innan denna incident har ozoneringen fungerat utan driftproblem.

5.8 Ekonomi

Kostnader för Stengårdens reningsverk beräknat som helårsdrift:

Totala kostnader per producerad volym vatten	Kostnad per m3 SEK/m³
Investeringskostnader	0,46
Driftkostnad (förutom energi)	0,21
Energikostnad	0,19
Totala kostnader:	0,86

6. Degeberga

6.1 Kontaktpersoner

Stefan Borg, Drifttekniker på tekniska förvaltningen, Kristianstad kommun

Inger Hansson, Utvecklingsstrateg på tekniska förvaltningen, Kristianstad kommun

Ola Svahn, Forskare på Högskolan Kristianstad

6.2 Övergripande beskrivning

Kristianstads kommun ansökte och beviljades investeringsbidrag för läkemedelsrening från Naturvårdsverket år 2018. Kommunen hade, baserat på ett pilotprojekt som genomförts av högskolan i Kristianstad, valt granulerat aktivt kol som teknisk lösning. Den mest lämpliga utformningen av denna tekniska lösning var att filteranläggning placerades i ett separat reningssteg efter det befintliga reningsverket, i en ny byggnadsdel. Anläggningen har beställts som ett tillägg till pågående entreprenad (NCC) vid CRV (det centrala reningsverket i Kristianstad) som i sitt miljötillstånd har fått utdelningskrav på läkemedelsrening.

En fördel med att Degerberga reningsverk är att betrakta som C-anläggning (< 2000 p.e) är att miljöprövningen av anläggningen kan hanteras som ett anmälningssärende, vilket möjliggjort för kommunen att hålla tidplanen för ett investeringsbidrag från Naturvårdsverket (3 år). En ansökan om nytt miljötillstånd hade inte varit möjligt inom tidsramen.

Under år 2020 driftsattes anläggningen bestående av två parallella kolfilter. Anläggningen designades och togs fram tillsammans med en totalentreprenör och i samarbete med Högskolan i Kristianstad. Ingen urvalsprocess gjordes för val av teknik för läkemedelsrening utan tekniken föreslogs efter lyckade pilotskaleförsök med granulerat aktivt kol vid det centrala reningsverket i Kristianstad. Kristianstad kommun och bla Degerberga har varit i EU projekt Morpheus som syftar till att identifiera och prioritera var insatser för läkemedelsrening bör göras.

Recipienten Segesholmsån är känslig och ån rinner inte genom några andra större samhällen förutom Degerberga varför det kommunala reningsverket där utgör en inte obetydlig andel av flödet i ån. Syftet med projektet att genomföra läkemedelsrening vid Degeberga ARV är dels att förbättra miljön, och därmed dramatiskt minska den ekologiska stress som läkemedelsrester orsakar, i Segesholmsån nedströms reningsverket och i havet där ån rinner ut i Hanöbukten på den skånska Östkusten. Dels är syftet att vinna erfarenheter för branschen i stort om läkemedelsrening vid mindre reningsverk. Men även i någon mån för att för Kristianstads kommuns egen del vinna egna erfarenheter av investering i och

drift av en sådan anläggning inför en utredning om eventuell läkemedelsrening vid Kristianstads centrala reningsverk (CRV).

Degerberga reningsverk är dimensionerat för 2000 pe, men dagens belastning ligger på ungefär 950 pe (motsvarande 1300 personer). Verket är dimensionerat för 23 m³/h och under 2021 var medelflödet ca 11,4 m³/h.

Degeberga reningsverk består av galler, luftat sandfång följt av en traditionell aktivslamanläggning med kemisk fällning och sedimentering. Efterpolering sker med efterfällning och filtrering genom sandfilter.

Läkemedelsreningen, som är placerad sist i processen, består av två parallella, trycksatta kolfilter med två olika sorters kol (stenkol och kokoskol). Vattnet pumpas från sandfilter upp till kolfiltren.

Kolfilternläggningen har byggts i eget hus efter befintligt reningsverk. Översikt kan ses nedan i Figur 1.



Figure 3. Overview of the full-scale advanced treatment with a combined Sand-GAC-filter at Degeberga WWTP in the summer of 2020.

Figur 5 Översiktlig processbild av Degerberga ARV med GAK filterhall (från projektredovisning Moreus projekt)

6.3 Beskrivning läkemedelsrening

Fullskaleanläggningen för läkemedelsrening var färdigbyggd under 2020 och har varit i drift sedan dess. Anledning till att kol valdes som teknik var att utgående vatten efter sandfilter håller bra kvalitet och att kolfilter ansågs vara en lättskött process. Samarbetet med Högskolan i Kristianstad bidrog med mycket erfarenheter från tidigare pilotförsök. Då det är ett litet verk med liten driftorganisation önskades en enkel process. Strömförsörjningen hade behövts

byggas ut vid läkemedelsrening med ozon, det är en mer energikrävande process än kol och det ansågs också vara en betydligt mer komplex process.

Genom samarbetet med Högskolan i Kristianstad har Degerberga varit med i flera forskningsprojekt, bla MORPHEUS, för uppföljning av läkemedelsrening och miljöeffekter.

Filterhallen består av två GAK-filter med två olika typer av kol: Stenkol AquaSorb 5000 och Kokoskol AquaSorb CS.

I Figur 6 presenteras en bild på kolfiltren från ovan.



Figur 6 Översiktlig bild GAK läkemedelsrening. Foto: Erland Björklund

6.4 Dimensionerande flöde

Maxflödet för läkemedelsreningen är 22 m³/h (11 m³/h per filter), vilket betyder att läkemedelsreningen inte hanterar maxtopparna. Dessa inträffar tex vid spolning av sandfilter eller vid höga inflöden till verket (t ex vid kraftiga skyfall sommartid, och längre regnperioder och snösmältning under höst/vinter) och då förbileds GAK-filtren så att vattnet efter sandfilter leds till utgående. Filtren har aldrig behövts förbiledas pga för hög susp.halt.

Medelflödet i processen är 10-12 m³/h, vilket innebär att endast ett filter inte riktigt räcker, men med två filter i drift finns god marginal.

Verket renar ca 75-80% av årsflödet i läkemedelsreningen.

6.5 Designparametrar

Total reaktorvolym är 11 m³. Vid maxflöde är uppehållstiden 30 min, vid medelflöde ca 1 h. Anläggningen har hittills körts till >20 000 bäddvolymeter och ännu inte backspolats. Tidigare pilotanläggning kördes till 40 000 bäddvolymeter så tanken är att se hur långt filtren kan gå.

Tabell 1. Anläggningsinformation över läkemedelsreningen vid Degerberga ARV.

Anläggningsdel	Antal	Storlek	Maxkapacitet
Kolfilter	2	5,5 m ³	11 m ³ /h/filter

6.6 Reningsresultat

Provtagning och analys av 35 läkemedel har under första två åren gjorts månadsvis. Efter två år tas nu prover ut var tredje månad.

Avskiljningsförmågan för mikroföroreningar i GAK-filtret är mycket god. Efter ett år (upp till 10 000 bäddvolymeter) var det 27 av det totala analysmaterialet på 35 ämnen som nådde kolfiltret. Av dessa 27 läkemedel uppmättes 95% avskiljningsgrad. Efter två år (10 000 – 20 000 bäddvolymeter) var motsvarande avskiljningsgrad 84% (medel av 27 substanser).

Diklofenak har varit prioriterad och valts som "indikator" och den avskiljs med >90 % efter två år. Avskiljningsgraden för vissa substanser hade efter två år sjunkit till 60-70%. Först att bryta igenom var fluconazole och sulfamethoxazole.

Olika föroreningar fastnar på olika djup, det finns vissa indikationer som tyder på att utgående värden kan öka om kolet blandas runt. Därför har en driftstrategi varit att inte backspola för ofta/i onödan. Då trycket inte byggts upp och flödet har kunnat hanteras har backspolning hittills inte skett.

Kokoskolet har visat sig börja släppa igenom ämnen lite tidigare än stenkolet. Flödesmässigt har ca 60% gått genom stenkolet och ca 40% genom kokoskolet. Eftersom kolen har olika densitet blir också kokoskolet lite dyrare. Kolets ursprung är oklart.

Utloppet från kolfiltret går till en renvattentank där som också är en resurs för eventuell backspolning av filtren.

6.7 Drifterfarenheter

Inga problem med driftsättning, detta skedde tillsammans med leverantör. Kolet behöver blötläggas vilket gjordes under 2-3 veckor. Kokoskolet krävde längre tid att blötlägga jämfört med stenkolet.

Tillsyn sker ca 1 h per vecka. Efter två års drift har filtren ännu inte backspolats. Filtermotståndet mäts över tid men ingen förändring av tryckfall har skett. Inget beslut om när backspolning ska ske har tagits, men vid genomslag (minskad reduktion av läkemedel) och ev. kanalbildning bör det ske. Detta har hittills inte skett. Backspolningen kommer att ske manuellt, en person får starta och stå över filtret för att följa bäddexpansionen.

Kontakttiden är relativt lång, 30-60 min. och ännu har inget kol bytts ut (>20 000 bäddvolymmer efter två år).

6.8 Ekonomi

Kostnaden för läkemedelsreningen uppgick till 10,7 miljoner vilket motsvarar 5,3 kr/m³. 80 % av kostnaden täcktes av Naturvårdsverkets bidrag. Den ursprungliga kalkylen låg på 12,5 miljoner kronor.

Investeringskostnadskalkylen utgick från pilotförsök som utfördes vid det centrala reningsverket i Kristianstad (CRV) och skalades upp 11 gånger för att motsvara behovet av rening vid Degerberga reningsverk. Pilotförsöken utfördes i container, med sand- och kolfilter och uppgick till 900 000 kr. En lösning med 11 containrar var inte aktuell och sandfilter fanns redan på plats, men en tillbyggnad av lokal krävdes vilket stod för en stor del av investeringskostnaden.

Jämfört med andra anläggningar är investeringskostnaden hög, vilket till största delen beror på att det är fråga om en liten anläggning. Tekniken med granulerat aktivt kol har en annan fördelning mellan investeringskostnader och driftkostnader jämfört med ozonering; investeringskostnaderna blir högre men driftkostnaderna blir lägre. För att få bättre beslutsunderlag inför framtida investeringar i läkemedelsrening kring vilken teknik som är mest kostnadseffektiv totalt sett, med hänsyn till både kapital- och driftkostnader, behöver den här avsedda tekniken med granulerat aktivt kol testas i en fullskaleanläggning, vilket just är det som kommunen ansöker om bidrag för.

Driftkostnaden för kolet har uppskattats till 32 000 kr/år (2 euro per kg), men är fortfarande osäkert då kolet ännu inte har behövts bytas ut. Därtill kommer elkostnad för pumpning och några elektriskt styrda ventiler ca 10 000 kW/år och personalkostnader för tillsyn uppskattas till ca 1 h/vecka.

7. Tierp

7.1 Kontaktpersoner

Jørgen Johnsen & Klas Jakobsson

7.2 Övergripande beskrivning

Tierps Energi och Miljö ansökte och beviljades investeringsbidrag för läkemedelsrening från Naturvårdsverket år 2019. Under år 2020 driftsattes anläggningen bestående av sandfilter, ozon och kolfilter. Anläggningen designades och togs fram tillsammans med en totalentreprenör. Ingen urvalsprocess gjordes för val av teknik för läkemedelsrening utan tekniken som totalentreprenören levererade valdes.

Tierps reningsverk består av försedimentering, aktiv slam, fällning och sedimentering. Läkemedelsreningen är placerad sist i processen. Tierp har inga krav på kväverening då det ligger norr om gränsen för krav på kväverening.

Läkemedelsreningen består av två trycksatta sandfilter, en kontakttank för ozon, två containrar med ozonaggregat samt två trycksatta kolfilter.

Anläggningen har i sin helhet byggts inomhus för att förbättra arbetsmiljön.

7.3 Beskrivning läkemedelsrening

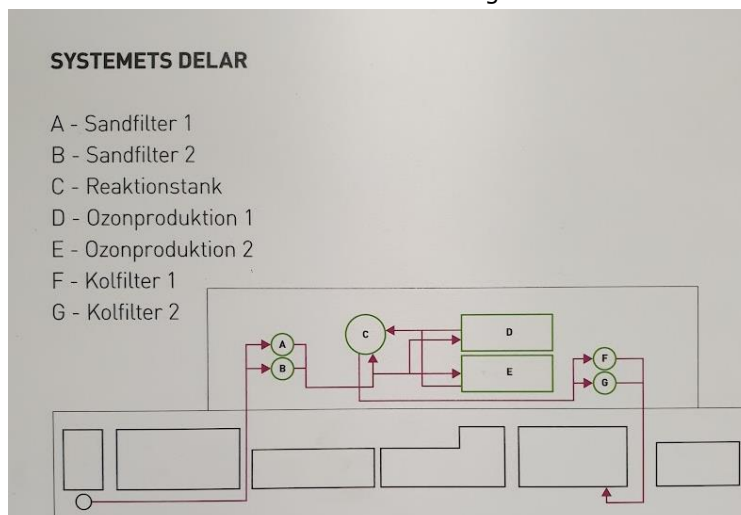
Flödet till läkemedelsreningen leds från pumpsumpen för utgående vatten. Vattnet filtreras genom sandfiltren och leds till kontakttanken för ozon. Ett biflöde från sandfiltren leds till ozonaggregaten i containrarna och leds tillbaka till kontakttanken för ozon. Syrgasen till ozonanläggningen produceras på plats i containrarna. Från kontakttanken filtreras vattnet i kolfilter.

Backspolning av sand- och kolfilter styrs på diff.tryck. Spolvattnet är filtrerat från det korresponderande filter som inte spolas. När flödet genom anläggningen är lågt räcker inte detta vatten och då tas vatten från utgående vatten. Både sand- och kolfilter ska kunna spolas med en blandning av luft- och vatten. Blåsmaskinerna för luftspolningen är placerade i containrarna tillsammans med ozonanläggningen.

Ozonanläggningen kyls med filtrat från sandfiltren.

Vid ett framtida kolflöde bedömer Tierps kommun att de troligen kommer att köpas in nytt kol eftersom det inte finns någon regenereringsanläggning i Sverige och volymen är så pass liten (12 m³) för att det ska vara ekonomiskt att skicka det utomlands för regenerering.

Vid planering av anläggningen var andra parametrar så som reduktion som fosfor eller reduktion av mikroorganismer inte i fokus. Halten bromid har inte provtagits i inkommande vattentill läkemedelsreningen.



Figur 7. Schematisk bild över läkemedelsreningen vid Tierps ARV.

7.4 Dimensionerande flöde

Tierps ARV är dimensionerat för 15 000 pe.

Flödet vid Tierps reningsverk varierar mellan cirka 100–300 m³/h beroende på dagvattenflöden och årstider. Flödestopparna sker främst under issmältning och verket har cirka 150–200 m³/h i medelflöde. Läkemedelsreningen är dimensionerad för 150 m³/h vilket motsvarar Q_{medel} . Vid högre flöde än så förbileds läkemedelsreningen.

7.5 Designparametrar

I Tabell 2 presenteras storleken på processtegen vid Tierps ARV.

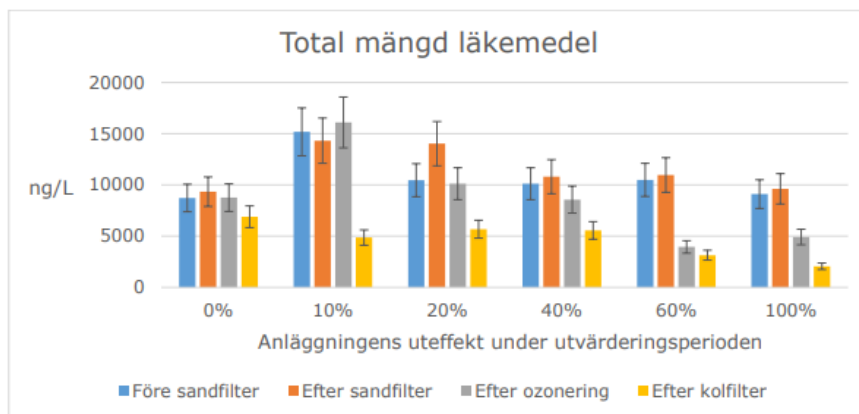
Tabell 2. Anläggningsinformation över läkemedelsreningen vid Tierps ARV.

Anläggningsdel	Antal	Storlek	Maxkapacitet
Sandfilter	2	6 m ³	40 m ³ /h/filter
Kontaktstank ozon	1	27 m ³	-
Kolfilter	2	6 m ³	40 m ³ /h/filter

Kontakttiden för ozon uppgår till cirka 10 min vid full kapacitet i läkemedelsreningen.

7.6 Reningsresultat

Efter uppstart av anläggningen har uppföljning av reningsgraden av läkemedel utförts, se Figur 8. Vid dessa provtagningar visades det att den totala halten av läkemedel var mer än dubbelt så höga (i medel 12 µg/l) än vid provtagningarna för labbförsöken (5-6 µg/l). Detta har lett till att anläggningen måste köras på maxeffekt för att få en bra reningsgrad.



Figur 8. Uppmätta totalhalter av läkemedel vid olika effekter på ozongeneratorerna (TEMAB, 2020).

30 typer av läkemedelsrester uppmättes över detektionsgränsen i det inkommande avloppsvattnet. Sju typer av läkemedelsrester stod för 66 % av den totala halten. Av läkemedelsverket rekommenderade 22 läkemedel som miljöindikatorer var nio över detektionsgränsen. Reduktionsgraden för de nio läkemedelsrester visas i Figur 9 och varierade mellan 25-94 %. Den totala reduktionsgraden var 93 % för samtliga indikatorläkemedelsresterna.

Substans	Ingående halt	Utgående halt	Borttagning
Diklofenak	441	27	94 %
Trimetoprim	46	4	92 %
Karbamazepin	111	11	90 %
Metoprolol	1168	190	84 %
Citalopram	583	102	82 %
Tramadol	533	127	76 %
Oxazepam	137	47	65 %
Ciprofloxacin	137	97	30 %
Flukonazol	15	11	25 %

Figur 9. Reduktion av 9 läkemedel av de 22 läkemedel som läkemedelsverket rekommenderar som miljöindikatorer vid 100 % effekt på ozongeneratorerna (TEMAB, 2020)

Uppföljning av reningen har görs cirka 2 gånger per år. Prov tas så ut från efter varje processteg; inkommande vatten, efter sandfilter, efter ozonering och på utgående vatten.

Kolet har efter två års drift (inklusive längre perioder då anläggningen varit avställd) inte bytts ut. Ingen uppföljning av reningsresultatet har gjort vilket gör det svårt att bedöma dess livslängd.

7.7 Drifterfarenheter

7.7.1 Allmänt

Anläggningen har varit avställd en ansevärd tid sedan uppstart. Detta har bland annat berott på luft-och vattenspolningen inte fungerat på grund av att en backventil till luftspolningen är för lågt placerat jämfört med blåsmaskinerna, vilket gör att vid backspolning går vattnet bakvägen och hamnar i blåsmaskinerna och dessa har gått sönder. Detta har fått som konsekvens att kolfiltrena inte kan luftspolas vilket har gjort att de satt igen. När luftspolningen är ur funktion bildas en hård kaka i toppen av kolfiltren som gör att inget vatten kan passera och de måste förbilesas. Detta gör att ozonerat vatten släpps ut i recipient utan biologisk rening. Tierp undersöker nu om luft kan ledas från blåsmaskinen i avloppsreningsverket för att kunna börja med att luftspola filtren igen.

Varje maskindel styrs manuell i dagen anläggning. Exempelvis finns ingen start och stopp på ozonanläggningen vilket gör att vid låga flöden stannar anläggningen och ställs i larmläge utan att kunna starta när flödet startar. Detta gör att luft dras in i systemet som bidrar till underhållsbehov. Tierps uppger att det hade varit fördelaktigt med att ha ett gemensamt driftskåp för anläggningen och driftbild för att driften ska få en helhetsbild av anläggningen.

7.7.2 Sandfilter

Anläggningen saknar backspolstankar till sand-och kolfiltren. Detta gör att det uppstår problem när anläggningen har låga flöden, då det korresponderande filtret inte filtrerar tillräckligt stort flöde för att räkna till en hel backspolning. Då tar anläggningen vatten från utgående vatten från anläggningen, men även det kan vara för lite under tider med låga flöden (exempelvis nätter). Tierp Energi och Miljö tycker att antingen skulle backspolstankar installerats för spolning av filter alternativt att ha tre filter i stället för två för att få tillräckligt med flöde till backspolningarna.

Problem med att sandfiltren är också att när ett sandfilter spolas så förbileds vatten det filtret och leds direkt till ozontanken. Detta gör att sämre vattenkvalitet ozoneras samt att kolfiltren sätter igen snabbare. Filtret för kylvattnet sätter då igen och behöver bytas ofta (ca 1 ggr/månad i stället för 1 gång/halvår). Tierp uppger att en bra sandfiltrering hade bidragit till ett mycket lågt underhållsbehov i anläggningen och att detta steg bör dimensioneras på ett robust sätt. Tierp vill försöka bygga bort att vattenförbileds ett filter när det backspolar, och att det då i stället endast ska filtreras genom 1 filter.

Sand- och kolfilter spolas på tid. Tierp uppger att det hade varit fördelaktigt att kunna spola på tryck. Sandfilter spolas cirka 1 ggr/dag och kolfilter 2 ggr/vecka. Om sandfiltreringen fungerat bättre och släppt igenom mindre partiklar hade kolfilter endast behövt spola 1 ggr/vecka.

7.7.3 Ozonanläggningen

Tierps Energi och Miljö har god erfarenhet av ozonanläggningen i drift. Vid uppstart av anläggningen visade det sig dock att kontakttanken för ozon läckte. Detta innebar förseningar i driftstart då den behövde skickas tillbaka till leverantör för kompletterande svetsning.

Ozonanläggningen är dimensionerad för 150 m³/h och att en container skulle klara ozoneringen för det flödet. Vid driftstart upptäcktes dock att halterna av läkemedel i inkommande vatten var högre än under pilotförsöken. Detta innebär att Tierp behöver köra båda containrarna (på cirka 70-80 % av maxeffekt) för att producera tillräckligt hög ozondos.

Redundansen i ozonanläggningen ligger i att det finns 6 ozongeneratorer per container. Om en går sönder finns fortfarande fem sjättedelars kapacitet kvar.

Ozondosen kan styras på två sätt. Antingen kan ozongeneratorerna ställas på en fast effekt eller så kan en sensor känna av halten ozon på vattnet ut från ozongeneratorerna. Tierp föredrar att styra ozondosen mot sensorn. I

reaktionstanken finns en avluftare (med ozondestruktor) och vid för hög ozondosering pyser ozon ut där vilket föranleder att dra ned doseringen. Det finns ingen mätare på faktiskt ozondos och ingen modell mellan reningsgrad och dosering av ozon. Underhåll som skulle kunna byggas bort är att exempelvis kondensvatten från kompressorerna behöver tömmas cirka 1 ggr/månad manuellt.

7.7.4 Kolfilter

Vid uppstart av kolfilter fylldes dessa på manuellt. Kolet fick stå och dra i några dagar innan drifttagning. I början ströps backspolsvattnet för att kontrollera tt inget kol spolades ut filtren. På backspolspumpen finns en reglerventil för att kunna minska/öka spolflödet vid behov. Tierp uppger att det är viktigt att kunna ha denna möjlighet till visuell kontroll av backspolvattnet. De har aldrig bytt kol men när detta sker planerar de att använda en sugbil.

Insidan på kolfiltren är keramiskt lackerade för att inte riskera rost i tanken.

7.8 Ekonomi

Kostnaden för läkemedelsreningen uppgick till 12 miljoner vilket motsvarar 1,8 kr/m³. 90 % av kostnaden täcktes av Naturvårdsverkets bidrag. Utöver kostnaden för maskinutrustningen kostade byggnaden för läkemedelsreningen 4 miljoner kronor vilket finansierades av Tierps Energi och Miljö.

Tierps Energi och Miljö överväger att ingå ett serviceavtal med entreprenören som byggde anläggningen. I denna service ingår service av anläggningen, uppföljning av reningsgraden och byte av kol. Ungefärligt kostnad för detta bedömer Tierp är 700 000 kr/år.

Införande av det nya reningssteget på Tierps kommun har inte inneburit ökade personalkostnader då övervakning av anläggningen ingår i den vanliga rutinen vid verket.

Tierp har ingen uppskattning på hur mycket energi som verket drar. Anläggningen stängs dock av under perioder med höga elpriser för att spara pengar. Tierp ska anlägg solceller på taket på avloppsreningsverket för att producera egen el. Detta gör att det skulle bli billigare att driva avloppsreningsverket och däribland läkemedelreningen.

8.3 Beskrivning pilotanläggning

Syftet med tvåstegsfiltrering är att försöka få en längre livslängd på kolet. I och med pumpuppställningen är det möjligt att byta ordning på filtren. Tanken är att kolbyte ska ske i ett filter i taget när kolet i ett filterpar når genombrott, d.v.s. då man ser en kraftig ökning av läkemedelssubstanser i utgående vatten från det andra filtret i filterparet, se Figur 11. Då byts kolet i det första filtret i filterparet. Efter påfyllnad av nytt kol vänds ordningen på filtren, så att filtret med det nya kolet hamnar sist i filterparet. Detta för att det filtret med mest använt kol ska vara först i ordningen och avskilja merparten av innehållet i avloppsvattnet.

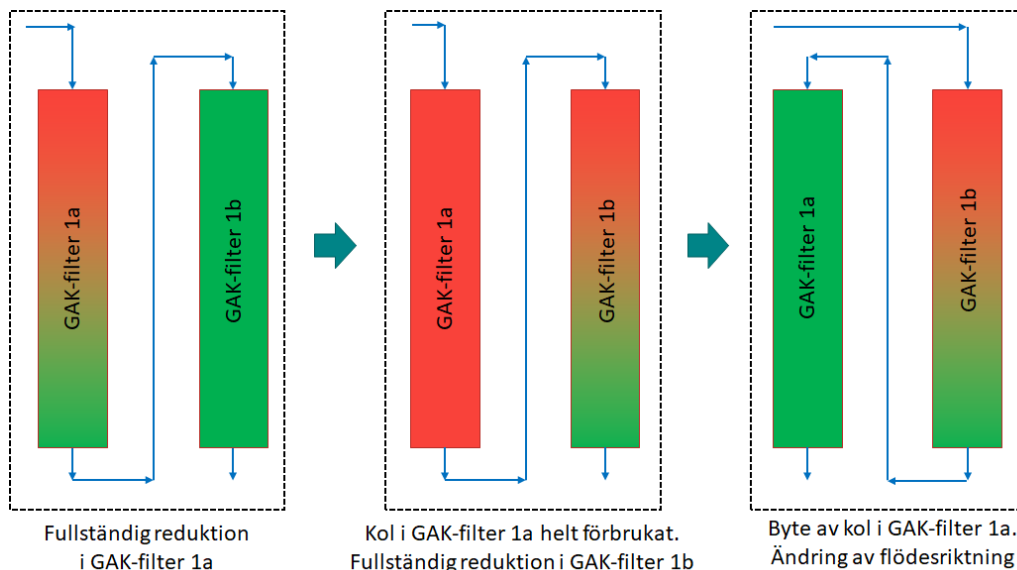
Pilotanläggningen är byggd i en avställd sandfilterbassäng. GAK-filteranläggningen implementerades efter membran-filtreringssteget så att det partikelfria UF-permeatet behandlas i denna. Pilotanläggningen är en avspegling av principförslaget för läkemedelsrening vid Syvab. Det aktiva kolet som används är av typ Chemviron Filtrasorb 400 i samtliga filter.

I pilotanläggningen pumpas vattnet från permeattanken till kolfiltren. Det finns fyra identiska filter som antingen kan köras parallellt var för sig (singeldrift) eller som två linjer med två filter i serie. Den senare processutformningen testas inom projektet.

Varje linje har kapaciteten att klara hälften av inkommande flöde till pilotanläggningen var, dvs 12 m³/h. Dock kan flödesfördelningen varieras beroende på driftstrategi.

Backspolning av GAK-filtren initieras efter att en viss volym vatten har passerat genom filtret (summeras från flödesmätare), med överreglering på vattennivån i GAK-filtren. Vid backspolning spolas filtren med tryckluft och vatten från backspolningspumpar för att rengöra filtren.

Utgående vatten från GAK-filtren pumpas till en bufferttank efter GAK-filter, som används för att säkerställa en tillräcklig volym för backspolning. Från bufferttanken leds behandlat avloppsvatten till utlopp.



Figur 11 Princip för drift av två kolonner i serie (s.k. "Lead-lag" drift).

8.4 Dimensionerande flöde

Dimensionerande flöde för pilotanläggningen är 0,18 % av dimensionerande flöde för det framtida Himmerfjärdsverket, dvs flöden enligt Tabell 3.

Tabell 3 Dimensionerande flöde för pilotanläggning MBR-GAK.

	Flöde (m ³ /h)
Q _{min}	3,6
Q _{dim}	12
Q _{max}	23,4

8.5 Designparametrar

Enligt förstudien har GAK-filtren i pilot-anläggningen dimensionerats för:

- 2 linjer med två filter i serie
- 10 m/h ytbelastning
- 2 m kolbädd
- EBCT: 12,5 min per filter (25 min per linje)
- Linje 1: kontinuerlig backspolning efter 400 EBV
- Linje 2: behovsbaserad backspolning efter differens i tryck (mer sällan)

Enligt principförslaget ska samtliga filter backspolas två gånger per vecka i 15 min. Förbrukat spolvatten har uppskattats till 5-15% av inkommande flöde.

minskar fosfathalten avsevärt med >35 % så sker en negativ reduktion i andra filtret.

8.7 Drifterfarenheter

Uppstart och driftsättning av GAK-piloten gjordes utan problem. Syvab uppger att det kan bli dammigt vid påfyllning av kolet i början och personal bör ha adekvat personlig skyddsutrustning. Syvab har ännu ingen plan på hur hantering av gammal kol ska utföras och om reaktivering ska genomföras eller ej.

Efter frekventa belastningstester har Syvab kunnat visa på att GAK-filtren kan ha en högre ytbelastning än vad som dimensionerats (10 m/h) och ligga i medel på 14 m/h.

Inledningsvis gjordes backspolning med vatten i kombination med en luftspolning men detta gav upphov till kolflykt och vissa pilotdelar fick startas om. Sedan dess har Syvab enbart utfört vatten- och luftspolning var för sig och uppger att de nöjda med denna backspolningsstrategi.

Den nya backspolningsstrategin visade sig effektivt kunna bryta upp slamkakan som formas i övre delen av filtret och samtidigt undvika förlust av kol. Längst ut på kolet sker en biotillväxt, vilket anses var till fördel för att göra kolet mer homogent, medan backspolning tar bort biotillväxten. Om en för stor slamkaka bildas och byggs upp kan det ge sämre reningseffekt. Syvab kan övervaka påbyggnad av biotillväxt genom visuell kontroll via siktglas i GAK-piloten.

För GAK L1 kan ett backspolvattenbehov på 1,7 % av totalflödet genom GAK-linjen konstateras, vilket är nära de 2,5 % som beräknats enligt principförslaget. Detta betyder att för varje kubikmeter renat vatten returneras ca 17 liter till reningsprocessen och behöver behandlas. Backspolningsstrategin för GAK L2 innebär att endast 0,7 % av det behandlade vatten behöver användas för backspolning, vilket är mindre än hälften jämfört med behovet i linje L1. Mindre backspolning betyder också en viss energibesparing samt att filtret kan uppnå ett högre antal drifttimmar då det inte behöver ställas av lika frekvent för backspolning.

Övriga drifterfarenheter från Syvab GAK-piloten är att bygga tankarna så att det är enkelt att byta kol rent praktiskt. Samt att testa alla funktioner med backspolning av vatten och andra vatten funktioner innan kol tillsätts.

9. Referenser

Björleinius, B., 2018. Pharmaceuticals – improved removal from municipal wastewater and their occurrence in the Baltic Sea (Doctoral thesis). KTH Royal Institute of Technology, Stockholm.

Cimbritz, M., Mattsson, A., 2018. Reningstekniker för läkemedel och mikroföroreningar i avloppsvatten (No. 2018:7). Havs- och vattenmyndigheten, Göteborg.

Karlsson-Ottosson, U., 2015a. De renar bort medicinrester från avloppet. Ny Teknik.

Karlsson-Ottosson, U., 2015b. Första svenska reningssteget för läkemedel installerat. Ny Teknik.

Pohl, J., Björleinius, B., Brodin, T., Carlsson, G., Fick, J., Larsson, D.G.J., Norrgren, L., Örn, S., 2018. Effects of ozonated sewage effluent on reproduction and behavioral endpoints in zebrafish (*Danio rerio*). *Aquat. Toxicol.* 200, 93–101. <https://doi.org/10.1016/j.aquatox.2018.04.014>

Stigzelius, U., 2016. Vattnet renas från 95 procent av läkemedelsrester. KTH Magazine.

Wang, H., Sikora, P., Rutgersson, C., Lindh, M., Brodin, T., Björleinius, B., Larsson, D.G.J., Norder, H., 2018. Differential removal of human pathogenic viruses from sewage by conventional and ozone treatments. *Int. J. Hyg. Environ. Health.* <https://doi.org/10.1016/j.ijheh.2018.01.012>

Temab, 2020. Slutrapport- Implementering av fullskalig läkemedelsrening vid Tierps reningsverk.

DUTCH EXPERIENCE WITH REMOVAL OF PHARMACEUTICALS FROM WASTEWATER – 2023 TECHNOLOGY REVIEW

CONTENTS

1.	Overview of Current Status	1
2.	Alternative Adsorbents	3
2.1	Cyclodextrin Adsorbents	3
2.2	Zeolite Adsorbents	5
3.	References	8

1. Overview of Current Status

Similar to other European countries, pharmaceuticals in the environment has been the subject of extensive research in the Netherlands over the last number of years. Research into removal of pharmaceuticals from wastewater in the Netherlands is primarily directed by STOWA ('Stichting Toegepast Onderzoek Waterbeheer'¹) with involvement of a large number of academic, commercial and governmental organisations. Research is also carried out by other institutions, for example KWR, which focuses primarily on removal of micropollutants in drinking water treatment plants.

An initial review by STOWA in 2017 confirmed that the most promising technologies for removal of pharmaceuticals that are sufficiently proven to be implemented in the short term in the Netherlands includes:

- Ozone oxidation
- Powdered activated carbon dosing into activated sludge (PACAS)
- Granular activated carbon (GAC) filtration
- Combination of ozone oxidation with GAC filtration or biological post-treatment.

This conclusion was in line with the extensive experience that has been gained on this topic in Germany and Switzerland, who have been at the forefront of implementing ozonation and activated carbon tertiary treatment technologies at full scale in Europe.

A number of quantitative benchmark criteria have been developed for the proven treatment technologies in the Dutch context. These criteria are used to evaluate and compare alternative technologies or process optimisation techniques and include removal efficiency, cost, CO₂ footprint and reduction of ecotoxicological risks in the discharge of the WWTP effluent into the aquatic environment (refer to Table 1 below).

The 2017 STOWA study identified a number of other technologies that could be used for removal of pharmaceuticals, but that had to be tested in more detail to determine the feasibility of these technologies in a large wastewater treatment plant environment in the Netherlands. These technologies included:

- Advanced oxidation processes (AOP) such as ultra-violet (UV) and/or ozone in combination with hydrogen peroxide
- Fixed film bio-processes
- Slow sand filtration or natural treatment systems (for example wetlands)

¹ Dutch Foundation for Applied Research in Water Management

- Electro-chemical oxidation
- Alternative adsorption media
- Membrane technology

Table 1: Dutch Benchmarks of Wastewater Treatment Technologies for Removal of Micropollutants

Criteria	Unit ¹	Ozone + Sand Filter	PACAS	GAC
Micropollutant Removal Efficiency ²	%	80-85	70-75	80-85
Treatment Cost (Capex & Opex)	EUR/m ³	0,17	0,05	0,26
CO ₂ Footprint ³	kg CO ₂ /m ³	0,119	0,116	0,325
Reduction in Ecotoxicity	%	>50	>50	>50

1 – Based on m³ treated wastewater

2 – Removal efficiency for at least 7 of 11 guide substances

3 – Calculated using STOWA model, electricity from mainly non-renewable sources. GAC excludes transport for off-site regeneration. As electricity generation moves towards renewable sources, treatment processes that use large amounts of electrical energy will have a relatively lower CO₂ footprint. Similarly, if activated carbon is used that is manufactured from renewable resources (e.g. coconut shell) the footprint could also be reduced.

As a continuation of the research into pharmaceuticals, STOWA launched an Innovation Program in 2019 aimed at building on the conclusions of the 2017 study. This program will last up to 2023 with a total investment of about EUR 11,5 million. The focus of this program is on the development of new or improved technologies for the removal of pharmaceuticals that can be applied within a period of 5-7 years in the Netherlands. In addition, the technologies must have added value compared to the existing available techniques (ozone, activated carbon), such as a better treatment efficiency, lower costs, more sustainable or a reduction of the ecotoxicological risks of the treated effluent in the environment. The program is divided in five themes:

1. Theme Oxidative Techniques
2. Theme Adsorption on Powdered Activated Carbon
3. Theme Adsorption on Granular Activated Carbon
4. Theme Other Adsorbents
5. Theme Filtration

The first three themes are related to optimisation of the existing available techniques (ozone, activated carbon or variations of these technologies). Technologies from Themes 4 and 5 have often not been implemented or tested at full-scale at a WWTP and are considered more 'innovative' in this context. Example of technologies from these themes include combined adsorption/electro-oxidation and nanofiltration, which have been described in a previous summary report.

Some of the recent feasibility studies and pilot tests that have been completed include:

- Ozone followed by attached growth bioreactor (MBBR) – feasibility study
- Powdered activated carbon dosing in combination with cloth filtration – pilot test
- Biological filtration followed by ozone – feasibility study
- Filtration using an alternative adsorbent (DEXSORB®) – feasibility study
- Zeolite and ozone integrated adsorption-oxidation (AdOx) – feasibility study, pilot test ongoing
- Removal of micropollutants using natural treatment system – literature survey

Conventional adsorption processes based on activated carbon are characterized by a relatively large environmental impact (e.g. regeneration, off-site transport) and limited selectivity for pharmaceuticals. The use of alternative adsorbents could overcome these limitations. Two processes based on alternative adsorbents (DEXSORB® and AdOx) will be described in more detail below.

2. Alternative Adsorbents

2.1 Cyclodextrin Adsorbents

Cyclodextrins are cyclic organic compounds based on glucose. They are produced from corn starch, which is a biobased, renewable feedstock. Cyclodextrins were initially used in the air-freshener industry to adsorb odour compounds from air, but recently research has focused on its application in the water industry. Research at Cornell University in 2016 has indicated that, due to the large internal surface area of cyclodextrins, the compounds are suitable for adsorption of various organic micro-pollutants from an aqueous stream.

Polymerised cyclodextrin used in water treatment are manufactured and marketed by CycloPure, under the brand name DEXSORB®. The initial focus for the use of DEXSORB® has been on PFAS removal, but recent work in the Netherlands has shown that modified polymers have the potential to remove a high percentage of other micropollutants, including pharmaceuticals. This is due to the fact that the competition for adsorption sites with other organics (e.g. dissolved organics in the WWTP effluent) are lower than in the case of activated carbon. The DEXSORB® can also be regenerated on site at room temperature using methanol.

A graphical representation is given below (Figure 1), where the polymerised cyclodextrin has the form of a cup that has a non-polar internal surface and a polar external shell. The cup acts as the host that can bind organic micropollutants. Organic molecules larger than micropollutants do not physically fit within the cup, thereby reducing competition for adsorbent sites as is the case with activated carbon. This could result in longer run times than what is normally achieved with activated carbon.

Proprietary crosslinking chemicals are used to form the polymers and this forms a rigid porous polymeric structure. By adjusting the crosslinking polymer, the adsorption properties can be modified and enhanced depending on the type of compounds to be removed. Research has indicated that the following factors have the largest impact on the removal efficiency of DEXSORB® media (in order of importance):

- Molecular size
- Polarity (hydrophobicity)
- Ionic charge

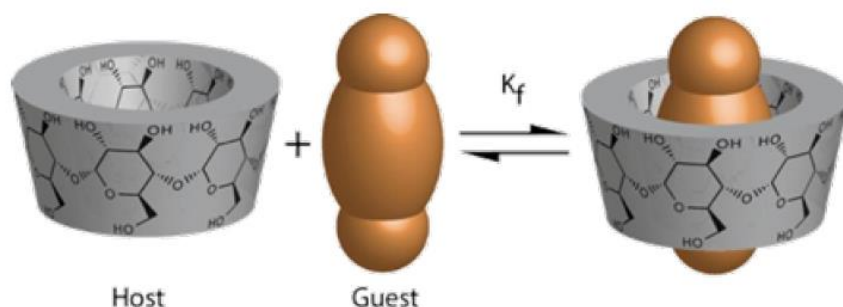


Figure 1: Removal of Micropollutants with Cyclodextrin (Image credit: TU Delft)

In order to assess the feasibility of using DEXSORB® media to remove pharmaceutical micropollutants from the effluent of a WWTP, a conceptual design was prepared. The proposed system (called the DEXfilter) utilises an up-flow contact tank with a contact time of about 15 mins. The media is separated from the treated water and returned to the main contact tank via an external regeneration facility.

Regeneration of the media is done with methanol and the organic micropollutants are transferred to the methanol. The methanol can be recovered with specialised NF membranes and clean methanol is re-used in the process, thereby reducing the overall chemical requirements of the process. The concentrate from the NF filtration step contains high concentrations of micropollutants and methanol and has to be disposed offsite.

A simplified schematic of the process is shown below.

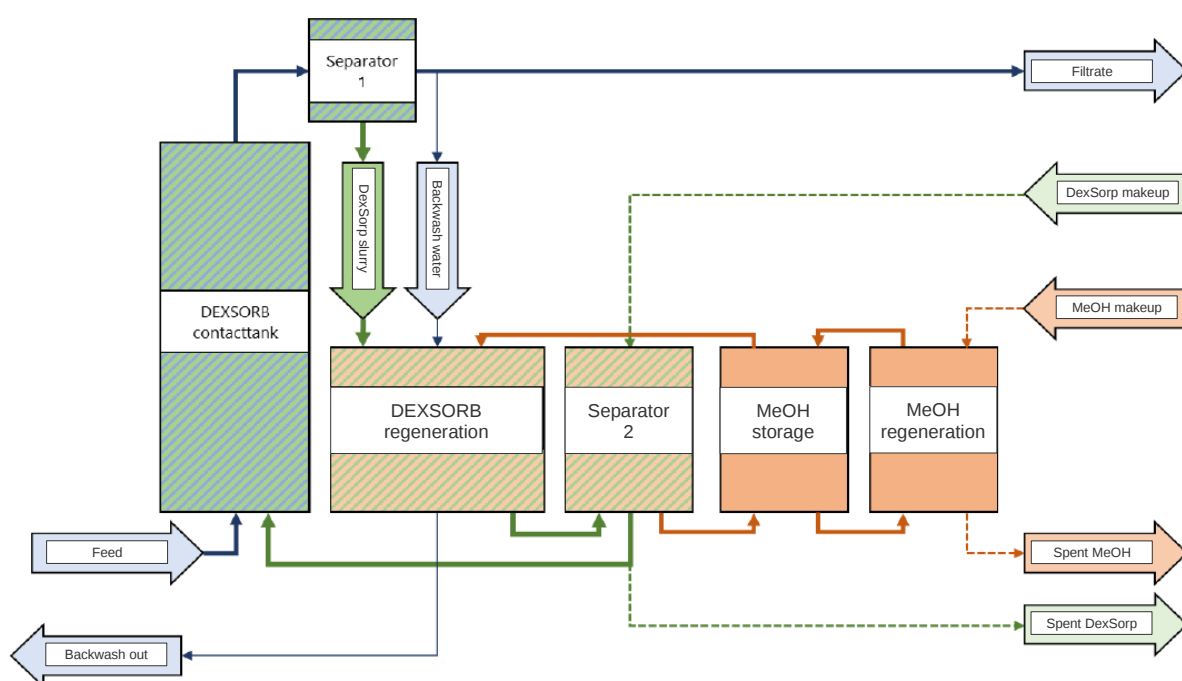


Figure 2: Schematic of DEXfilter process (image from STOWA)

Typical utilities and consumables required are:

- Make-up DEXSORB® to compensate for losses in the system
- Make-up methanol to compensate for losses in the system
- Power supply (mainly for pumping)
- NF membranes (methanol recovery)

Waste products generated by the process include:

- Saturated DEXSORB® media
- Concentrated spent methanol containing high concentration of organic micropollutants
- Fouled NF membranes (used in methanol recovery)
- Backwash water (can be recycled to the WWTP inlet)

Based on the feasibility study performed by STOWA, the following quantitative benchmark criteria have been developed:

Table 2: DEXfilter Technology Benchmark Comparison

Criteria	Unit ¹	DEXfilter
Micropollutant Removal Efficiency ²	%	70 – 75
Treatment Cost	EUR/m ³	0,12 – 0,16
CO ₂ Footprint ³	kg CO ₂ /m ³	0,023 – 0,049
Reduction in Ecotoxicity	%	>50

1 – Based on m³ treated wastewater

2 – Removal efficiency for at least 7 of 11 guide substances

3 – Calculated using STOWA model, electricity from mainly non-renewable sources.

The expected treatment cost is higher than the reference PACAS case, but lower than both the ozone and GAG options. This, together with the low carbon footprint of the technology and good removal efficiencies has made this technology compelling enough that further pilot studies have been commissioned. During the pilot study the performance of the system on actual WWTP effluent will be tested in order to verify the feasibility study assumptions and provide additional cost and pollutant removal data. Various other pilot tests are also currently being conducted in the USA to test different filter configurations (up-flow vs fixed bed) and improve the regeneration efficiency. Furthermore there is continuous development by the supplier to improve the properties of the granular media (strength, abrasion resistance) whilst maintaining a high surface area.



Overall, the use of alternative bio-based raw materials to remove micropollutants is seen as an interesting development and could be a strong competitor to activated carbon in future.

2.2 Zeolite Adsorbents

Zeolites are aluminosilicate minerals and consists of a wide range of compounds that could either occur naturally occurring or are manufactured synthetically. Zeolites have been shown to preferentially adsorb pharmaceutical compounds from treated wastewater. A research project is currently underway in the Netherlands to investigate the adsorption of pharmaceuticals with zeolites. In this process (called the AdOx process), the zeolite media is used in combination with ozone to cost-effectively and sustainably regenerate the exhausted media.



Laboratory experiments have indicated that using zeolites with a high silica content resulted in a higher removal efficiency. In addition, due to their smaller pore size, zeolites have a higher selectivity than activated carbon for small organic compounds such as micropollutants. Studies have shown that zeolites remove up to 18% of the dissolved organic carbon, compared to more than 90% removal with activated carbon.

The charge and hydrophobicity of the pollutants are the two most important parameters that affect the adsorption capacity of the zeolites. Positively charged micropollutants and pollutants with a higher

hydrophobicity appear to be adsorbed better. The relative size difference between different micropollutants had a smaller effect on the removal efficiency in the case of zeolites.

The zeolite media could be installed as final polishing filter to selectively remove the pharmaceuticals from the WWTP effluent. After a period of time the zeolite filter will become saturated and will have to be regenerated. This is done by regenerating the filter bed with ozone gas, which oxidizes the adsorbed compounds and restoring the adsorption sites. This has a number of advantages:

- Since the pharmaceuticals are absorbed preferentially, ozone is only required for the destruction of these compounds during the regeneration process and is not consumed by competing organic compounds in the wastewater matrix. This reduces the ozone requirements.
- Oxidation does not take place continuously in the main water flow but in a side stream during regeneration. This reduces the risk of bromate formation when using ozone.
- On-site regeneration minimises off-site impact due to transport of activated carbon to/from regeneration facilities.

In order to assess the feasibility of using zeolite media to remove pharmaceutical micropollutants from the effluent of a WWTP, a conceptual design was prepared. The proposed AdOx system uses (synthetic) high-silica zeolite granules as the adsorbent for the OMPs. The granules are filled in a packed-bed filtration column which is regenerated in-situ using ozone to oxidize the adsorbed OMPs. This process enables long term utilization of the adsorbent. The regeneration is conducted without the presence of wastewater in the column, ensuring no presence of bromate formation in AdOx-effluent and no discharge of bromate into the receiving water body. The conceptual design is based on an empty bed contact time (EBCT) between 5 and 10 minutes, a flow rate between 6 – 12 BV/h and a running time between 5 and 7 days before the regeneration process starts. The ozone gas used for regeneration is applied at a concentration of 90 mg/L and the regeneration takes about 3 hours. Prior to the regeneration, the granules are dried inside the column by blowing air heated to 60°C through the column.

A simplified schematic of the process is shown below.

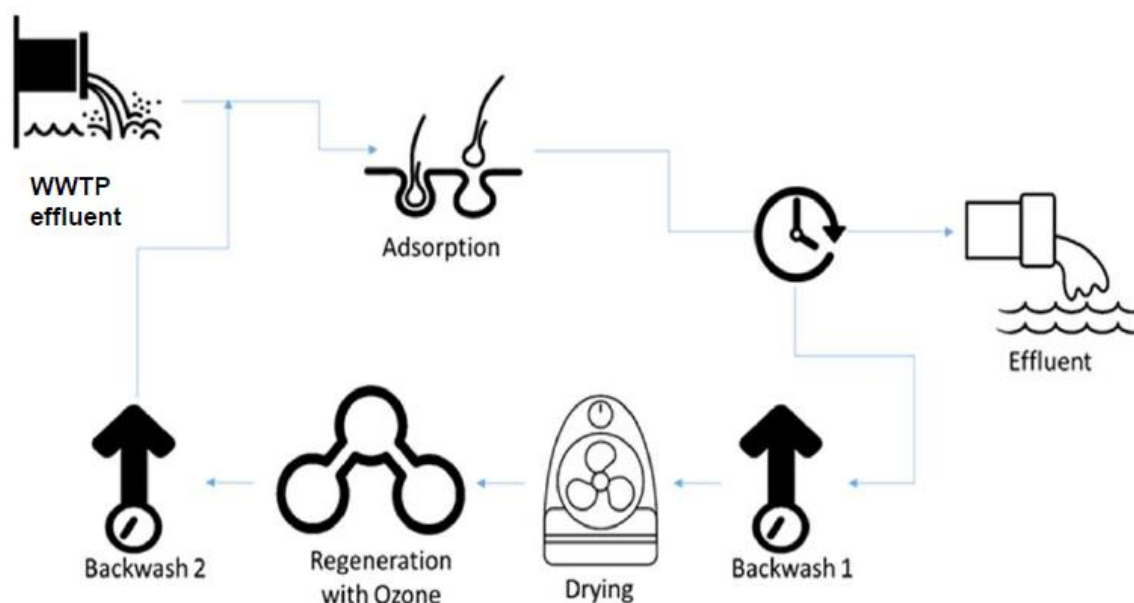


Figure 3: Visualisation of the AdOx Process (Image credit: TU Delft)

Typical utilities and consumables required are:

- Make-up zeolite to compensate for losses in the system (minimum losses expected)
- Oxygen for ozone generation
- Power supply (mainly for pumping and ozone generation)
- (Waste) heat for drying of media

Waste products generated by the process include:

- Ozone off-gas
- Water vapour (from drying process)
- Backwash water (can be recycled to the WWTP inlet)

Based on a desktop review of the AdOx technology, the following quantitative benchmark criteria have been developed:

Table 3: AdOx Technology Benchmark Comparison

Criteria	Unit ¹	AdOx
Micropollutant Removal Efficiency ²	%	80-85
Treatment Cost	EUR/m ³	0,13 – 0,24
CO ₂ Footprint ³	kg CO ₂ /m ³	0,065 – 0,124
Reduction in Ecotoxicity	%	>50

1 – Based on m³ treated wastewater

2 – Removal efficiency for at least 7 of 11 guide substances

3 – Calculated using STOWA model, electricity from mainly non-renewable sources

4 – Range based on variations in EBCT of 5 – 10 minutes. Full scale system expected to operate at lower end of range (5 min EBCT)

Compared to other existing technologies, such as the reference technologies PACAS, combined ozone/rapid sand filtration and GAC, AdOx can become the next generation of adsorbent technologies for the removal of organic micropollutants. AdOx has been assessed to move to the next level of technology development after three years of lab-scale experiments and a pilot scale investigation is currently underway to verify the outcomes of the feasibility study, with results expected this year (2023).

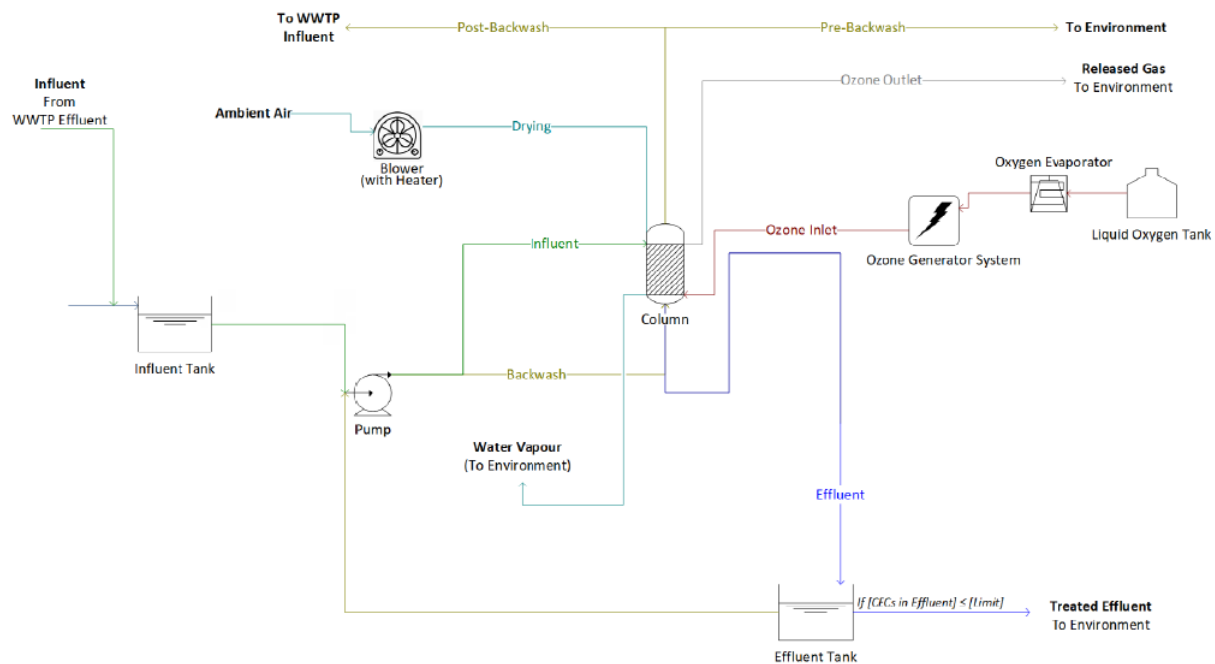


Figure 4: Proposed Pilot Scale AdOx Process

3. References

This overview has been based on research performed under direction of STOWA. The following reports and on-line resources have been used:

1. STOWA 2019-12: Innovation program – Removal of micropollutants at WWTPs
2. STOWA 2020-06: Removal of organic micropollutants – Criteria for selection of treatment technology in combination with required hydraulic capacity
3. STOWA 2021-38: Feasibility study DEXfilter – Innovation in Adsorbents
4. <https://cyclopure.com/>
5. STOWA 2022-10: Feasibility study AdOx – A next generation Adsorption-Oxidation process for the removal of organic micropollutants from municipal wastewater
6. TU Delft AdOx – Proof of Principle Pitch