

Skisseprosjekt for utvidelse av Gardermoen rensesanlegg

Delprosjekt 1 med reviderte prognoser for kommunal vekst

Rapport nr: 17-017
Prosjekt nr: A096657-001

Prosjektleder: Oscar Lidholm, COWI
Medarbeidere: Bjørn Rusten, Aquateam COWI
Hallvard Ødegaard, SET
Bjarne Paulsrud, COWI

Aquateam COWI AS
 Postboks 6731 Etterstad, 0609 Oslo
 Karvesvingen 2, 0579 Oslo
 Telefon: 02694
www.aquateam.no
aquateam@aquateam.no

Rapportnummer: 17-017
 Tilgjengelighet: Begrenset

Rapportens tittel Skisseprosjekt for utvidelse av Gardermoen renseanlegg – Delprosjekt 1	Dato 02.10.2017
	Antall sider og bilag 64
Forfatter(e) sign. Bjørn Rusten Oscar Lidholm	Ansv. sign.
	Prosjektnummer A096657-001

Oppdragsgiver Ullensaker kommune	Oppdragsgivers ref. Ingar Tranum
-----------------------------------------	-----------------------------------------

Rapport versjon	Dato	Signatur
0 (kommentarversjon)	26.09.2017	BRU
0.1 (kommentarversjon)	02.10.2017	OSLI
0.2 (med fotnote om K1 fyllingsgrader)	20.05.2019	BRU

Innholdsfortegnelse

Sammendrag.....	5
Forkortelser.....	8
1. Innledning	9
2. Nåværende tilførsler til Gardermoen og Kløfta renseanlegg	10
3. Prognoser for tilførsler til Gardermoen renseanlegg fram til år 2050.....	13
3.1. Prognoser for tilførsler fra OSL.....	13
3.2. Prognoser for samlede tilførsler til GRA	15
4. Kapasitet på Gardermoen renseanlegg	18
4.1. Vannbehandling GRA.....	18
4.1.1. Hovedanlegget.....	18
4.1.2. For-renseanlegget.....	19
4.1.3. Samlet kapasitet.....	20
4.2. Slambehandling GRA.....	22
4.3. Slammengder på Gardermoen renseanlegg.....	24
4.4. Dimensjonerende år med eksisterende kapasitet.....	25
4.4.1. Vannbehandling	25
4.4.2. Slambehandling	26
4.5. Dimensjonerende år med henholdsvis 50 %, 100 % og 150 % økt kapasitet.....	26
5. Valg av dimensjonerende år og dimensjonerende kapasitet.....	27
5.1. Dimensjonerende tilførsler og konsentrasjoner.....	27
5.2. Dimensjonerende temperaturer.....	29
6. Vurdering av aktuelle renseløsninger	31
6.1. Vurdering av enhetsprosesser.....	31
6.1.1. Primærrensing.....	31
6.1.2. Nitrogenfjerning.....	31
6.1.3. Fosforfjerning	34
6.1.4. Behandling av rejektivann	35
6.2. Aktuelle renseløsninger for Gardermoen renseanlegg.....	36
6.2.1. Opprusting av eksisterende del	36
6.2.2. Renseprosesser i ny del.....	36
7. Hva bør utbyggingen omfatte?	38
8. Dimensjonering og kapasiteter for eksisterende renseanlegg.....	40
8.1. Utvidelse av for-renseanlegget for C-glykol	40
8.2. Rehabilitering av vanddelen i eksisterende hovedanlegg	41
8.3. Kapasitet i eksisterende vanddel etter utvidelse av for-renseanlegget og rehabilitering av hovedanlegget	41
8.4. Kjemisk felling på sandfiltre	43
9. Dimensjonering av aktuelle alternativer for nytt renseanlegg	45
9.1. Nødvendig kapasitet i nytt anlegg.....	45
9.2. Pumpestasjon	45
9.3. Forbehandling	46
9.4. Primærrensing.....	46
9.4.1. Mengder og konsentrasjoner etter primærrensing og inn til biologisk trinn	47
9.5. Alternativ 1: MBBR prosess, kjemisk felling, flotasjon, sandfilter, UV-desinfeksjon.....	49
9.5.1. MBBR med kombinert for- og etter-denitrifisering.....	50
9.5.2. Kjemisk felling og flotasjon	51
9.5.3. Sandfilter	52

9.5.4.	UV-desinfeksjon	53
9.5.5.	Totalprosess, alternativ 1	53
9.6.	Alternativ 2: IFAS-MBR med simultanfelling	54
9.6.1.	Totalprosess, alternativ 2	57
9.7.	Separat rensing av rejektivann	57
10.	Tilpassing av utbygging i forhold til eksisterende bygningsmasse og tomteareal	59
11.	Sammendrag av kostnadsberegninger fra delprosjekt 2	61
12.	Diskusjon og anbefalinger	62
13.	Referanser	63

Sammendrag

Det har vært en voldsom vekst i tilførslene til Gardermoen renseanlegg (GRA) de siste årene. I tillegg er det vedtatt at Kløfta renseanlegg (KRA) skal legges ned og avløpsvannet overføres til GRA. Det haster derfor med planlegging og prosjektering av en utvidelse av GRA. Målsettingen er at et utvidet renseanlegg skal stå klart i år 2021 og at det skal være dimensjonert for en forventet tilførsel i år 2050.

Basert på en kommunal vekst på 1300 personer per år er det utarbeidet prognoser for tilførsler fram til år 2050. For tilførsler av spillvann, formiatholdig overvann og glykolholdig overvann fra Oslo Lufthavn Gardermoen er det benyttet prognoser fra tidligere prosjekter, som går fram til år 2040. For videre vekst i tilførsler fra 2040 til 2050 er det brukt en årlig vekst i antall passasjerer på 1 % for de parameterne som er avhengig av antall flypassasjerer. Vi ender da opp med midlere og dimensjonerende tilførsler for et utvidet GRA som vist i tabellen under:

Parameter	Midlere tilførsel i år 2050			Dimensjonerende (80-persentil) tilførsel i 2050		
	Totalt, minus C-glykol	C-glykol	Totalt, inklusive C-glykol	Totalt, minus C-glykol	C-glykol	Totalt, inklusive C-glykol
Vannmengde, m ³ /d	24155	677	24832	33432	2592	36024
Total KOF, kg/d	18660	1193	19853	24515	4570	29085
Total BOF ₅ , kg/d	7464	---	7941	9806	---	11634
SS, kg/d	7391	---	7391	9474	---	9474
Total N, kg/d	1522	---	1522	1969	---	1969
Total P, kg/d	198	---	198	254	---	254

Slambehandlingsdelen i eksisterende renseanlegg vil ha tilstrekkelig kapasitet til etter år 2050, forutsatt at man øker pumpekapasitet for slam og konverterer den siste råtnetanken til termofil drift slik at begge råtnetankene blir termofile og kjøres i parallell.

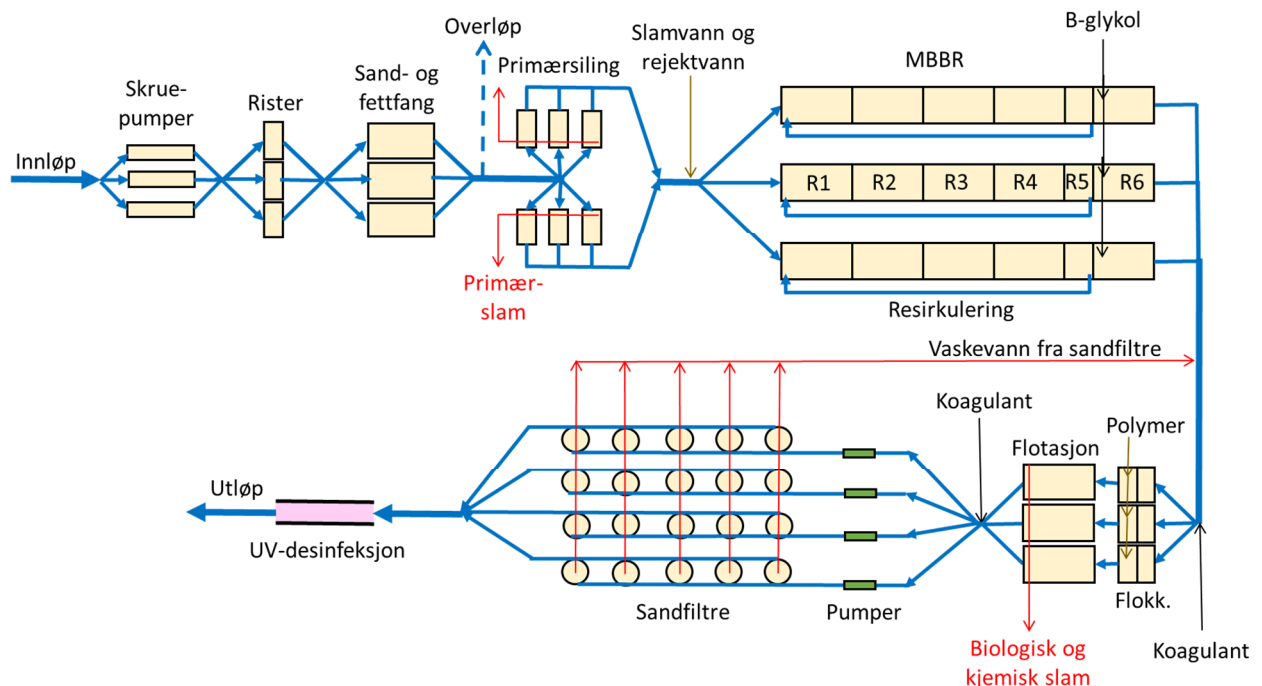
Det er forutsatt at eksisterende vanddel på GRA rehabiliteres, at forrenseanlegget for C-glykol utvides med et nytt basseng og at det bygges sandfiltre med et filterareal på 75 m² for å klare mindre enn 0,1 mg total P/l i utløpet. Denne delen av GRA vil da ha følgende midlere og dimensjonerende kapasiteter:

Parameter	Enhet	Totalt, minus C-glykol	C-glykol
Midlere vannmengde (Q_{middel})	m ³ /d	10370	680
Dimensjonerende vannmengde (Q_{dim})	m ³ /h	600	110
Maksimal vannmengde gjennom alle rensetrinn (Q_{maksdim})	m ³ /h	815	110
Maksimal vannmengde gjennom forbehandling (Q_{maks})	m ³ /h	945	
Midlere tilførsler:			
Total KOF (TKOF)	kg/d	8010	1200
Total BOF ₅ (TBOF ₅)	kg/d	3200	---
SS	kg/d	3170	---
Total N (TN)	kg/d	655	---
Total P (TP)	kg/d	86	---
Dimensjonerende (80-persentil) tilførsler:			
Total KOF (TKOF)	kg/d	10540	4570
Total BOF ₅ (TBOF ₅)	kg/d	4200	---
SS	kg/d	4060	---
Total N (TN)	kg/d	844	---
Total P (TP)	kg/d	111	---

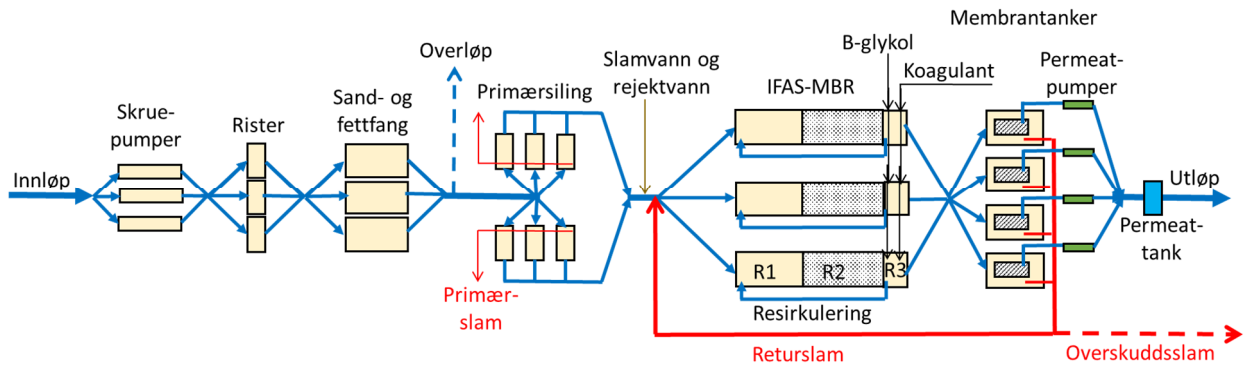
For å håndtere resten av avløpsvannet må det bygges en helt ny og uavhengig vanddel, med følgende kapasiteter:

Parameter	Enhet	Totalt
Midlere vannmengde (Q_{middel})	m ³ /d	13830
Dimensjonerende vannmengde (Q_{dim})	m ³ /h	800
Maksimal vannmengde gjennom alle rensetrinn (Q_{maksdim})	m ³ /h	1085
Maksimal vannmengde gjennom forbehandling (Q_{maks})	m ³ /h	1260
Midlere tilførsler:		
Total KOF (TKOF)	kg/d	10690
Total BOF ₅ (TBOF ₅)	kg/d	4270
SS	kg/d	4230
Total N (TN)	kg/d	875
Total P (TP)	kg/d	114
Dimensjonerende (80-persentil) tilførsler:		
Total KOF (TKOF)	kg/d	14060
Total BOF ₅ (TBOF ₅)	kg/d	5610
SS	kg/d	5420
Total N (TN)	kg/d	1126
Total P (TP)	kg/d	149

To alternative prosesser for nytt anlegg har blitt dimensjonert og kostnadsberegnet. Forenklet flytskjema for disse er vist i henholdsvis figur S1 for Alternativ 1 (forbehandling, primærrensing, MBBR prosess, kjemisk felling, flotasjon, sandfilter, UV-desinfeksjon) og figur S2 for Alternativ 2 (forbehandling, primærrensing, IFAS-MBR med simultanfelling). For begge alternativene trenger man i tillegg et lite anammox-anlegg for behandling av rejektivannet fra avvanning av slam fra både eksisterende og ny vanddel.



Figur S1. Forenklet flytskjema for ny vanddel ved GRA, basert på alternativ 1.



Figur S2. Forenklet flytskjema for ny vanddel ved GRA, basert på alternativ 2.

Alternativ 1 baserer seg på velkjent og velprøvd teknologi, men trenger mye mere areal og er beregnet til å ha betydelig høyere investeringskostnader og totale årskostnader enn Alternativ 2. Integrrert aktivslam og biofilm (IFAS) prosesser er også velkjente. Det samme gjelder membran-bioreaktorer (MBR), hvor membraner brukes til sluttseparasjon av partikler. For å komme under 0,1 mg total P/l med Alternativ 2 må vi imidlertid ha simultanfelling i bioreaktorene, og det er usikkert hvordan dette vil påvirke biofilmbærere i IFAS-reaktorene.

Siden potensialet for både økonomiske besparelser og redusert arealbehov er såpass store for Alternativ 2, må Ullensaker kommune vurdere om de ønsker å gjennomføre pilot-skala tester for å kvalifisere Alternativ 2 for en full-skala utbygging. Uten gjennomføring av et pilot-prosjekt for å dokumentere hvordan en IFAS-MBR prosess med simultanfelling vil oppføre seg og hva den kan klare, vil det være helt uaktuelt å bygge ut Gardermoen rensanlegg med en slik prosess.

Kostnadsberegningene for rehabilitering og utvidelse av GRA omfatter følgende tiltak:

1. Komplette rehabilitering av vanddelen i eksisterende rensanlegg
2. Flytting av gassklokke og fakkell, dersom eksisterende plassering kommer i konflikt med taksebaner for en tredje rullebane
3. Poleringstrinn med kjemisk felling på sandfiltre for utløpet fra eksisterende anlegg
4. Utvidelse av forrenseanlegget for C-glykol i eksisterende anlegg
5. Helt ny administrasjonsdel
6. Ny blokk for vannrensing (to alternativer kostnadsberegnet, alternativ 1 og 2)

De totale investeringskostnadene for utvidelsen er estimert til 684 mill. kr ved utvidelse med alternativ 1, og 564 mill. kr ved utvidelse med alternativ 2. Driftskostnadene for alternativ 1 er estimert til 13,6 mill. kr/år for alternativ 1 og 11,3 mill. kr/år for alternativ 2.

Årskostnadene for investeringer er beregnet basert på en rente på 5 % og en avskrivningstid på 40 år for bygg og 20 år for maskin, VVS, elektro og automasjon. For membraner i alternativ 2 er det benyttet en avskrivningstid 10 år. De totale årskostnadene, inkl. driftskostnader og avskrivning av investeringskostnader, er estimert til 38,6 mill. kr/år for alternativ 1, og 32,2 mill. kr/år for alternativ 2. For alternativ 1 er dermed de totale årskostnadene ca. 20 % høyere enn for alternativ 2.

Vår anbefaling er at Ullensaker kommune i utgangspunktet benytter Alternativ 1 i sin videre planlegging, med tanke på forventede kostnader og arealbehov for en utbygging av GRA. Samtidig anbefales det at man gjennomfører tester og ytterligere vurderinger av alternativ 2, for å se om det kan være realistisk å oppnå betydelige reduksjoner av både kostnader og arealbehov ved å benytte den innovative prosessen i Alternativ 2.

Forkortelser

anammox = "anaerobic ammonium oxidation", $\text{NH}_4\text{-N}$ oksideres under anaerobe forhold av bakterier som bruker $\text{NO}_2\text{-N}$ istedenfor oksygen

BOF_5 = biokjemisk oksygenforbruk, målt over 5 døgn

deammonifikasjon = nitrittasjon + anammox

DN = denitrifisering

FKOF = filtrert KOF, målt på prøve filtrert med filter med poreåpning på ca. 1,2 mikron

FTN = filtrert totalnitrogen, målt på prøve filtrert med filter med poreåpning på ca. 1,2 mikron

FTP = filtrert totalfosfor, målt på prøve filtrert med filter med poreåpning på ca. 1,2 mikron

GRA = Gardermoen renseanlegg

IFAS = integrert fastfilm og aktivslam

KOF = kjemisk oksygenforbruk, målt på innhold av organisk stoff

KRA = Kløfta renseanlegg

MBBR = "moving bed" biofilm reaktor

MBR = membran-bioreaktor

$\text{NH}_4\text{-N}$ = ammonium-nitrogen, målt på prøve filtrert med filter med poreåpning på ca. 1,2 mikron

nitrittasjon = aerob biologisk oksidasjon av ammonium til nitritt

OSL = Avinor – Oslo Lufthavn

$\text{NO}_2\text{-N}$ = nitritt-nitrogen, målt på prøve filtrert med filter med poreåpning på ca. 1,2 mikron

$\text{NO}_3\text{-N}$ = nitrat-nitrogen, målt på prøve filtrert med filter med poreåpning på ca. 1,2 mikron

$\text{PO}_4\text{-P}$ = fosfat-fosfor, målt på prøve filtrert med filter med poreåpning på ca. 1,2 mikron

SS = suspendert stoff

TBOF_5 = total BOF_5 , målt på prøve som er homogenisert og ikke filtrert

TKOF = total KOF, målt på prøve som er homogenisert og ikke filtrert

TN = totalnitrogen, målt på prøve som er homogenisert og ikke filtrert

TP = totalfosfor, målt på prøve som er homogenisert og ikke filtrert

1. Innledning

Gardermoen renseanlegg (GRA) har nå en tilførsel som er høyere enn det renseanlegget opprinnelig ble dimensjonert for. Det gjøres i inneværende år en del tiltak for å øke kapasiteten på eksisterende anlegg, blant annet ved å øke fyllingsgraden av biofilmbærere i bioreaktorene. Dette er nødvendig for at renseanlegget skal klare å overholde utslippskravene fram til en utvidelse av renseanlegget er ferdig.

En gjennomgang av tilførslene til GRA (Rusten og Trandem, 2017) viste at det har vært en voldsom vekst i tilførslene over 10-års perioden fra 2005 til 2015. For vannmengde og suspendert stoff har veksten vært på ca. 5 % per år, mens den for organisk stoff og nitrogen har vært så høy som 7-8 % per år. I tillegg er det vedtatt at Kløfta renseanlegg (KRA) skal legges ned og avløpsvannet overføres til GRA. Det haster derfor med planlegging og prosjektering av en utvidelse av GRA. Målsettingen er at et utvidet renseanlegg skal stå klart i år 2021.

2. Nåværende tilførsler til Gardermoen og Kløfta renseanlegg

Det er laget et regneark over tilførsler basert på data fra Gurusoft. I dette regnearket er det benyttet analyser fra både interne prøver og eksterne prøver. For GRA er alle interne analyser utført på døgnblandprøver og helgeblandprøver (lørdag-mandag), mens eksterne analyser av total BOF₅ og total KOF er utført på døgnblandprøver og eksterne analyser av total N og total P er utført på ukeblandprøver. For KRA er alle interne analyser utført på ukeblandprøver, mens eksterne analyser av total P er utført på ukeblandprøver og eksterne analyser av total BOF₅, total KOF og TSS er utført på døgnblandprøver.

Tilførslene til Gardermoen og Kløfta renseanlegg, for årene 2015 og 2016, er vist i henholdsvis tabell 1 og tabell 2. Generelt sett er tilførslene noe større basert på interne prøver enn på eksterne prøver. Siden det er utført betydelig flere analyser av interne prøver enn av eksterne prøver, har vi valgt å bruke resultatene fra de interne prøvene som basis for tilførslene i 2015 og 2016.

Tabell 1. Totale tilførsler til Gardermoen renseanlegg for årene 2015 og 2016.

Parameter	Interne analyser		Eksterne analyser		Interne analyser C-glykol inn for-reanseanlegg	
	Inn hovedanlegg		Inn hovedanlegg			
	2015	2016	2015	2016	2015	2016
Antall dager i drift	365	366	365	366	194	195
Vannmengder:						
Årlig, m ³ /år	3.457.154	3.634.318	3.457.154	3.634.31	86.123	112.535
Middel, m ³ /d	9.472	9.930	9.472	9.930	444	577
80-persentil, m ³ /d	11.416	10.795	11.416	10.795	682	947
Maks., m ³ /d	18.063	17.441	18.063	17.441	1.283	2.586
Organisk stoff:						
Årlig, kg TKOF/år	2.817.008	3.068.669	2.607.350	2.801.511	138.383	190.691
Middel, kg TKOF/d	7.718	8.384	7.143	7.654	713	983
80-persentil, kg TKOF/d	9.668	10.093	8.731	8.641	992	1.102
Maks., kg TKOF/d	13.727	15.584	10.181	11.421	2.606	8.033
Årlig, kg FKOF/år	670.251	788.305	---	---	---	---
Middel, kg FKOF/d	1.836	2.154	---	---	---	---
80-persentil, kg FKOF/d	2.276	2.529	---	---	---	---
Maks., kg FKOF/d	3.688	3.978	---	---	---	---
Årlig, kg TBOF ₅ /år	---	---	997.912	1.102.299	---	---
Middel, kg TBOF ₅ /d	---	---	2.734	3.012	---	---
Suspendert stoff:						
Årlig, kg SS/år	1.057.011	1.156.986	---	---	---	---
Middel, kg SS/d	2.896	3.161	---	---	---	---
80-persentil, kg SS/d	3.471	3.637	---	---	---	---
Maks., kg SS/d	5.329	5.066	---	---	---	---
Nitrogen:						
Årlig, kg TN/år	230.260	240.021	204.181	226.022	---	---
Middel, kg TN/d	631	656	559	618	---	---
80-persentil, kg TN/d	732	723	625	665	---	---
Maks., kg TN/d	1.012	906	667	1.007	---	---
Fosfor:						
Årlig, kg TP/år	30.065	31.828	24.714	27.766	---	---
Middel, kg TP/d	82,4	87,0	67,7	75,9	---	---
80-persentil, kg TP/d	99,9	96,6	77,1	84,1	---	---
Maks., kg TP/d	150	132	90,2	98,3	---	---

TKOF = total (ufiltrert) KOF; FKOF = filtrert KOF; TBOF₅ = total (ufiltrert) BOF₅;
TN = totalnitrogen, TP = totalfosfor.

Tabell 2. Totale tilførsler til Kløfta renseanlegg for årene 2015 og 2016.

Parameter	Interne analyser		Eksterne analyser	
	2015	2016	2015	2016
Vannmengder:				
Årlig, m ³ /år	974.114	838.303	974.114	838.303
Middel, m ³ /d	2.669	2.290	2.669	2.290
80-persentil, m ³ /d	3.063	2.612	3.063	2.612
Maks., m ³ /d	9.719	9.643	9.719	9.643
Organisk stoff:				
Årlig, kg TKOF/år	432.366	483.107	417.281	476.950
Middel, kg TKOF/d	1.185	1.320	1.143	1.303
80-persentil, kg TKOF/d	1.491	1.520	1.315	1.543
Maks., kg TKOF/d	2.216	2.428	1.710	2.312
Årlig, kg TBOF ₅ /år	---	---	172.417	188.969
Middel, kg TBOF ₅ /d	---	---	472	516
Suspendert stoff:				
Årlig, kg SS/år	---	---	221.462	223.314
Middel, kg SS/d	---	---	607	610
80-persentil, kg SS/d	---	---	674	673
Maks., kg SS/d	---	---	740	822
Fosfor:				
Årlig, kg TP/år	5.549	5.631	4.660	4.667
Middel, kg TP/d	15,2	15,4	12,8	12,8
80-persentil, kg TP/d	17,1	16,9	14,2	13,8
Maks., kg TP/d	24,4	20,9	18,5	15,5

TKOF = total (ufiltrert) KOF; TBOF₅ = total (ufiltrert) BOF₅;
 TN = totalnitrogen, TP = totalfosfor.

I denne rapporten er tilførsler fra Avinor – Oslo Lufthavn beskrevet som tilførsler fra OSL. Spillvann fra OSL inkluderer også spillvann fra hoteller inne på sentralområdet. De totale tilførslene til hovedanlegget på GRA inkluderer både spillvann og formiatvann fra OSL. Tabell 3 viser derfor tilførslene av spillvann og formiatvann fra OSL både separat og sammen med tilførslene til GRA. For å finne hvor mye tilførsler det var fra kommunalt avløpsvann, eksklusive flyplassaktiviteter, er formiatvann og spillvann fra OSL trukket fra de totale tilførslene til hovedanlegget på GRA. Glykolholdig overvann (C-glykol) fra OSL føres direkte til for-rensanlegget på GRA og inngår derfor ikke i de målte tilførslene til hovedanlegget.

Dataene for tilførsler av formiatvann og spillvann fra OSL er hentet fra målinger og analyser stilt til rådighet av Avinor og GRA. Dette ble gjort i forbindelse med to prosjekter om håndtering av vann fra OSL, som ble utført i 2016 og 2017 (COWI, 2016; Rusten og Trandem, 2017).

De eksterne analysene fra KRA viste et forholdstall mellom SS og total KOF på 0,50. Dette forholdstallet er brukt til å beregne tilførslene av SS til KRA basert på de interne analysene av total KOF. Det har ikke blitt målt total N på KRA. Total N er derfor angitt som 12/120-deler av total KOF, i samsvar med de spesifikke tallene i den norske dimensjoneringsveilederen (Norsk Vann, 2009).

Tabell 3. Middelerverdier for tilførsler til GRA og KRA for årene 2015 og 2016. Tilførslene fra OSL til GRA av spillvann og formiatvann er vist separat, og disse tilførslene er trukket fra de totale tilførslene til GRA, for å finne tilførslene av kommunalt avløpsvann fra Ullensaker og Nannestad kommuner.

Kilde	År	Interne analyser								
		Flow	TKOF		SS		TN		TP	
		m ³ /år	kg/d	tonn/år	kg/d	tonn/år	kg/d	tonn/år	kg/d	tonn/år
GRA total	2015	3457154	7718	2817	2896	1057	631	230	82,4	30,1
	2016	3634318	8384	3069	3161	1157	656	240	87,0	31,8
GRA, eks. formiat- og spillvann fra OSL	2015	2967353	6757	2466	2422	884	496	181	68,8	25,1
	2016	3085741	7389	2704	2669	977	515	189	72,9	26,7
KRA	2015	974114	1185	432	592	216	118	43	15,2	5,5
	2016	838303	1320	483	660	242	132	48	15,4	5,6
OSL spillvann	2015	284050	744	272	474	173	135	49	13,5	4,9
	2016	296171	774	283	494	180	141	52	14,1	5,2
OSL formiatvann	2015	205751	216	79						
	2016	252406	221	81						
KRA + GRA, eks. formiat- og spillvann fra OSL	2015	3941467	7942	2899	3015	1100	614	224	84,0	30,7
	2016	3924044	8709	3187	3329	1218	647	237	88,2	32,3

3. Prognoser for tilførsler til Gardermoen rensanlegg fram til år 2050

3.1. Prognoser for tilførsler fra OSL

For spillvann, formiatholdig overvann og glykolholdig overvann fra OSL legges til grunn de prognoser som ble brukt i forbindelse med ROS-analysen for vann fra OSL (Rusten og Trandem, 2017). Disse prognosene viser meget høy vekst de neste 3-4 årene, og deretter gradvis lavere vekst. Prognosene for OSL går imidlertid bare fram til år 2040. De viser en årlig vekst for antall flybevegelser på 1 % for årene 2031-2039, og en vekst på 0,8 % for år 2040. For antall passasjerer viser prognosene en årlig vekst på 1,7 % for årene 2033-2038, og en reduksjon i vekst til 1,0 % per år for 2039 og 0,7 % per år for 2040. Vi har valgt å bruke en årlig vekst i både antall flybevegelser og antall passasjerer på 1,0 % for årene 2041 – 2050.

Tabell 4 viser prognoser for midlere tilførsler fra OSL, fordelt på spillvann, formiatholdig overvann og glykolholdig overvann (C-glykol). For formiatholdig og glykolholdig overvann er tilførselen over året fordelt på 365 dager, selv om det er deler av året helt uten tilførsel av formiatholdig og glykolholdig overvann. For vannmengder er det lagt inn en klimafaktor på 0,55 % økning per år, som gir en klimafaktor på 1,2 for år 2050.

Tabell 4. Prognoser over midlere tilførsler fra OSL til GRA, fordelt over 365 dager per år.

År	Spillvann fra OSL Midlere døgn						Formiat Midlere døgn		C-glykol Midlere døgn	
	m ³ /d	TKOF kg/d	TBOF ₅ kg/d	SS kg/d	TN kg/d	TP kg/d	m ³ /d	TKOF kg/d	m ³ /d	TKOF kg/d
2017	857	820	328	522	149	15	1279	225	295	801
2018	888	850	340	541	155	15	1286	226	296	821
2019	923	883	353	562	161	16	1294	227	298	837
2020	958	916	366	583	167	17	1307	250	574	860
2021	979	937	375	596	170	17	1314	252	577	872
2022	1001	958	383	610	174	17	1321	253	580	884
2023	1024	979	392	623	178	18	1329	254	584	896
2024	1047	1001	401	637	182	18	1336	256	587	909
2025	1071	1024	410	652	186	19	1466	261	590	921
2026	1095	1047	419	666	190	19	1474	262	593	934
2027	1119	1071	428	681	195	19	1482	263	597	947
2028	1144	1095	438	697	199	20	1490	265	600	961
2029	1170	1119	448	712	204	20	1498	266	603	974
2030	1198	1146	458	729	208	21	1507	271	606	980
2031	1220	1167	467	742	212	21	1515	273	610	989
2032	1242	1188	475	756	216	22	1523	274	613	999
2033	1263	1208	483	769	220	22	1532	276	617	1009
2034	1284	1228	491	782	223	22	1540	277	620	1019
2035	1306	1249	500	795	227	23	1548	279	623	1030
2036	1328	1270	508	808	231	23	1557	280	627	1040
2037	1351	1292	517	822	235	23	1565	282	630	1050
2038	1374	1314	526	836	239	24	1574	284	634	1061
2039	1388	1327	531	845	241	24	1583	285	637	1071
2040	1397	1336	535	850	243	24	1591	287	641	1080
2041	1411	1350	540	859	245	25	1600	288	644	1091
2042	1425	1363	545	868	248	25	1609	290	648	1102
2043	1440	1377	551	876	250	25	1618	291	651	1113
2044	1454	1391	556	885	253	25	1627	293	655	1124
2045	1469	1405	562	894	255	26	1636	295	658	1135
2046	1483	1419	567	903	258	26	1645	296	662	1147

År	Spillvann fra OSL Midlere døgn						Formiat Midlere døgn		C-glykol Midlere døgn	
	m ³ /d	TKOF kg/d	TBOF ₅ kg/d	SS kg/d	TN kg/d	TP kg/d	m ³ /d	TKOF kg/d	m ³ /d	TKOF kg/d
2047	1498	1433	573	912	261	26	1654	298	666	1158
2048	1513	1447	579	921	263	26	1663	299	669	1170
2049	1528	1462	585	930	266	27	1672	301	673	1181
2050	1543	1476	591	939	268	27	1681	303	677	1193

Prognoser for dimensjonerende tilførsler fra OSL er vist i tabell 5. For spillvann er det brukt en faktor på 1,5 mellom dimensjonerende døgn (antatt 80-persentil) og midlere døgn for samtlige parametere. For formiatholdig overvann og C-glykol er det brukt dimensjonerende døgnmengder basert på eksisterende og forventede framtidige avtaler mellom GRA og OSL, og det behovet OSL vil ha ut fra antall flyavganger og drenert areal.

Tabell 5. Prognoser over tilførsler fra OSL til GRA i dimensjonerende døgn.

År	Spillvann fra OSL Dimensjonerende døgn						Formiat Dim. døgn		C-glykol Dim. døgn	
	m ³ /d	TKOF kg/d	TBOF ₅ kg/d	SS kg/d	TN kg/d	TP kg/d	m ³ /d	TKOF kg/d	m ³ /d	TKOF kg/d
2017	1285	1230	492	782	224	22	5000	1000	864	2349
2018	1333	1275	510	811	232	23	5000	1000	864	2392
2019	1385	1325	530	843	241	24	5000	1000	864	2426
2020	1437	1374	550	875	250	25	5000	1000	1296	1941
2021	1469	1405	562	894	255	26	5000	1000	1296	1957
2022	1502	1437	575	914	261	26	5000	1000	1296	1973
2023	1536	1469	588	935	267	27	5000	1000	1728	2654
2024	1570	1502	601	956	273	27	5000	1000	1728	2676
2025	1606	1536	614	977	279	28	6000	1200	1728	2699
2026	1642	1571	628	999	286	29	6000	1200	2592	4082
2027	1679	1606	642	1022	292	29	6000	1200	2592	4117
2028	1717	1642	657	1045	299	30	6000	1200	2592	4151
2029	1755	1679	672	1068	305	31	6000	1200	2592	4187
2030	1797	1719	688	1094	313	31	6000	1200	2592	4187
2031	1830	1750	700	1114	318	32	6000	1200	2592	4206
2032	1862	1781	713	1134	324	32	6000	1200	2592	4224
2033	1894	1812	725	1153	329	33	6000	1200	2592	4243
2034	1926	1843	737	1173	335	34	6000	1200	2592	4262
2035	1959	1874	750	1192	341	34	6000	1200	2592	4281
2036	1992	1906	762	1213	346	35	6000	1200	2592	4301
2037	2026	1938	775	1233	352	35	6000	1200	2592	4320
2038	2061	1971	788	1254	358	36	6000	1200	2592	4339
2039	2081	1991	796	1267	362	36	6000	1200	2592	4359
2040	2096	2005	802	1276	364	36	6000	1200	2592	4370
2041	2117	2025	810	1288	368	37	6000	1200	2592	4390
2042	2138	2045	818	1301	372	37	6000	1200	2592	4409
2043	2159	2065	826	1314	376	38	6000	1200	2592	4429
2044	2181	2086	834	1328	379	38	6000	1200	2592	4449
2045	2203	2107	843	1341	383	38	6000	1200	2592	4469
2046	2225	2128	851	1354	387	39	6000	1200	2592	4489
2047	2247	2149	860	1368	391	39	6000	1200	2592	4509
2048	2270	2171	868	1381	395	39	6000	1200	2592	4529
2049	2292	2193	877	1395	399	40	6000	1200	2592	4549
2050	2315	2214	886	1409	403	40	6000	1200	2592	4570

I tillegg til C-glykol blir for-renseanlegget tilført store mengder forsedimentert avløpsvann fra hovedanlegget. Dette avløpsvannet tilfører næringssalter (nitrogen og fosfor). Registreringer i januar og februar 2017 viste at det volummessig (som m³/d) ble kjørt inn i for-renseanlegget ca. 6 ganger mer forsedimentert avløpsvann fra hovedanlegget enn glykolholdig overvann fra OSL. Siden C-glykolen er mye mer konsentrert enn normalt avløpsvann var imidlertid mengden organisk stoff (som kg KOF/d) i det forsedimenterte avløpsvannet bare ca. 30-40 % høyere enn mengden KOF i C-glykol, slik at den totale organiske belastningen på for-renseanlegget var 2,3 til 2,4 ganger KOF-belastningene fra C-glykolen.

3.2. Prognoser for samlede tilførsler til GRA

For tilførslene av kommunalt avløpsvann til GRA og KRA ble det opprinnelig benyttet prognoser med både lav vekst (3,0 % per år) og høy vekst (3,6 % per år), som angitt i oppdragsbeskrivelsen fra Ullensaker kommune. Bakgrunnen var at befolkningsøkningen i Ullensaker kommune var 3,6 % per år mellom 2004 og 2014, og det var forventet at den framtidige befolkningsveksten ikke vil bli høyere enn dette.

Etter at disse beregningene var utført og oversendt til kommunen ble det gjennomført en intern vurdering i Ullensaker kommune av den kommunale veksten, som involverte både ledergruppe og politisk nivå. Dette resulterte i at man ønsker at rensesanlegget skal dimensjoneres basert på en prognose som tilsier at det er en vekst på 1300 innbyggere/år fram til år 2050 i Ullensaker og Nannestad kommuner. Dette gir en gjennomsnittlig vekst i kommunal tilførsel på ca. 2,0 % per år fram til 2050. Bakgrunnen for denne endringen er at:

- Veksten på 1300 innbyggere/år baserer seg på SSBs befolkningsframskrivning, og grovt sett de vurderingene som lå til grunn for 2014-rapporten (Aquateam COWI, 2014).
- Kommunen tror ikke at den årlige veksten i tilførsel til anlegget, som vi har erfart har ligget på 5-7 % de senere årene, vil vedvare. Dette er imidlertid en usikkerhetsfaktor.
- Kommunen er opptatt av at kostnader til utbygging av anlegget blir jevnet ut på flest mulige abonnenter. Om det skulle inntreffe at anlegget blir fullbelastet 10 år før tiden, vil kommunen på det tidspunkt være rede til å foreta en ytterligere utbygging.

Innbyggertallet i Nannestad og Ullensaker var 46456 personer per 1.1.2016 og 47759 personer per 1.1.2017. Dette er brukt som basis, sammen med de målte tilførslene i 2015 og 2016, for å beregne hva en økning på 1300 personer/år fører til i økte kommunale tilførsler.

For kommunalt avløpsvann tilført GRA og KRA i årene 2015 og 2016 var tilførselen av total BOF₅ mellom 38,3 og 41,3 % av tilførselen av total KOF. For alle framtidige prognoser har vi derfor valgt å bruke et forholdstall mellom TBOF₅/TKOF på 0,40 for kommunalt avløpsvann.

Som i tidligere prosjekter for GRA har vi valgt å bruke 80-persentilene for tilførslene som dimensjonerende verdier. Med utgangspunkt i de målte forholdstallene mellom 80-persentil tilførsler og midlere tilførsler i 2015 og 2016, har vi for prognosene for det kommunale avløpsvannet brukt et forholdstall på 1,20 for døgnvannmengder og 1,25 for stoffmengder.

Med en kommunal vekst på 1300 innbyggere/år viser tabell 6 prognoser for midlere tilførsler til GRA, inklusive vann fra det området som i dag går til KRA og vann fra OSL. Tallene for vannmengder, total KOF og total BOF₅ er også vist uten glykolholdig overvann (C-glykol), som tilføres direkte til for-renseanlegget. C-glykol inneholder ubetydelige mengder av suspendert stoff, nitrogen og fosfor, slik at tallene for disse stoffene ikke blir påvirket av tilførselen av C-glykol. Prognoser for dimensjonerende tilførsler (antatt 80-persentil) er vist i tabell 7.

Tabell 6. Middelerverdier for prognoser over samlede tilførsler til GRA med en flat kommunal vekst på 1300 innbyggere per år.

År	Samlede tilførsler til GRA i midlere døgn								
	Inkludert C-glykol						Uten C-glykol		
	m ³ /d	TKOF kg/d	TBOF ₅ kg/d	SS kg/d	TN kg/d	TP kg/d	m ³ /d	TKOF kg/d	TBOF ₅ kg/d
2017	13528	10795	4318	3942	814	106	13233	9994	3997
2018	13866	11086	4434	4053	837	109	13570	10265	4106
2019	14207	11377	4551	4166	861	112	13909	10540	4216
2020	14829	11696	4679	4279	885	115	14255	10837	4335
2021	15159	11971	4788	4384	906	117	14582	11099	4440
2022	15490	12246	4898	4489	928	120	14909	11362	4545
2023	15821	12521	5009	4595	950	123	15237	11625	4650
2024	16152	12798	5119	4701	972	126	15565	11889	4756
2025	16607	13078	5231	4807	993	129	16017	12157	4863
2026	16940	13356	5342	4913	1015	132	16347	12421	4969
2027	17274	13634	5454	5020	1038	134	16678	12687	5075
2028	17609	13913	5565	5127	1060	137	17009	12953	5181
2029	17944	14193	5677	5235	1082	140	17341	13219	5288
2030	18282	14471	5788	5344	1105	143	17675	13491	5396
2031	18613	14743	5897	5449	1126	146	18003	13754	5501
2032	18944	15016	6006	5554	1148	149	18331	14016	5607
2033	19275	15288	6115	5659	1170	152	18659	14278	5711
2034	19607	15560	6224	5764	1191	154	18987	14541	5816
2035	19938	15833	6333	5869	1213	157	19315	14804	5921
2036	20270	16107	6443	5974	1235	160	19644	15067	6027
2037	20603	16380	6552	6080	1256	163	19973	15330	6132
2038	20936	16655	6662	6186	1278	166	20302	15594	6238
2039	21260	16920	6768	6286	1298	168	20623	15849	6340
2040	21580	17180	6872	6384	1318	171	20939	16100	6440
2041	21904	17446	6979	6484	1338	174	21260	16355	6542
2042	22229	17713	7085	6584	1359	176	21581	16611	6644
2043	22553	17979	7192	6685	1379	179	21902	16866	6747
2044	22878	18246	7298	6786	1399	182	22223	17122	6849
2045	23203	18513	7405	6886	1420	184	22545	17378	6951
2046	23529	18781	7512	6987	1440	187	22866	17634	7054
2047	23854	19048	7619	7088	1460	190	23188	17890	7156
2048	24180	19316	7726	7189	1481	192	23510	18146	7259
2049	24506	19584	7834	7290	1501	195	23833	18403	7361
2050	24832	19853	7941	7391	1522	198	24155	18660	7464

Tabell 7. Prognoser over samlede dimensjonerende (antatt 80-persentil) tilførsler til GRA med en flat kommunal vekst på 1300 innbyggere per år.

År	Samlede tilførsler til GRA i dimensjonerende døgn								
	Inkludert C-glykol						Uten C-glykol		
	m ³ /d	TKOF kg/d	TBOF ₅ kg/d	SS kg/d	TN kg/d	TP kg/d	m ³ /d	TKOF kg/d	TBOF ₅ kg/d
2017	20465	15765	6306	5058	1054	136	19601	13416	5366
2018	20870	16154	6462	5202	1085	140	20006	13762	5505
2019	21280	16538	6615	5348	1116	144	20416	14112	5645
2020	22121	16403	6561	5495	1147	147	20825	14462	5785
2021	22511	16750	6700	5629	1175	151	21215	14793	5917
2022	22902	17099	6840	5764	1203	155	21606	15126	6050
2023	23725	18112	7245	5899	1232	158	21997	15458	6183
2024	24118	18468	7387	6035	1260	162	22390	15792	6317
2025	25510	19025	7610	6172	1288	166	23782	16326	6530
2026	26768	20743	8297	6308	1317	169	24176	16661	6664
2027	27163	21113	8445	6446	1346	173	24571	16997	6799
2028	27558	21485	8594	6583	1375	177	24966	17333	6933
2029	27954	21857	8743	6722	1404	180	25362	17671	7068
2030	28354	22198	8879	6862	1433	184	25762	18011	7204
2031	28744	22548	9019	6997	1461	188	26152	18343	7337
2032	29134	22899	9160	7132	1489	191	26542	18674	7470
2033	29524	23248	9299	7266	1517	195	26932	19005	7602
2034	29913	23599	9439	7400	1545	199	27321	19336	7735
2035	30304	23950	9580	7535	1573	202	27712	19668	7867
2036	30695	24301	9720	7670	1601	206	28103	20000	8000
2037	31086	24653	9861	7805	1629	209	28494	20333	8133
2038	31478	25006	10002	7941	1657	213	28886	20667	8267
2039	31856	25345	10138	8068	1683	216	29264	20987	8395
2040	32229	25671	10269	8192	1708	220	29637	21301	8520
2041	32607	26011	10405	8320	1734	223	30015	21621	8649
2042	32986	26352	10541	8447	1760	227	30394	21942	8777
2043	33365	26692	10677	8575	1786	230	30773	22263	8905
2044	33744	27033	10813	8703	1812	233	31152	22584	9034
2045	34123	27374	10950	8831	1838	237	31531	22905	9162
2046	34503	27716	11086	8960	1864	240	31911	23227	9291
2047	34883	28058	11223	9088	1891	244	32291	23549	9419
2048	35263	28400	11360	9216	1917	247	32671	23871	9548
2049	35643	28742	11497	9345	1943	251	33051	24193	9677
2050	36024	29085	11634	9474	1969	254	33432	24515	9806

4. Kapasitet på Gardermoen renseanlegg

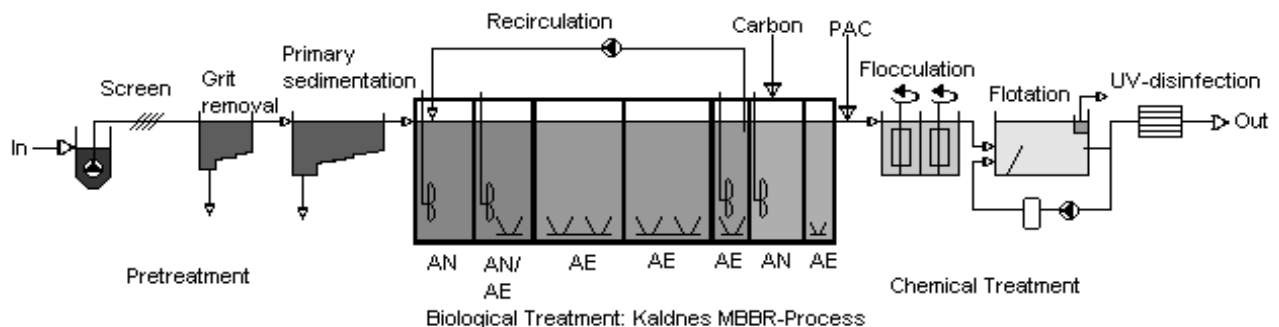
Gardermoen renseanlegg ble satt i drift høsten 1998. Anlegget ble utvidet med et for-rensanlegg for glykolholdig overvann, som ble tatt i bruk våren 2004. Heretter vil "hovedanlegget" bli brukt om det opprinnelige renseanlegget, og "for-rensanlegget" vil bli brukt om det separate trinnet for glykolforurenset overvann.

Hovedanlegget og for-rensanlegget er integrert, og for vurdering av kapasiteter og renses effekter må de ses samlet. For en kort beskrivelse av prosessene og en opplisting av dimensjoner har vi imidlertid valgt å presentere hovedanlegget og for-rensanlegget hver for seg.

4.1. Vannbehandling GRA

4.1.1. Hovedanlegget

Et forenklet flytskjema for vanddelen av renseanlegget er vist i figur 1. Nøkkeldata for anlegget er oppgitt i tabell 8. Avløpsvannet pumpes med skruerpumper til forbehandlingen, og ledes deretter gjennom anlegget ved gravitasjon. Det er totalt 3 skruerpumper og ingen av de har frekvensregulering. Det er alltid én skruerpumpe som går, og én skruerpumpe i stand-by. Stand-by pumpen starter ved høyt nivå i pumpeumpen. Det går aldri mer enn to pumper samtidig. Den tredje skruerpumpa er reserve. Man alternerer hver 24-timers periode hvilken Pumpe som er reserve. Forbehandlingen består av trapperister (Rotoscreen med 3 til 6 mm lysåpning) og luftede sand- og fettfang i to parallelle linjer. Deretter følger forsedimentering og biologisk rensing, også i to parallelle linjer. Det kjemiske rensetrinnet består av flokkulering og flotasjon i tre parallelle linjer, og det brukes til fjerning av fosfor og partikler. Bare to av disse linjene er i bruk for kommunalt avløpsvann, mens den tredje linjen er forbeholdt for-rensanlegget for glykolforurenset overvann. Prepolymerisert aluminiumsklorid (PAC, type Ekoflock) brukes som fellingskjemikalie. En anionisk polymer (Zetag 4105) tilsettes som hjelpeflokkulant. UV-lamper er plassert i utløpskanalen, og disse brukes til å desinfisere utløpsvannet om sommeren.



Figur 1. Forenklet flytskjema for vannbehandlingsdelen i hovedanlegget ved Gardermoen renseanlegg.

Tabell 8. Nøkkeltall for vannbehandlingsdelen ved Gardermoen renseanlegg.

Luftede sand- og fettfang	Totalt volum:	150 m ³	2 parallelle
Forsedimentering	Totalt overflateareal: Vanddyb:	420 m ² 3,3 m	2 parallelle
Kaldnes-reaktorer	Totalt vått volum: Vanddyb:	5790 m ³ 6,5 m	2 parallelle
Flokkulering	Totalt volum:	180 m ³	2 reaktorer i serie 3 parallelle

Flotasjon	Totalt overflateareal: Vanndyp:	215 m ² 2,5 m	3 paralleller
Desinfeksjon	UV-lamper		2 banker
Detaljer for biologisk rensetrinn (Kaldnes-reaktorer):			
Reaktor	Vått volum	Spesifikt biofilmareal ¹	Driftsmodus (AN = anoksisk AE = aerob)
1	2 x 420 m ³	300 m ² /m ³	AN (eller AE)
2	2 x 420 m ³	300 m ² /m ³	AN eller AE
3	2 x 695 m ³	300 m ² /m ³	AE
4	2 x 695 m ³	300 m ² /m ³	AE
5	2 x 180 m ³	210 m ² /m ³	AE
6	2 x 375 m ³	300 m ² /m ³	AN
7	2 x 110 m ³	255 m ² /m ³	AE

Det biologiske rensetrinnet består av biofilmreaktorer av typen "Moving Bed", fylt med K1 biofilmmedium fra Kaldnes Miljøteknologi (nå Krüger Kaldnes). Totalt bioreaktorvolum er 5790 m³. Når anlegget var nytt varierte fyllingsgraden av plastmedium fra 42 til 60 % i de forskjellige reaktorene, tilsvarende spesifikke biofilmareal fra 210 til 300 m²/m³ reaktorvolum. Hver av de biologiske linjene består av 7 reaktorer i serie. I den opprinnelige dimensjoneringen skulle reaktor 1 alltid være anoksisk, for å denitrifisere nitrifisert avløpsvann resirkulert fra reaktor 5, ved hjelp av innkommende, forsedimentert avløpsvann som karbonkilde. Reaktor 2 skulle normalt være anoksisk om sommeren, for å oppnå maksimal for-denitrifisering. Om vinteren skulle den være aerob for å sikre tilstrekkelig aerobt volum til å oppnå nitrifisering ved lave temperaturer. Reaktorene 3 og 4 vil alltid være aerobe og brukes til fjerning av eventuelle rester av biologisk nedbrytbart organisk stoff og til nitrifisering. Reaktor 5 vil normalt være mekanisk omrørt, for å redusere oksygenkonsentrasjonen i vannet før det resirkuleres til for-denitrifisering eller strømmer videre til etterdenitrifisering. I perioder med ekstremt høye ammoniumbelastninger kan imidlertid reaktor 5 luftes for å hjelpe til med fjerningen av ammonium. Reaktor 6 brukes til etterdenitrifisering. Brukt flyavisningsvæske (glykol) fra OSL blir benyttet som ekstern karbonkilde. Anlegget er imidlertid utstyrt med lagertanker og doseringsutstyr for bruk av kommersielle eksterne karbonkilder, som for eksempel etanol og metanol. Reaktor 7 er en etterluftingsreaktor, for å fjerne eventuelle rester av biologisk nedbrytbart organisk materiale som ikke blir forbrukt til denitrifisering.

4.1.2. For-rensenanlegget

For-rensenanlegget for glykolholdig overvann er integrert i hovedanlegget. Dette framgår av det forenklete flytskjemaet i figur 2, som viser de to bioreaktorene for for-rensenanlegget og de viktigste prosessenhetene i vannbehandlingsdelen i hovedanlegget ved GRA. Bioreaktorene er av typen "Moving Bed", fylt med K1 biofilmmedium fra Kaldnes Miljøteknologi (nå Krüger Kaldnes). Reaktorene er aerobe og de kjøres i parallell. Ved normal drift blir glykolholdig overvann, såkalt C-glykol, pumpet fra lagervolumer hos OSL til for-rensenanlegget. Samtidig må for-rensenanlegget tilføres rikelige mengder med forsedimentert avløpsvann fra hovedanlegget. Det forsedimenterte kommunale avløpsvannet skal sørge for at biofilmreaktorene i for-rensenanlegget blir tilført tilstrekkelige

¹ NB! Denne rapporten ble skrevet før man etterfylte med flere K1 biofilmbærere og baserer seg på de biofilmarealene man har brukt i alle beregninger siden 2002. I virkeligheten har biofilmarealet vært lavere og det henvises til tabell 12 på side 13 i rapporten "GRA og KRA – vurdering av kapasiteter og utslippsmengder frem til 2025", datert 6.02.2019, for oppdatert informasjon om fyllingsgrader av biofilmbærere i de enkelte reaktorene.

mengder med næringssalter og buffer, slik at det organiske materialet i det glykolholdige overvannet kan omsettes biologisk.

Hovedanlegget er bygd med tre flotasjonsbasseng for separasjon av biologisk-kjemisk slam, og det ene av disse ble aldri tatt i bruk. Dette tredje flotasjonsanlegget inngår i stedet som en del av for-renseanlegget ved normal drift, ved at det brukes til separasjon av biofilmslammet fra de to bioreaktorene i for-renseanlegget. Det for-rensede avløpsvannet fra dette flotasjonsbassenget pumpes normalt tilbake til innløpet til det biologiske rensetrinnet på hovedanlegget, for ytterligere rensing før det slippes til resipient.

Som antydnet i figur 2 er for-renseanlegget bygget med en stor grad av fleksibilitet. Det er mulig å pumpe det glykolholdige overvannet direkte til innløpet av det biologiske rensetrinnet på hovedanlegget. Etter flotasjonsbassenget er det et "nødutløp" for for-renset avløpsvann direkte til utløpskanal. Det er også mulig å pumpe utløpsvann fra for-renseanleggets biofilmreaktorer og direkte til innløpet av det biologiske trinnet på hovedanlegget, i tilfelle flotasjonsbassenget må tas ut av drift eller må brukes til separasjon av biologisk-kjemisk slam fra hovedanlegget.

Dimensjoner og mengde biofilmmedium i for-renseanleggets bioreaktorer er vist i tabell 9. Bioreaktorene har samme vanddyb i både for-renseanlegget og hovedanlegget.

Tabell 9. Nøkkeltall for bioreaktorene i for-renseanlegget.

Antall reaktorer (i parallell)	2
Vått volum pr. reaktor	690 m ³
Totalt vått volum	1380 m ³
Vanddyb	6,5 m
Mengde K1 biofilmmedium pr. reaktor	414 m ³
Total mengde K1 biofilmmedium	828 m ³
Fyllingsgrad av K1 biofilmmedium	60 %
Spesifikt biofilmareal	300 m ² /m ³

4.1.3. Samlet kapasitet

Avløpsvann pumpes inn til renseanlegget med 3 skruepumper som hver har en kapasitet på 650 m³/h. I henhold til dimensjoneringsveilederen (Norsk Vann, 2009) har sandfanget en kapasitet på $Q_{dim} = 900 \text{ m}^3/\text{h}$ og $Q_{maksdim} = 3.000 \text{ m}^3/\text{h}$. Forsedimenteringsbassengene har en kapasitet på $Q_{dim} = 980 \text{ m}^3/\text{h}$ og $Q_{maksdim} = 1.960 \text{ m}^3/\text{h}$.

Bioreaktorenes hydrauliske kapasitet bestemmes av tilgjengelig silareal og anleggets hydrauliske profil. Bioreaktorene i hovedanlegget er dimensjonert for å tåle en vannmengde på minst 1.300 m³/h. Silene i bioreaktorene i for-renseanlegget er dimensjonert for 5.000 m³/d, slik at man samlet kan få 10.000 m³/d (417 m³/h) gjennom de to parallelle reaktorene.

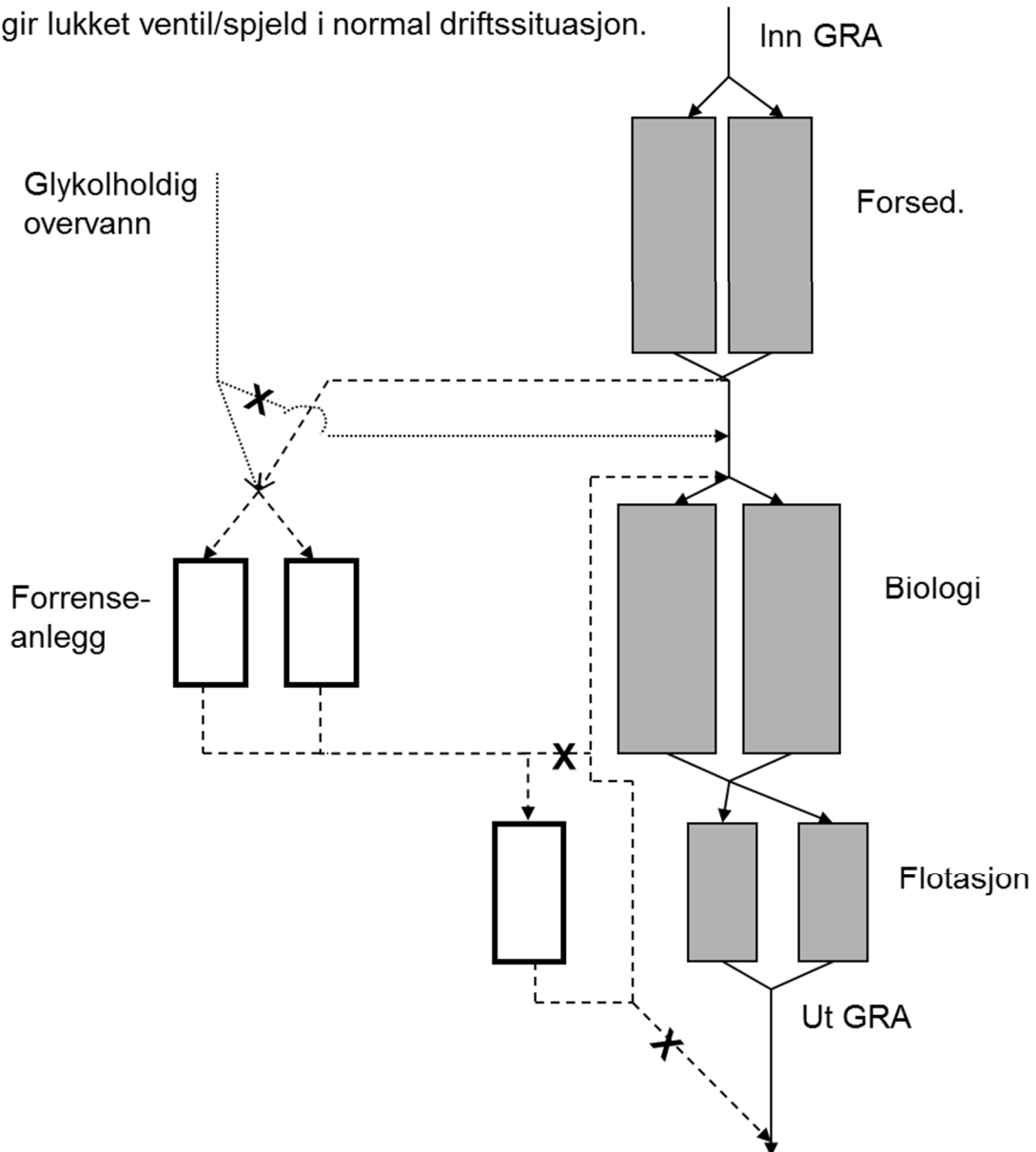
For etterfølgende separasjon ved flotasjon kan flokkulering skje ved relativt høy intensitet og med korte oppholdstider. Basert på en hydraulisk oppholdstid på 10 minutter ved Q_{dim} har flokkuleringen en samlet kapasitet over de tre linjene på $Q_{dim} = 1.080 \text{ m}^3/\text{h}$. I henhold til Norsk Vann (2009) har flotasjonsanlegget en samlet kapasitet på $Q_{dim} = 1.075 \text{ m}^3/\text{h}$ og $Q_{maksdim} = 2.150 \text{ m}^3/\text{h}$.

Så lenge det er ledig hydraulisk kapasitet i hovedanlegget vil man benytte den ene linja i det kjemiske rensetrinnet til separasjon av slam fra for-renseanlegget. Denne linja har en

hydraulisk kapasitet på $Q_{dim} = 358 \text{ m}^3/\text{h}$ og $Q_{maksdim} = 716 \text{ m}^3/\text{h}$, mens maksimal vannmengde gjennom de to bioreaktorene i for-renseanlegget er $417 \text{ m}^3/\text{h}$.

Med kun to linjer i den kjemiske delen i bruk for hovedanlegget, vil den hydrauliske kapasiteten for hovedanlegget være på $Q_{dim} = 717 \text{ m}^3/\text{h}$ ($17.200 \text{ m}^3/\text{d}$) og $Q_{maksdim} = 1.434 \text{ m}^3/\text{h}$ ($34.416 \text{ m}^3/\text{d}$).

X angir lukket ventil/spjeld i normal driftssituasjon.



Figur 2. Forenklet flytskjema, som viser for-renseanlegget integrert i vannbehandlingsdelen i hovedanlegget ved GRA.

Renseanlegget er bygd fleksibelt, slik at vann fra for-renseanlegget kan føres direkte til biologisk trinn i hovedanlegget, uten forutgående slamseparasjon. Dette vil være aktuelt dersom det er veldig mye og tynt avløpsvann. Dermed kan man bruke alle de tre linjene i den kjemiske delen til separasjon av slam i hovedanlegget. Ved å forutsette at sandfangene ikke er noen minimumsfaktor betyr det at den hydrauliske kapasiteten for hovedanlegget vil bli på ca. $Q_{dim} = 980 \text{ m}^3/\text{h}$ ($23.520 \text{ m}^3/\text{d}$), begrenset av forsedimenteringen.

Vi har forutsatt at 80-persentilen for døgntilrenning vil være omtrent den samme som Q_{dim} . Dermed vil GRA ha en 80-persentil kapasitet på 17.200 m³/d med bare to flotasjonslinjer i drift i hovedanlegget, og 23.520 m³/d med alle tre flotasjonslinjene brukt i hovedanlegget.

Dimensjonerende kapasitet for håndtering av organisk stoff, nitrogen og fosfor er beregnet tidligere i en rapport for OSL (COWI m. fl., 2008). Dimensjonerende kapasitet for håndtering av organisk stoff er 7.150 kg KOF/d i for-rensesanlegget og 5.190 kg KOF/d i hovedanlegget. Til sammen gir dette en dimensjonerende kapasitet på 12.340 kg COD/d.

Dimensjonerende kapasitet for håndtering av totalnitrogen er 604 kg N/d. I tillegg er det forutsatt at anlegget kan håndtere ytterligere 240 kg TN/d fra returstrømmer fra slambehandlingen. Dimensjonerende nitrogenmengder i returstrømmer (Aquateam og Inter-Consult, 1995) er basert på en dimensjonerende slammengde på 3.730 tonn TS/år. Den dimensjonerende slammengden inkluderer septikslam og slam fra andre rensanlegg.

Anlegget er dimensjonert for en belastning på 3.115 kg SS/d. Vanddelen vil tåle en del høyere belastning enn dette, men da vil også slamproduksjonen øke betydelig.

For fosfor er det i prinsippet ingen begrensning på hva anlegget vil tåle. Dimensjonerende mengde ble opprinnelig satt til 96 kg P/d. Den eneste konsekvensen av en høyere belastning vil bli et økt forbruk av fellingskjemikalier og økt slamproduksjon.

Rensanlegget har tre blåsemaskiner med en samlet kapasitet på 24.000 Nm³/h. Dimensjonerende luftbehov for for-rensesanlegget er satt til 4.800 Nm³/h. Ekstrapolering av registrert forbruk av blåseluft indikerer at de tre eksisterende blåsemaskinene vil ha tilstrekkelig kapasitet, selv om totalbelastningen på rensanlegget øker til 15.000 – 16.000 kg KOF/d og 700 – 800 kg total N/d.

Den 80-persentil kapasiteten for vannbehandling i GRA, som er brukt i denne rapporten, er oppsummert i tabell 10.

Tabell 10. 80-persentil kapasiteten for vannbehandling i GRA. Kapasiteten for nitrogen i innkommende avløpsvann er avhengig av hvor mye nitrogen man har i rejektivannet fra slambehandlingen.

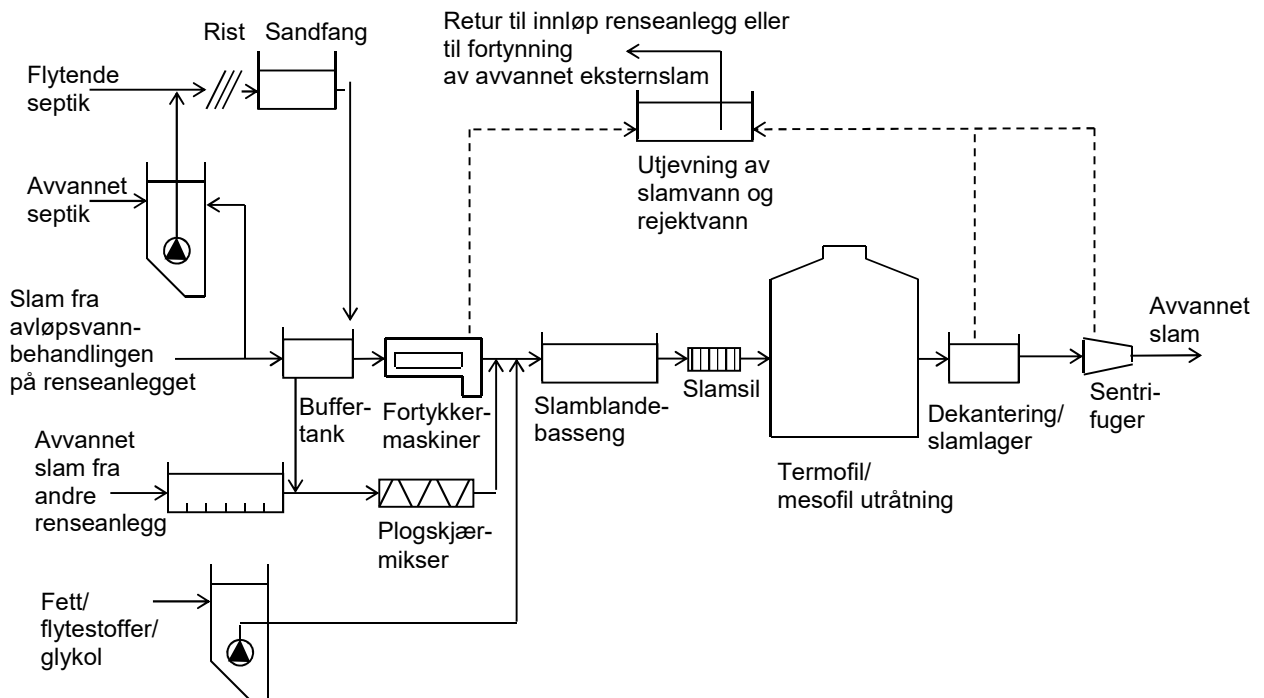
Parameter	80-persentil kapasitet
Vannmengde (2 flotasjonslinjer i hovedanlegg)	17.200 m ³ /d
Vannmengde (3 flotasjonslinjer i hovedanlegg)	23.520 m ³ /d
KOF	12.340 kg/d
Suspendert stoff	~3.500 kg/d
Total N (med 1.865 t TS/år slam til råtnetanker)	724 kg/d
Total N (med 2.485 t TS/år slam til råtnetanker)	684 kg/d
Total N (med 3.110 t TS/år slam til råtnetanker)	644 kg/d
Total N (med 3.730 t TS/år slam til råtnetanker)	604 kg/d
Total P	~100 kg/d

4.2. Slambehandling GRA

Et forenklet flytskjema for slambehandlingsprosessene ved Gardermoen rensanlegg er vist i figur 3. En del nøkkeltall for prosessene er gitt i tabell 11.

Som vist i figur 3 er slambehandlingsanlegget bygd for å håndtere både slam fra rensingen av avløpsvann på anlegget (mekanisk slam fra forsedimenteringen + blandingen av biologisk-kjemisk slam fra flotasjonsanlegget) og flere typer eksternt slam (avvannet mekanisk-kjemisk slam fra andre rensanlegg + flytende og avvannet septikslam). Det

finnes også et eget mottak for eksternt fett (fra restauranter og storkjøkken). Mottaket for avvannet septik er for tiden ikke i bruk.



Figur 3. Forenklet flytskjema for slambehandlingsdelen ved Gardermoen rensanlegg.

Tabell 11. Nøkkeltall for slambehandlingsprosessene ved Gardermoen rensanlegg.

Prosess/enhet	Effektiv størrelse/kapasitet
Slamuffertank	150 m ³
Fortykkermaskiner	2 x 25 m ³ /h
Slamblende-basseng	200 m ³
Slamsil	40 – 60 m ³ /h
Råtnetanker	2 x 1870 m ³
Slamlager	2 x 400 m ³
Sentrifuger	2 x 25 m ³ /h 2 x 800 kg TS/h
Silo for avvannet slam	100 m ³
Rejektvannsbasseng	200 m ³

Slambehandlingsdelen ble opprinnelig bygd med mesofile råtnetanker og slamtørke. Slamtørken er nå demontert og råtnetankene er bygd om til seriedrift, slik at råtnetank 1 har termofil drift (ca. 55 °C), mens råtnetank 2 drives mesofilt (ca. 37 °C).

Ufortykkede og flytende slamtyper samles og blandes i en buffertank (TS-innhold: 2-3 %), før de fortykkes i to parallelle fortykkermaskiner. Fortykket slam (~6 % TS) blandes deretter med avvannet eksternt slam, etter at eksternt slam er fortynnet med flytende slam eller slamvann til omtrent samme tørrstoffinnhold som det fortykkede slammet. Blandingen av alle typer slam og fett/flytestoffer pumpes så via en slamsil og varmevekslere til råtnetankanlegget. Råtnetankene er utstyrt med gassomrøring. Utråtnet slam lagres i to flatbunnede tanker, utstyrt med horisontale omrørere og dekanteringsutstyr. Avvanning skjer med to sentrifuger, som er bygd for å oppnå høyt tørrstoffinnhold i avvannet slam. Etter at

slamtørken ble tatt ut av drift, kan det bare kjøres en sentrifuge om gangen p.g.a. begrenset kapasitet på pumpeledningen for avvannet slam til lagersiloen. Dette systemet skal bygges om i løpet av høsten 2017, ved at det settes inn slamkanoner som skyter slammet (med trykkluft) til slamlagersiloen.

I forbindelse med nedlegging av tørkeanlegget og overgang til termofil drift av råtnetank 1 er kapasiteten på hygienisering av slam ved nåværende driftsform av råtnetankene på 150 m³/d (med 6 % TS). Pumpekapasiteten må imidlertid økes fra dagens 100 m³/d til 150 m³/d. Kapasiteten kan økes til ca. 300 m³/d ved omlegging til parallellkjøring og termofil utråtning i begge tankene.

På grunn av store utjevningsvolumer i slamdelen har vi fastsatt eksisterende dimensjonerende belastning til 1,2 x årsmiddelbelastningen.

Med den kapasiteten man i dag har på fortykkermaskiner, pumper, varmevekslere og sentrifuger er det i praksis hygieniseringen som begrenser kapasiteten i slambehandlingsanlegget. Selv med 300 m³/d til råtnetankene vil en av de nye avvannings-sentrifugene ha mer enn rikelig kapasitet. Avhengig av hvilke tiltak man gjør vil man ende opp med slambehandlingskapasiteter som vist i tabell 12.

Tabell 12. Dimensjonerende kapasitet og årsmiddel kapasitet for slambehandling ved GRA. Tabellen viser slammengder før utråtning.

Forutsetninger	Dimensjonerende kapasitet	Årsmiddel kapasitet
Dagens anlegg (med pumpekapasitet økt til 150 m ³ /d)	9.000 kg TS/d	7.500 kg TS/d
Termofil utråtning i to tanker med parallellkjøring	18.000 kg TS/d	15.000 kg TS/d

4.3. Slammengder på Gardermoen rensesanlegg

Gardermoen rensesanlegg behandler i dag mekanisk-biologisk-kjemisk slam fra eget rensesanlegg (vann delen) samt mekanisk-kjemisk slam (i avvannet form) fra Kløfta rensesanlegg. Før ca. år 2002 ble septikslam levert til slamdelen på anlegget via eget septikslam-mottak og i henhold til opprinnelig driftsopplegg, men etter den tid er septikslammet blitt tømt i en mottakskum utenfor slambehandlingsanlegget, og derfra går det med selvføll til innløpspumpe-stasjonen og blandes med innkommende avløpsvann. Innløpsprøvene fra og med år 2002 omfatter derfor varierende mengder septikslam.

Tabell 13 viser slammengder før utråtning, som er behandlet ved GRA for årene 2014, 2015 og 2016. Slammengdene ligger innenfor den kapasiteten slambehandlingsanlegget har i dag, og ved en enkel ombygging kan slambehandlingskapasiteten fordobles (se tabell 12). Ved en evt. omlegging til termofil utråtning i begge råtnetankene og parallellkjøring, vil man derfor ha mer enn nok kapasitet i slambehandlingen til forbi år 2050.

Tabell 13. Slammengder (før utråtning) behandlet ved GRA i 2014, 2015 og 2016.

	Slammengder, kg TS/d		
	2014	2015	2016
Middel	5.079	5.487	5.642
Median	5.108	5.488	5.688
80-persentil	5.759	6.187	6.477
Maksimum	7.282	8.447	8.100

Framtidige slammengder til råtnetanker vil være avhengig av hvilke renseprosesser som vil bli brukt i et utvidet renseanlegg. For dette skisseprosjektet har vi imidlertid valgt å anta at økningen i midlere slamproduksjon vil følge økningen i midlere tilførsel av total KOF. Videre har vi, basert på tidligere års erfaringer, antatt at 80-persentilen for slammengder til råtnetank vil være maksimalt 1,15 ganger midlere slammengde. Fram til 2050 vil dette da gi forventede slammengder inn til råtnetanker som vist i tabell 14.

Tabell 14. Prognoser over midlere og dimensjonerende (80-persentil) slammengder inn til råtnetanker ved GRA, basert på kommunal vekst på 1300 innbyggere per år.

År	Slammengder, kg TS/d	
	Midlere	80-persentil
2017	5977	6874
2018	6140	7061
2019	6304	7250
2020	6481	7454
2021	6638	7634
2022	6796	7815
2023	6953	7996
2024	7111	8177
2025	7271	8361
2026	7429	8544
2027	7588	8726
2028	7747	8909
2029	7906	9092
2030	8069	9279
2031	8226	9460
2032	8383	9641
2033	8540	9821
2034	8697	10001
2035	8854	10182
2036	9011	10363
2037	9169	10544
2038	9327	10726
2039	9479	10901
2040	9630	11074
2041	9782	11250
2042	9935	11425
2043	10088	11601
2044	10241	11777
2045	10394	11953
2046	10547	12129
2047	10700	12305
2048	10853	12481
2049	11007	12658
2050	11160	12834

4.4. Dimensjonerende år med eksisterende kapasitet

4.4.1. Vannbehandling

Basert på kapasitetene tidligere vist i tabell 10, så var tilførslene i 2016 så høye at dimensjonerende kapasitet for vanddelen i eksisterende anlegg allerede var overskredet for samtlige parametere, med unntak av vannmengde (dersom alle 3 flotasjonsbassenger brukes til hovedanlegget).

4.4.2. Slambehandling

For eksisterende slambehandling vil kapasiteten bli nådd i år 2027.

Ved en ombygging til termofil utråtning i to tanker med parallellkjøring, vil anlegget ha tilstrekkelig kapasitet til godt etter år 2050.

4.5. Dimensjonerende år med henholdsvis 50 %, 100 % og 150 % økt kapasitet

Med utgangspunkt i kapasitetene i tabell 10 er det beregnet når vanddelen av renseanlegget vil nå sin kapasitet ved en utvidelse tilsvarende 50 %, 100 % og 150 % av den nominelle kapasiteten til eksisterende renseanlegg (inklusive for-reNSEanlegget). Resultatene er vist i tabell 15.

Det er nitrogen, fosfor og suspendert stoff som vil nå kapasitetsgrensen først. Av disse er det nitrogen som er mest kritisk, siden det vil være relativt enkelt å kunne øke kapasiteten for fjerning av fosfor og suspendert stoff. Den minste utvidelsen som er aktuell vil være på 100 % av det eksisterende anleggets nominelle kapasitet. Da vil man ha tilstrekkelig nitrogenfjerningskapasitet fram til år 2029. Med en utvidelse på 150 % vil man ha nitrogenfjerningskapasitet fram til år 2038.

Tabell 15. Antatt år at et utvidet renseanlegg vil nå kapasitetsgrensen for en gitt parameter, ved en utvidelse på henholdsvis 50 %, 100 % og 150 % av enhetsprosessene i eksisterende renseanlegg.

Parameter	År som kapasitetsgrensen (80-persentil) blir nådd		
	50 % utvidelse	100 % utvidelse	150 % utvidelse
Vannmengde*	2026	2046	> 2050
Total KOF	2025	2038	> 2050
SS	2019	2032	2045
Total N	2018	2029	2038
Total P	2021	2035	2049

* Basert på 2 flotasjonsbasseng i dagens anlegg

5. Valg av dimensjonerende år og dimensjonerende kapasitet

Siden råtnetankene vil ha nok kapasitet til godt etter år 2050, dersom disse bygges om til termofil drift og kjøres i parallell, så er det for vanddelen at vi må velge et dimensjonerende år.

Ullensaker kommune ønsker 2050 som dimensjonerende år. Tendensen så langt i 2017 er at veksten i tilførsel til renseanlegget fremdeles er unormalt høy, og fordi det er usikkert hvor høy veksten vil fortsette å bli er det fornuftig med 2050 som dimensjonerende år. Selv om den kommunale veksten skulle bli betydelig større enn 1300 innbyggere/år vil man da ha et renseanlegg som uansett vil ha tilstrekkelig kapasitet i minst 15 til 20 år. Det vil da være akseptabelt med en ny utvidelse den dagen belastningen på anlegget overskrider den nye kapasiteten, selv om dette skulle skje så tidlig som i f.eks. år 2040. Med 2050 som dimensjonerende år ender vi opp med midlere og dimensjonerende tilførsler som vist i tabell 16.

Tabell 16. Midlere og dimensjonerende tilførsler for et utvidet Gardermoen renseanlegg, basert på 2050 som dimensjonerende år og en kommunal vekst på 1300 innbyggere per år.

Parameter	Midlere tilførsel i år 2050			Dimensjonerende (80-persentil) tilførsel i 2050		
	Totalt, minus C-glykol	C-glykol	Totalt, inklusive C-glykol	Totalt, minus C-glykol	C-glykol	Totalt, inklusive C-glykol
Vannmengde, m ³ /d	24155	677	24832	33432	2592	36024
Total KOF, kg/d	18660	1193	19853	24515	4570	29085
Total BOF ₅ , kg/d	7464	---	7941	9806	---	11634
SS, kg/d	7391	---	7391	9474	---	9474
Total N, kg/d	1522	---	1522	1969	---	1969
Total P, kg/d	198	---	198	254	---	254

5.1. Dimensjonerende tilførsler og konsentrasjoner

Basert på år 2050 og en kommunal vekst på 1300 innbyggere per år, ender vi opp med dimensjonerende mengder og konsentrasjoner som vist i tabell 17. Tilførslene av C-glykol er vist separat, siden denne kommer inn til renseanlegget i separat ledning. Formiatholdig overvann blandes med avløpsvann før innløpet til renseanlegget og er derfor vist sammen med det kommunale avløpsvannet (dvs. alt minus C-glykol). Alle tall er avrundet oppover.

Midlere (Q_{middel}) og dimensjonerende (Q_{dim}) vannmengder er hentet direkte fra prognosene for år 2050. Det er forutsatt at 80-persentilen for døgnvannmengder vil tilsvare Q_{dim} .

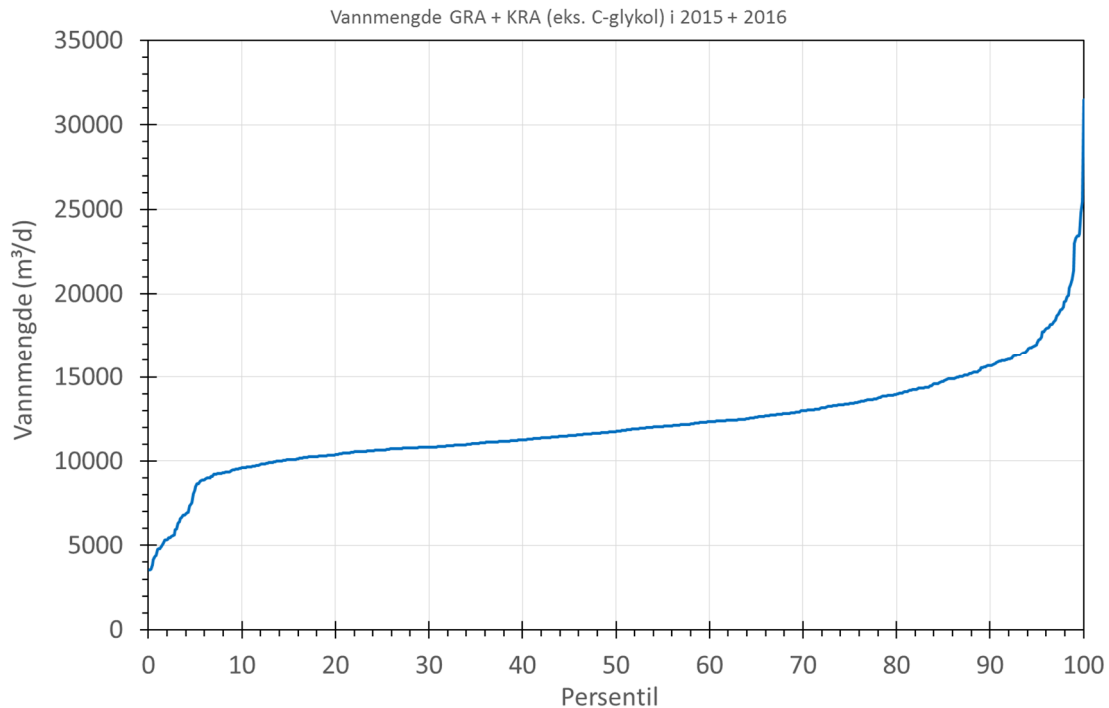
For å bestemme maksimal vannmengde gjennom alle rensetrinn (Q_{maksdim}) og maksimal vannmengde gjennom forbehandlingen (Q_{maks}) har vi sett nærmere på vannmengdene inn til GRA og KRA i 2015 og 2016. Fordelingen av døgnvannmengdene er vist i figur 4. Basert på 98,2-persentilen vil 0,5 % av den totale vannmengden gå i overløp i 2050. Forholdet mellom 98,2-persentilen (Q_{maksdim}) og 80-persentilen (Q_{dim}) for døgnvannmengder i 2015 og 2016 var 1,4. Bruker vi denne faktoren i forhold til Q_{dim} i tabell 17 får vi et for høyt tall for Q_{maksdim} (1960 m³/h), fordi vi har multiplisert dimensjonerende mengde formiatholdig overvann med 1,4, mens maksimal mengde formiatholdig overvann vil bli regulert og vil være lik dimensjonerende mengde formiatholdig overvann. Bruker vi faktoren på 1,4 på Q_{dim} uten formiatholdig overvann, ender vi opp med Q_{maksdim} på 1850 m³/h. Dette tallet kan være noe for lavt, siden det tar utgangspunkt i døgnverdier og ikke timesverdier. Vi har derfor valgt å sette Q_{maksdim} til 1900 m³/h i tabell 17.

Tabell 17. Dimensjonerende mengder og konsentrasjoner for et utvidet Gardermoen renseanlegg, basert på år 2050 og en kommunal vekst på 1300 innbyggere per år.

Parameter	Enhet	Totalt, minus C-glykol	C-glykol
Midlere vannmengde (Q_{middel})	m ³ /d	24200	680
Dimensjonerende vannmengde (Q_{dim})	m ³ /h	1400	110
Maksimal vannmengde gjennom alle rensetrinn (Q_{maksdim})	m ³ /h	1900	110
Maksimal vannmengde gjennom forbehandling (Q_{maks})	m ³ /h	2200	
Midlere tilførsler:			
Total KOF (TKOF)	kg/d	18700	1200
Filtrert KOF (FKOF)	kg/d	4670	1200
Total BOF ₅ (TBOF ₅)	kg/d	7470	---
SS	kg/d	7400	---
Total N (TN)	kg/d	1530	---
Total N på filtrert prøve (FTN)	kg/d	1300	---
NH ₄ -N	kg/d	1090	---
Total P (TP)	kg/d	200	---
Total P på filtrert prøve (FTP)	kg/d	120	---
Midlere konsentrasjoner:			
Total KOF (TKOF)	mg/l	773	1765
Filtrert KOF (FKOF)	mg/l	193	1765
Total BOF ₅ (TBOF ₅)	mg/l	309	---
SS	mg/l	306	---
Total N (TN)	mg/l	63	---
Total N på filtrert prøve (FTN)	mg/l	54	---
NH ₄ -N	mg/l	45	---
Total P (TP)	mg/l	8,3	---
Total P på filtrert prøve (FTP)	mg/l	5,0	---
Dimensjonerende (80-persentil) tilførsler:			
Total KOF (TKOF)	kg/d	24600	4570
Filtrert KOF (FKOF)	kg/d	6130	4570
Total BOF ₅ (TBOF ₅)	kg/d	9810	---
SS	kg/d	9480	---
Total N (TN)	kg/d	1970	---
Total N på filtrert prøve (FTN)	kg/d	1690	---
NH ₄ -N	kg/d	1410	---
Total P (TP)	kg/d	260	---
Total P på filtrert prøve (FTP)	kg/d	150	---

Vi har valgt en Q_{maks} på 2200 m³/h. Med samme fordeling av vannmengder som det man hadde i 2015 og 2016, vil mindre enn 0,1 % av vannet gå i overløp foran renseanlegget i 2050, og dette vil gjennomsnittlig skje bare én dag per år. Det er lagt inn klimafaktorer for mengdene overvann med henholdsvis C-glykol og formiat, men det er ikke brukt klimafaktor for kommunalt avløpsvann. Ledningsnettene som i dag går til GRA er relativt lite påvirket av innlekking av overvann. Ledningsnettene som i dag går til KRA har mye mer innlekking, men det pågår utbedringer av dette ledningsnettet.

For filtrert KOF (FKOF), NH₄-N og total P målt på filtrert prøve (FTP) er det i tabell 17 brukt forholdstall for henholdsvis FKOF/TKOF, NH₄-N/TN og FTP/TP som ligger svært nær det som ble målt i innløpsprøvene til GRA i 2015 og 2016. Total N på filtrert prøve (FTN) har ikke blitt målt de siste årene, men vi har benyttet TN, FTN og SS data fra årene 1999, 2000 og 2001. Disse viste at SS i innkommende avløpsvann inneholdt fra 2,9 til 3,4 % partikulært N. I tabell 17 har vi derfor forutsatt at SS inneholder 3 % N, og vi har så beregnet tilførsler og konsentrasjoner av FTN basert på dette.



Figur 4. Fordeling av samlede vannmengder, i m³/d, til KRA og GRA (eks. C-glykol) i 2015 og 2016.

5.2. Dimensjonerende temperaturer

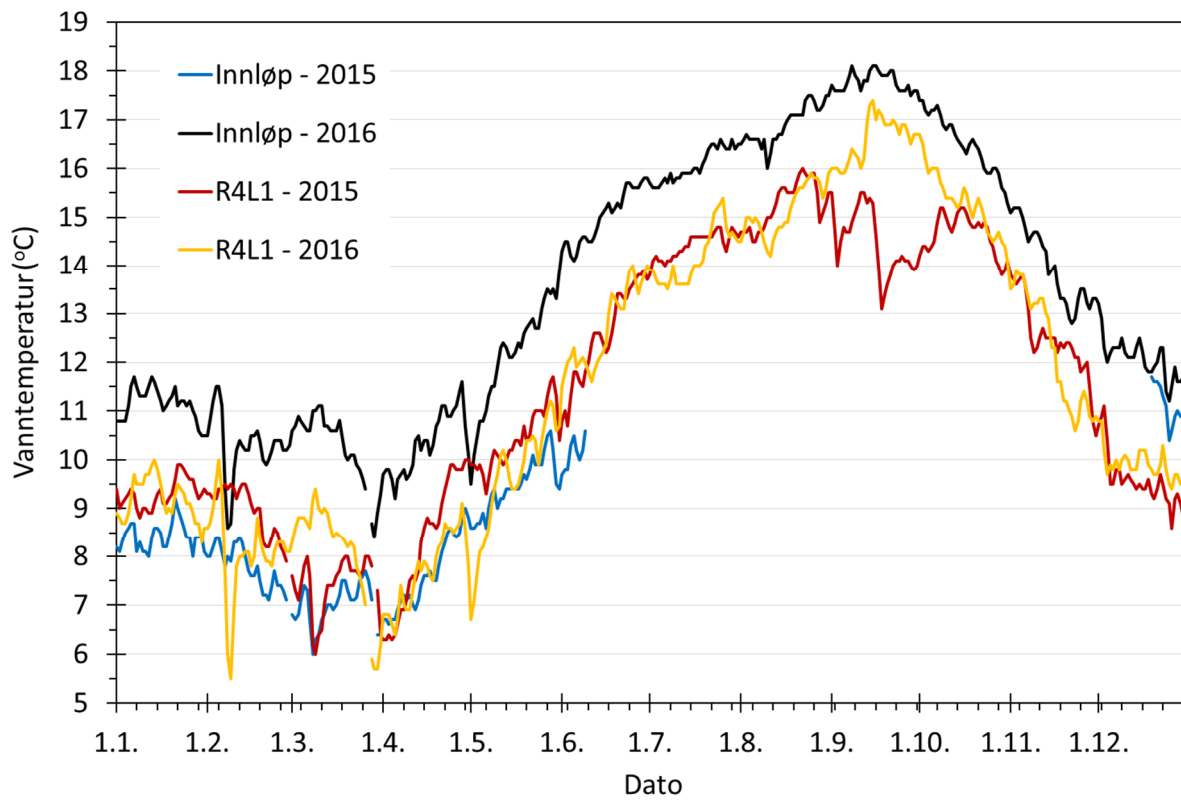
Målte vanntemperaturer i innløpet til GRA og i bioreaktor 4 i linje 1 er vist i figur 5. Temperaturmåleren i innløpet var ute av drift fra sommeren og til midten av desember 2015. Det virker som den nye måleren er feilkalibrert, fordi den fra desember 2015 og ut 2016 har vist betydelig høyere temperaturer i innløpet enn i bioreaktor 4. Normalt er temperaturen i innløpet noe lavere enn i bioreaktor 4.

Ved KRA har avløpsvannet vært noe kaldere enn ved GRA, og siden KRA har kort oppholdstid og heller ikke biologisk rensetrinn blir ikke vannet varmet opp gjennom rensaneanlegget slik som på GRA. Årsmiddeltemperaturen i bioreaktor 4 på GRA har de siste 2 årene (2015 + 2016) vært 11,5 °C. Årsmiddeltemperaturen på KRA har vært ca. 9,5 °C. Lengste periode med temperatur under 6,5 °C var 19 døgn i 2015 og 38 døgn i 2016. Siden vannmengden fra KRA vil bli bare mellom 15 - 20 % av den totale vannmengden til GRA vil en temperatur på 1 °C lavere i vannet fra KRA senke temperaturen i et nytt rensaneanlegg med bare 0,15-0,20 °C.

Kravet til nitrogenfjerning er gitt som et årsmiddel og det er ikke realistisk å dimensjonere det biologiske rensetrinnet for den absolutt laveste temperaturen. Temperaturen i bioreaktor 4 på GRA var lavere enn 7,5 °C i henholdsvis 23 døgn i 2015 og 22 døgn i 2016. Bioreaktorene må derfor dimensjoneres for å klare å vedlikeholde delvis nitrifikasjon ved 7,5 °C, samt unngå at de nitrifiserende bakteriene blir vasket ut av systemet i de ca. 3 ukene per år med lavere temperaturer.

Vi ender da opp med følgende dimensjonerende temperaturer for bioreaktorene:

- Laveste temperatur for delvis nitrifikasjon: 7,5 °C
- Årsmiddeltemperatur: 11,0 °C
- Høyeste temperatur: 17,0 °C



Figur 5. Målte vanntemperaturer i innløpet til GRA og i reaktor 4 i linje 1.

6. Vurdering av aktuelle renseløsninger

Det tomtearealet Ullensaker kommune har tilgjengelig ved eksisterende Gardermoen rensesanlegg er begrenset. Dessuten vil etablering av en tredje rullebane på flyplassen føre til at man mister en del av tomten i det nord-vestre hjørnet. Det er derfor viktig at en utvidelse av rensesanlegget bygges med kompakt teknologi. Konvensjonelle aktivslamløsninger for nitrogenfjerning vil derfor ikke være aktuelt.

Eksisterende rensesanlegg bør utnyttes i så stor grad som mulig. Vi ser for oss at dette opprustes med en ny prosess for å fjerne fosfor til under 0,1 mg TP/l. I tillegg bygges en helt ny blokk for å gi en samlet renskapasitet som er tilstrekkelig fram til år 2050 med en kommunal vekst på 1300 innbyggere per år.

6.1. Vurdering av enhetsprosesser

6.1.1. Primærrensing

For en ny blokk er det kun kompakte prosesser som vil være aktuelle for primærrensing. Samtidig ønsker vi å bevare mest mulig lett nedbrytbart organisk stoff i primærrenset avløpsvann, med tanke på å benytte dette som karbonkilde for for-denitrifisering i det etterfølgende biologiske rensetrinnet.

Primærrensing med roterende finsiler (Rusten og Ødegaard, 2006) peker seg dermed ut som det mest aktuelle alternativet. Tester i liten skala har vist at dersom man fjerner partikler mindre enn 33 mikron vil dette føre til redusert denitrifisering i en for-denitrifiseringsreaktor (Razafimanantsoa *et al.*, 2014; Rusten *et al.*, 2016). I disse testene ble det brukt silduker med forskjellige åpninger, og de ble kjørt uten silmatte på dukene. Bruk av 33 mikron silduk førte til 30-40 % fjerning av total KOF og 40-50 % fjerning av SS. Nedre Romerike Avløpsselskap (NRA) skal erstatte eksisterende forsedimentering med roterende siler med 350 mikron silduker. Forsøk med en SF2000 sil fra Salsnes Filter viste at antatt optimale forhold for for-denitrifisering med en MBBR prosess ble oppnådd ved silingshastigheter på 140-160 m³/m² dykket sildukareal – time (Rusten *et al.*, 2017). Målsettingen er å oppnå mellom 40 og 50 % fjerning av SS.

Dersom man ønsker å oppnå høyere fjerning av SS og total KOF i primærrensingen kan dette gjøres ved å ha en flokkuleringssone med ca. 2 min oppholdstid foran finsilen og dosere mellom 0,5 og 1 mg/l av en kationisk polymer. Tester har vist at dette øker renseseffektene for SS med ca. 25 %. Det er med vann fra både Enga rensesanlegg (Sandefjord) og Tiendeholmen rensesanlegg (Namsos) oppnådd fra 60 til 78 % fjerning av SS med silduker på både 250 og 350 mikron og silingshastigheter over 90 m³/m²-h (Sahu *et al.*, 2017). Primærslam, som skrapes eller blåses av disse sildukene, har hatt mellom 7 og 10 % TS uten bruk av polymer, og mellom 7 og 12 % TS med bruk av polymer (Sahu *et al.*, 2017).

I utgangspunktet vil vi foreslå at man dimensjonerer for bruk av finsiler uten tilsetning av polymer, men at man legger inn en sone foran silene med 2 min hydraulisk oppholdstid ved Q_{dim} med tanke på en eventuell framtidig tilsetning av polymer.

6.1.2. Nitrogenfjerning

Det snakkes for tiden mye om energinøytrale rensesanlegg. For å nærme seg et slikt mål er man helt avhengig av å fjerne så mye partikler som overhodet mulig i et primærrensettrinn, for deretter å produsere mest mulig biogass fra dette primærslammet. Videre er man avhengig av at det brukes så energigjerrige prosesser som overhodet mulig til både partikkelseparasjon og til biologisk rensing. Anammox (anaerobic ammonium oxidation) er en ny prosess for nitrogenfjerning, som klarer seg uten karbonkilde og med relativt lite energi, og hvor det er gunstig at primærrenset avløpsvann har så lavt innhold av både

partikler og organisk stoff som overhodet mulig. Denne prosessen er i dag på forsøksstadiet når det gjelder bruk i hovedstrømmen i et renseanlegg (Veuillet *et al.*, 2015), og er derfor ikke aktuell for en utbygging av Gardermoen renseanlegg. For behandling av rejektivann fra avvanning av slam fra råtnetanker er imidlertid nitrogenfjerning med forskjellige varianter av nitrittasjon og anammox en etablert teknologi (WERF, 2014).

Konvensjonell biologisk nitrogenfjerning krever mye energi for å tilføre prosessen tilstrekkelige mengder med oksygen. Konvensjonell nitrifisering og denitrifisering er imidlertid den eneste prosessen som vil være aktuell i hovedstrømmen ved utbygging av GRA. Denne prosessen vil kreve en karbonkilde, som delvis vil være organisk stoff i innkommende avløpsvann og delvis vil være såkalt B-glykol fra flyplassen.

Konvensjonell aktivslamteknologi vil kreve for stor plass. Aktuelle prosesser vil være:

- MBBR-prosess med kompakt separasjonsteknologi (tilsvarende det man har på GRA i dag).
- Aktivslambasert MBR-prosess (membran-bioreaktor)
- IFAS-basert MBR-prosess (hvor man kombinerer aktivslamslam- og MBBR-prosess, med membranseparasjon).

Prinsippsskisser av noen kompakte prosesser for biologisk nitrogenfjerning er hentet fra Ødegaard (2017a) og er vist i figur 6. Disse dekker de tre prosessalternativene nevnt over, og er vist med 3 forskjellige alternativer for primærrensing. Bruk av finsil (øverst til venstre) vil være mest aktuelt for GRA.

Den konvensjonelle MBBR-prosess er vist øverst i figur 6 og den kan bygges noe mer kompakt enn i dagens anlegg, ved at man kan bruke biofilmbærere med høyere spesifikk overflate i aerobe reaktorer. I anoksiske reaktorer kan det hende at biofilmbærere tilsvarende eksisterende K1-medium fremdeles vil være det beste, siden disse biofilmbærere må ha en slik mekanisk styrke at de ikke blir skadet av de propellene som sørger for omrøring i reaktorene. Med de gode grunnforholdene man har på Gardermoen kan man også bygge bioreaktorene dypere enn i eksisterende anlegg, dersom dette er nødvendig for å spare areal.

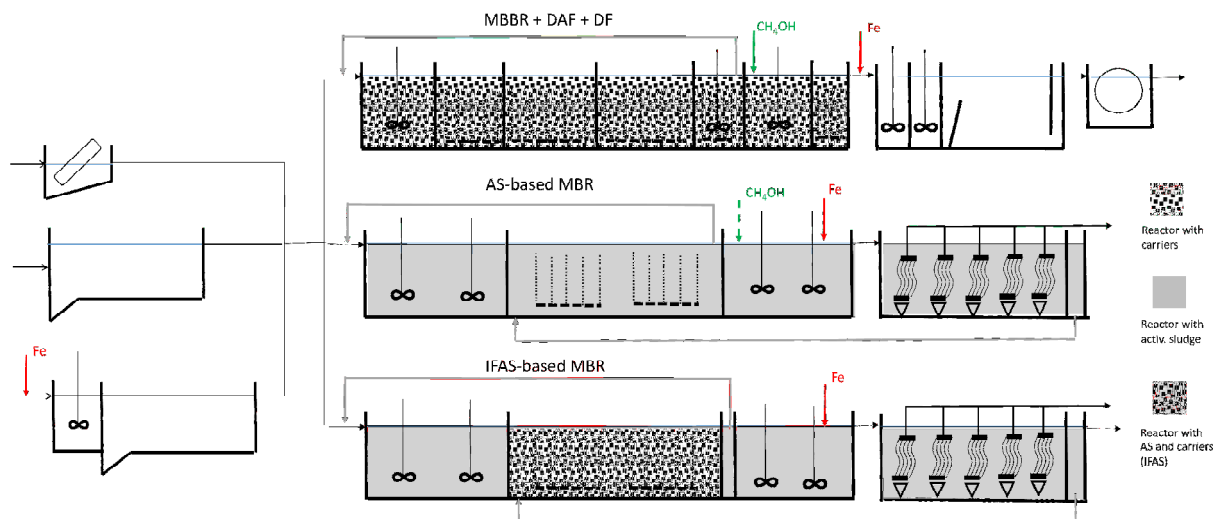
Som separasjonstrinn etter en MBBR-prosess kan man ha enten en:

- Flotasjonsprosess
- Hurtigsedimentering, med mikrosand (Actiflo™) eller magnetitt (CoMag®) som ballast
- Mikrosil eller skivefilter
- Membranprosess.

I dette skisseprosjektet har vi valgt flotasjonsprosess som separasjonstrinn. Dette er en meget robust prosess, som gir gode resultater, tåler høye konsentrasjoner av SS og som kommunen er godt fornøyd med i eksisterende renseanlegg. Hurtigsedimentering med mikrosand brukes imidlertid i flere anlegg i Norge og internasjonalt, både i forbindelse med rensing av overløpsvann og i hovedanlegg. Prosessen er meget kompakt, men den har også en del utfordringer. Den er mindre stabil enn flotasjonsprosessen og er helt avhengig av at man til enhver tid har korrekt kjemikaliedosering. Mikrosil eller skivefilter brukes også i noen få MBBR-anlegg. Dette er en separasjonsprosess som er under rask utvikling, og den kan bli aktuell for GRA. I de forsøkene vi har gjennomført i pilot-skala har vi imidlertid ikke oppnådd like gode resultater som det man klarer med flotasjon (Rusten *et al.*, 2017).

En aktivslambasert MBR-prosess er vist i midten, mens en IFAS-basert MBR-prosess er vist nederst. En prosess med MBBR og membranseparasjon er ikke vist i figur 6. De fleste studier som er gjort mellom rene MBBR-MBR prosesser og IFAS-MBR prosesser går i favør av IFAS-MBR (Leyva-Diaz *et al.*, 2017). Sammenligninger av konvensjonell aktivslambasert MBR og IFAS-MBR går også i favør av IFAS-MBR (Duan *et al.*, 2015). Det hevdes at IFAS-MBR kan kjøres med høyere fluks (liter vann/m² membranareal-time), er mer kompakt, har lavere energiforbruk og er mindre utsatt for tilsmussing (fouling) av membranen. Dette tilsier at IFAS-MBR er den mest interessante varianten av membran-bioreaktorene.

En av fordelene med IFAS er at nitrifisering kan oppnås ved en slamalder (basert på slam i suspensjon) som er mindre enn halvparten av den slamalderen man må ha i en konvensjonell aktivslamprosess (Ødegaard *et al.*, 2014) og at hastighetene i for-denitrifiseringen vil bli høyere på grunn av den lavere slamalderen. Flere studier (Rusten *et al.*, 2003; Onnis-Hayden *et al.*, 2011) har vist at den spesifikke denitrifiseringshastigheten i IFAS systemer er omtrent dobbelt så høy som i vanlige aktivslamsystemer.



Figur 6. Prinsipp-skisser for noen kompakte prosesser for biologisk nitrogenfjerning (Ødegaard, 2017a).

Ødegaard (2017a) har gjort en detaljert dimensjonering av de tre renseprosessene som er vist i figur 6. Dimensjoneringen er gjort for et meget stort renseanlegg og med et kommunalt avløpsvann med noe lavere C/N-forhold (g BOF₅/g TN) enn det vi forventer å få på GRA. Resultatet var at med normal primærrensing krevde en IFAS-MBR prosess (nederst i figur 6) et totalt bioreaktor- og sluttseparasjonsvolum som var ca. 60 % av volumet for en aktivslambasert MBR prosess, og ca. 70 % av volumet for en prosess med MBBR pluss flotasjon. Det er imidlertid noe usikkert hvordan kjemisk felling med jern eller aluminium vil påvirke biofilmen i en IFAS-MBR, så det vil være behov for noe testing før man eventuelt bygger en slik prosess i fullskala ved GRA. En IFAS-MBR prosess med nitrogenfjerning og simultanfelling har imidlertid et så stort potensiale at den absolutt må vurderes for bruk på GRA.

Ved bruk av en vanlig MBR eller IFAS-MBR bør man ta hensyn til at det kan bli aktuelt å tilsette polymer foran en finsil for å fjerne mer organisk stoff og suspendert stoff foran det biologiske trinnet. Dette kan redusere for-denitrifiseringen med inntil ca. 20 % (Razafimanantsoa *et al.*, 2014), og man bør derfor overdimensjonere etter-denitrifiseringssonen for å kunne kompensere for en eventuell reduksjon i for-denitrifiseringen.

6.1.3. Fosforfjerning

Både vanlig MBR prosess og IFAS-MBR prosess kan kombineres med biologisk fosforfjerning (bio-P). Vi anser imidlertid en bio-P prosess som lite realistisk av mange grunner. Med et så strengt krav som $< 0,1$ mg TP/l i utløpet vil man uansett måtte tilsette noe fellingskjemikalier. Dessuten vil mye fosfor bli løst ut i råtnetankene og må fjernes fra rejektivannet, før dette tilbakeføres til renseanlegget. Dette kan gjøres ved vanlig kjemisk felling, eller ved utfelling av f.eks. struvitt for gjenvinning av fosfor.

Gjenvinning av fosfor ut fra et ressursynspunkt har vært et sentralt tema de siste årene og utfelling av struvitt fra rejektivann forutsetter i praksis at man har et renseanlegg med bio-P prosess. Kostnadene for gjenvinning av fosfor i form av f.eks. struvitt er imidlertid mange ganger høyere enn salgsværdien av gjenvunnet produkt, slik at det er vanskelig å forsvare både investeringskostnader og driftskostnader for slik gjenvinning (Paulsrud *et al.*, 2015). Dessuten er den mengden som kan gjenvinnes bare en del av den totale mengden fosfor i slammet.

Det er derfor vår anbefaling at man ikke satser på bio-P prosess på GRA, men at man heller fortsetter med kjemisk felling av fosfor og bruk av slammet som jordforbedringsmiddel. Det vil imidlertid være av interesse å følge med på utviklingen, for å se om det kommer alternative fellingskjemikalier eller behandlingsalternativer for slam, som gjør at den fosforen som er bundet i slammet blir lettere tilgjengelig for plantene når slammet spres på landbruksarealer.

Med biologisk nitrogenfjerning i en MBBR, og etterfølgende kjemisk felling og flotasjon, må man ha etterpolering i filtre (membranfiltre, sandfiltre eller skivefiltre) for å klare kravet til rensing av fosfor.

På GRA pågår det forsøk med et Dynasand-filter (fra Nordic Water), for å komme under $0,1$ mg TP/l. Med avløpsvann, tatt etter kjemisk felling og flotasjon i eksisterende renseanlegg, ble det oppnådd en reduksjon fra gjennomsnittlig $0,34$ mg P/l inn til Dynasand til $0,11$ mg TP/l ut av Dynasand, uten tilsetning av fellingskjemikalier i innløpet til Dynasand-filretet. Midlere utløpskonsentrasjon av SS var 7 mg/l. Med tilsetning av Ekoflock-90, i doser tilsvarende $3,5$ til $8,3$ mg Al/l, ble det oppnådd gjennomsnittlige reduksjoner fra $0,33$ mg P/l inn til Dynasand til $0,06$ mg TP/l ut av Dynasand. Midlere utløpskonsentrasjon av SS var 5 mg/l. Hydrauliske belastninger varierte fra 6 til 10 m³/m²-h. Disse forsøkene indikerer at det er mulig å klare $< 0,1$ mg TP/l i utløpet ved bruk av etterpolering med kjemisk felling på sandfilter.

Det har også blitt gjennomført forsøk på GRA med etterpolering i form av kjemisk felling og separasjon på finmasket silduk. Utløpsprøver fra GRA ble koagulert og flokkulert i jar-test, med tilsetning av Ekoflock-90. Deretter ble prøvene silt gjennom en silduk med poreåpning på 11 mikron. Det viste seg å være vanskelig å klare målsettingen om $< 0,1$ mg TP/l etter koagulering og finsiling med 11 mikron duk. Dette ble kun oppnådd ved en såpass lav innløpskonsentrasjon som $0,13$ mg TP/l og med meget høye kjemikaliedoseringer (> 8 mg Al/l), og det ble produsert veldig mye hydroksidslam. Sekvensiell siling, gjennom først 33 mikron duk, 18 mikron duk og så 11 mikron duk, var nødvendig for å unngå umiddelbar gjentetting av silduken. Likevel var utløpskonsentrasjonen av SS fremdeles høy, selv om konsentrasjonen av total P lå mellom $0,08$ og $0,10$ mg/l. Med innløpskonsentrasjoner mellom $0,14$ og $0,28$ mg TP/l kom vi aldri under $0,1$ mg TP/l etter koagulering med Ekoflock-90, flokkulering og separasjon med 11 mikron silduk.

Ved Rya-verket i Gøteborg benyttes skivefilter som etterpolering etter ettersedimentering i aktivslamanlegg (linje 1) og etter etter-denitrifikasjon i MBBR (linje 2). Skivefiltrene benytter

15 mikron duk og har fungert meget bra. Basert på de sist 256 døgnprøvene var 8 prøver \leq 0,1 mg TP/l, men gjennomsnittlige utløpskonsentrasjoner var på 0,21 mg TP/l, 0,14 mg FTP/l og 2,7 mg SS/l. Med felling til $< 0,01$ mg PO_4 -P/l mener man at det skal være mulig å komme ned i en middelvei på 0,14 mg TP/l (Fredriksson, 2017). Vår konklusjon er at det ved GRA, innenfor akseptable driftskostnader og med akseptabel hydraulisk belastning, kan bli vanskelig å nå målsettingen om utløpskonsentrasjoner $< 0,1$ mg TP/l med bruk av finmasket sil (skivefilter) for etterpolering.

Et alternativ er å benytte membranfiltre (ultrafiltrering, UF eller mikrofiltrering, MF). Disse vil gi den beste separasjonen (SS < 1 mg/l) men er sannsynligvis også det dyreste alternativet. Skivefiltre er sannsynligvis billigst, men muligens ikke gode nok. I utgangspunktet vil vi derfor anbefale av sandfiltre benyttes. Det vil si at man for den øverste prosessen i figur 6 erstatter det viste skivefilteret med et sandfilter.

Med enten vanlig MBR eller IFAS-MBR prosess forventer vi at man kommer under 0,1 mg TP/l i rensed avløpsvann ved simultanfelling i bioreaktorene.

6.1.4. Behandling av rejektivann

Rejektivann fra avvanning av anaerobt stabilisert slam inneholder store mengder nitrogen. Det er snakk om ca. 20 % av den totale nitrogenmengden inn til renseanlegget. På grunn av høy temperatur, meget høye konsentrasjoner av NH_4 -N og total N, samt relativt lavt innhold av organisk stoff, er slikt rejektivann ideelt for separat behandling med en deammonifikasjonsprosess (som består av de to delprosessene nitritasjon og anammox).

For å produsere nitritt fra ammonium benyttes nitritasjon (aerob oksidasjon av ammonium til nitritt). Kombinasjonen av nitritasjon og anammox for å oppnå nitrogenfjerning kan betegnes nitritasjon-anammox eller deammonifikasjon. Deammonifikasjonsprosessen utføres enten i to separate volumer, eller simultant i ett volum. Hvis man driver nitritasjonen av ammonium til å produsere 55-60 % nitritt, slik at man får en blanding av 55-60 % nitrittnitrogen og 40-45 % ammoniumnitrogen, kan man benytte anammox-prosessen istedenfor denitrifikasjon i etterfølgende rensetrinn. Av NH_4 -N som omdannes i prosessen blir ca. 89 % omdannet til nitrogengass, og ca. 11 % til NO_3 -N.

Deammonifikasjon av rejektivann er nå en etablert teknologi, som gir følgende fordeler sammenlignet med konvensjonell nitrifisering og denitrifisering (WERF, 2014):

- Energibehovet for lufting redusert til 55-60 % av behovet for konvensjonell nitrifisering/denitrifisering.
- Ikke behov for karbonkilde.
- Prosessen er en netto forbruker av CO_2 .
- Forbruket av alkalitet reduseres med ca. 45 % sammenlignet med konvensjonell nitrifisering/denitrifisering.
- Redusert slamproduksjon (6-7 % av slamproduksjonen for konvensjonell nitrifisering/denitrifisering).

Anammox-bakterier vokser sakte, men kan etableres ved både lave og høye temperaturer. De trenger imidlertid en minimum slamalder som er 5-10 ganger høyere enn for de bakteriene som oksiderer ammonium til nitritt. Temperaturer i området 30-35 °C har vært mest benyttet i praksis, delvis fordi dette gir økt veksthastighet for anammox-bakteriene, men spesielt fordi det ved høyere temperaturer er enklere å styre oksidasjonen av ammonium slik at denne stopper ved nitritt og ikke fortsetter til nitrat.

Det finnes mange kommersielle prosesser på markedet for deammonifikasjon av rejektivann. Disse er basert på både konvensjonelt aktivslam, granulært aktivslam, MBBR-prosesser og

IFAS-prosesser. I praksis fjerner disse prosessene 80-85 % av nitrogenet i rejektivannet (WERF, 2014).

Med tanke på best mulig utnyttelse av ressurser vil det alltid være lønnsomt med en deammonifikasjonsprosess for separat nitrogenfjerning fra rejektivann. Kommersielle prosesser basert på MBBR-teknologi er i dag tilgjengelig fra Purac i Sverige (DeAmmon®) og fra Anox Kaldnes/Veolia i Sverige (ANITA™Mox) (Ødegaard, 2016). Bekkelaget renseanlegg i Oslo har i dag en DeAmmon-prosess, som etter veldig lang tid med innkjøringsproblemer nå fungerer meget bra og har høyere omsetning enn det den var dimensjonert for.

6.2. Aktuelle renseløsninger for Gardermoen renseanlegg

6.2.1. Opprusting av eksisterende del

For eksisterende del av renseanlegget ser vi for oss at det må bygges et poleringstrinn med kjemisk felling på sandfiltre, for å komme ned i fosforkonsentrasjoner på under 0,1 mg TP/l.

Deretter vil det bli aktuelt med full rehabilitering av hele det eksisterende anlegget. Det vil også bli aktuelt med en utvidelse av for-rensanlegget for C-glykol, fortsatt med bruk av en MBBR-prosess.

6.2.2. Renseprosesser i ny del

For vannrenseprosesser i en helt ny del må vi se på to alternativer:

Alternativ 1:

- Innløpsumpepestasjon
- Forbehandling med rist og sandfang
- Primærensing med sil
- Biologisk nitrogenfjerning med MBBR-prosess og kombinert for- og etterdenitrifisering. B-glykol som ekstern karbonkilde.
- Kjemisk felling og flokkulering for fjerning av fosfor.
- Flotasjonsprosess for slamseparasjon.
- Etterpolering med felling på sandfilter.
- UV-desinfeksjon

- Deammonifikasjonsprosess for fjerning av nitrogen fra den samlede mengden med rejektivann.

Alternativ 2:

- Innløpsumpepestasjon
- Forbehandling med rist og sandfang
- Primærensing med sil
- Biologisk nitrogenfjerning med IFAS-MBR prosess og kombinert for- og etterdenitrifisering. Simultanfelling av fosfor.

- Deammonifikasjonsprosess for fjerning av nitrogen fra den samlede mengden med rejektivann.

Alternativ 1 går ut på å sette sammen den nye delen av renseanlegget med prosesser som alle er kjent teknologi. Vi vet at dette vil fungere, men spørsmålet er hvor stor plass et slikt anlegg vil trenge, når det er nødvendig med sandfiltre etter flotasjonsprosessen.

For alternativ 2 er det en del usikkerheter rundt MBR-prosessen, når denne baseres på en IFAS-løsning med nitrifikasjon på biofilmbærere og man samtidig skal ha simultanfelling av fosfor. Det vil derfor være behov for noe forsknings- og utviklingsarbeid før man kan bygge en slik prosess i fullskala.

Prosessen for separat behandling av rejektivann vil være lik for begge alternativene.

7. Hva bør utbyggingen omfatte?

Målsettingen er å ha et anlegg som har tilstrekkelig kapasitet til å håndtere den tilførselen man vil ha i år 2050, med en årlig kommunal vekst på 1300 innbyggere per år. Vi ser for oss følgende utbygging av renseanlegget:

1. Bygging av poleringstrinn med kjemisk felling på sandfiltre for utløpet fra eksisterende anlegg, for å klare $< 0,1$ mg TP/l.
2. Bygging av helt ny administrasjonsdel øst for eksisterende administrasjonsbygg og øst for ny blokk for vannrensing.
3. Bygging av helt ny blokk for vannrensing, inklusive:
 - ny tilførselsledning og kum for fordeling av vann til henholdsvis eksisterende og nytt anlegg
 - ny innløpspumpe-stasjon for nytt anlegg
 - nytt renseanlegg med > 70 % nitrogenfjerning og $< 0,1$ mg TP/l i utløpet
 - separat prosess for rensing av rejektivann, inklusive rørføringer fra rejektivannspumpesump i slambygget
 - kontrollrom, pauserom og toaletter
4. Eventuell opprusting av slambehandlingsanlegget med nye fortykkermaskiner for å håndtere tynnere slam fra ny biologisk del (dersom alternativ 2 under pkt. 6.2.2 blir valgt).
5. Utvidelse av for-rensenanlegget for C-glykol i eksisterende anlegg.
6. Komplette rehabilitering av vanddelen i eksisterende renseanlegg.
7. Flytting av gassklokke og fakkel, dersom eksisterende plassering kommer i konflikt med taksebaner for en tredje rullebane.
8. Ny utløpsledning til Leira. Eksisterende ledning har en maksimal kapasitet på 1800 m³/h (500 l/s), mens Q_{maks} i år 2050 forventes å bli på 2200 m³/h,

GRA har allerede i dag for lite garderobes. Pauserommet er også for lite og det samme gjelder laboratoriet. Det anbefales derfor at man bygger et helt nytt administrasjonsbygg, med tilstrekkelig antall rene og skitne garderobes for både damer og herrer, større pauserom, to små og et stort møterom, større laboratorium og nødvendige kontorer. Nytt administrasjonsbygg kan med fordel plasseres øst for nåværende administrasjonsbygg, mellom gjerdet og adkomstveien. Dette forutsetter at man får noe nytt areal fra Avinor, i bytte med at Avinor tar en god del av den nord-vestre delen av renseanlegget sitt tomteareal i forbindelse med en eventuell tredje rullebane. Dermed kan nåværende administrasjonsbygg rives og gi plass for ny innløpspumpe-stasjon vegg i vegg med eksisterende innløpspumpe-stasjon, samt plass for den nye blokken for vannrensing nær den eksisterende vanddelen. Nytt administrasjonsbygg knyttes til både eksisterende og ny vanddel via glassgang. Dette vil gi et administrasjonsbygg som er godt beskyttet for støy og vibrasjoner fra prosessanleggene, og hvor det er mulig å etablere et godt uteareal tilsvarende det man har ved siden av nåværende administrasjonsbygg.

Det er tenkt at en ny blokk for vannrensing plasseres like nord-øst for eksisterende vannrensedel, og blir helt uavhengig av denne. Dermed unngår man de fleste av de problemene man normalt vil ha med å holde et eksisterende renseanlegg i optimal drift i byggeperioden. Når den nye delen er ferdig og er tatt i bruk, vil denne i begynnelsen ha så

stor kapasitet at man kan ta hele eller deler av vanddelen i eksisterende anlegg ut av drift i forbindelse med en komplett rehabilitering.

Det må bygges et kontrollrom i den nye delen, hvor man kan overvåke og styre prosessene i både eksisterende og ny del. Kontrollrommet i eksisterende del må opprustes til å kunne overvåke og styre prosessene også i den nye delen.

Dersom den nye vanddelen bygges med membranseparasjon vil man få tynnere biologisk-kjemisk slam enn det man i dag får fra flotasjonsbassengene. Det kan da bli behov for nye fortykkermaskiner i slambygget.

8. Dimensjonering og kapasiteter for eksisterende renseanlegg

For å finne ut hvilke tilførsler det nye renseanlegget må kunne håndtere, må vi først beregne hvor mye vann som i fremtiden kan behandles i eksisterende renseanlegg. Med eksisterende renseanlegg menes vanddelen i dagens renseanlegg, etter nødvendig utvidelse av for-rensanlegget for C-glykol, rehabilitering av hovedanlegget og bygging av sandfiltre for å klare < 0,1 mg TP/l i utløpet.

8.1. Utvidelse av for-rensanlegget for C-glykol

Det nåværende for-rensanlegget er dimensjonert for en maksimal tilførsel på 8.000 m³/d og en maksimal organisk belastning på 7.150 kg TKOF/d med begge linjene i drift. Silene, som holder biofilmbærerne på plass i reaktorene, er imidlertid dimensjonert for en maksimal vannmengde på 5.000 m³/d per reaktor, slik at det er fysisk mulig å få inntil 10.000 m³/d med vann gjennom for-rensanlegget.

Erfaringsmessig har man tilsatt forsedimentert avløpsvann tilsvarende 6 ganger vannmengden og 1,3-1,4 ganger KOF-mengden i C-glykolen, for å sørge for nok næringssalter i for-rensanlegget. Dette betyr at for-rensanlegget må kunne håndtere inntil 7 ganger vannmengden og 2,4 ganger KOF-mengden som kommer fra C-glykol.

Dimensjonerende tilførsel av C-glykol i år 2050 er tidligere beregnet (se tabell 5) til 2.592 m³/d og 4.570 kg TKOF/d. Med innblanding av forsedimentert avløpsvann betyr det at man ender opp med en samlet dimensjonerende tilførsel på 18.100 m³/d og 11.000 kg TKOF/d. Dette betyr at vi snakker om en økning av reaktorvolum på minst 54 % ut fra belastningen av organisk stoff og minst 81 % ut fra maksimal vannmengde.

Vårt forslag er at det bygges en tredje reaktor med en størrelse som er 80 % av samlet størrelse på de to eksisterende reaktorene. Vi ender da opp med et utbygd for-rensanlegg med dimensjoner og kapasiteter som vist i tabell 18. Det er i utgangspunktet forutsatt bruk av biofilmbærere av type Kaldnes K1 eller tilsvarende.

Tabell 18. Dimensjoner og kapasiteter for for-rensanlegg, med 3 reaktorer i parallell.

	Reaktor 1 (eksisterende)	Reaktor 2 (eksisterende)	Reaktor 3 (ny)	Sum
Vått volum, m ³	690	690	1.110	2.490
K1 biofilmbærere, m ³	414	414	666	1.494
Fyllingsgrad av K1 biofilmbærere, %	60	60	60	- - -
Biofilmareal, m ²	207.000	207.000	333.000	800.000
Vanddyp, m	6,5	6,5	6,5	- - -
Maksimal organisk belastning, kg TKOF/d	3.575	3.575	5.750	12.900
Maksimal hydraulisk belastning, m ³ /d	5.000	5.000	8.000	18.000
Dimensjonerende luftbehov, Nm ³ /h	2.400	2.400	3.900	8.700

Den nye reaktoren til for-rensanlegget kan plasseres i det området som opprinnelig var tiltenkt en framtidig tredje linje i hovedanlegget.

Den ene flotasjonslinja, som i dag brukes til separasjon av biofilmslam fra for-rensanlegget, har et areal på snaut 72 m² og en hydraulisk kapasitet i henhold til dimensjoneringsveilederen (Norsk Vann, 2009) på $Q_{dim} = 368$ m³/h og $Q_{maksdim} = 716$ m³/h. Med maksimalt 18.000 m³/d vil maksimal timetilførsel bli 750 m³/h, siden vi kan styre hvor mye vann vi fører til for-rensanlegget. Dette vil tilsvare en overflatebelastning på maksimalt 10,5 m³/m²-h i flotasjonsbassenget, og dette er OK selv om det er 5 % høyere enn det som er anbefalt i dimensjoneringsveilederen. Erfaringer fra de siste årene har vist at gode flotasjonsanlegg tåler høyere belastninger enn det som er anbefalt i veilederen (Ødegaard, 2017). Det er

imidlertid viktig at man har nok dispersjonsluft til å fjerne alt det biologiske slammet som produseres. Dispersjonsvannmengden må derfor sjekkes for å se om den har tilstrekkelig kapasitet, og om nødvendig må kapasiteten økes i forbindelse med rehabilitering av anlegget.

8.2. Rehabilitering av vanddelen i eksisterende hovedanlegg

Det må forventes at for-denitrifiseringen i eksisterende renseanlegg vil bli dårligere enn i dag i deler av året. Grunnen til dette er at nesten all innkommende avløpsvann i perioder vil gå til for-renseanlegget for å tilføre næringssalter, og når dette vannet returneres til bioreaktorene R1 i hovedanlegget etter biologisk for-rensing og flotasjon, vil det være lite karbonkilde tilgjengelig for for-denitrifisering. Dårligere for-denitrifisering må kompenseres med best mulig etterdenitrifisering i bioreaktorene R6, samt eventuelt noe etter-denitrifisering i nye sandfiltre.

Det forutsettes at denitrifiserende reaktorer i hovedanlegget fortsetter med K1 som biofilmbærere og en fyllingsgrad på 60 %. I reaktorene R3 og R4 i hovedanlegget, hvor nitrifiseringen foregår, bør man også fortsette med K1 biofilmbærere, men øke fyllingsgraden til 65 %. Man kunne også ha byttet ut biofilmbærere i R3 og R4 med biofilmbærere med høyere spesifikk overflate, men for den mest vanlige typen (Kaldnes K5) vil dette også innebære at man må bytte silene i reaktorene. Dette er en betydelig kostnad og vi anbefaler derfor at man i utgangspunktet fortsetter med K1 biofilmbærere. Forutsatt at man i løpet av 2017 fyller K1 biofilmbærere til 60 % fyllingsgrad i reaktorene R3 og R4, vil man ved en rehabilitering måtte øke fyllingsgraden til 65 %. Dette tilsvarer innkjøp og innlasting av ca. 140 m³ K1 biofilmbærere.

Rejektvann fra slamavanning vil i framtiden bli behandlet i eget rensetrinn. Det betyr at eksisterende anlegg har kapasitet til å håndtere 844 kg N/d, siden anlegget opprinnelig var dimensjonert (80-persentil) for en innkommende mengde på 604 kg N/d pluss 240 kg N/d fra returstrømmer (Aquateam og Inter-Consult, 1995). Vi tar ikke hensyn til at fyllingsgraden i reaktorene R3 og R4 økes fra 60 til 65 %, men ser på dette som en ekstra sikkerhet.

Det er tidligere sagt (pkt. 4.1.3) at ekstrapolering av registrert forbruk av blåseluft indikerer at de tre eksisterende blåsemaskinene (totalt 24.000 Nm³/h) vil ha tilstrekkelig kapasitet, selv om totalbelastningen på renseanlegget øker til 15.000 – 16.000 kg KOF/d og 700 – 800 kg total N/d. Med et større for-renseanlegg kan det hende at den samlede blåsemaskin-kapasiteten må økes noe, men det må man se nærmere på i forbindelse med en rehabilitering av blåsemaskinene. I utgangspunktet skal de tre eksisterende blåsemaskinene gi nok luft dersom alle tre kan gå samtidig.

For en generell rehabilitering av eksisterende renseanlegg (rister, pumper, omrørere, instrumentering, osv.) henvises til delrapport 2.

8.3. Kapasitet i eksisterende vanddel etter utvidelse av for-renseanlegget og rehabilitering av hovedanlegget

For beregning av hvor mye vann som kan behandles i eksisterende vanddel i hovedanlegget pluss i for-renseanlegget, har vi tatt utgangspunkt i at denne delen av anlegget skal håndtere all C-glykol fra OSL pluss kommunalt avløpsvann med inntil 844 kg TN/d.

Dersom vi forutsetter at ca. 20 % av alt tilført nitrogen fjernes sammen med primærslam og sekundærslam, sitter vi i innløpet til biologien igjen med følgende mengder nitrogen som vil være tilgjengelig for nitrifisering og denitrifisering:

- 675 kg N/d i dimensjonerende døgn
- 524 kg N/d i midlere døgn.

Vi kan gjøre denne antakelsen fordi slamvann og rejektivann vil bli ført til den nye delen av renseanlegget, slik at det ikke blir noen returstrømmer med mye nitrogen i eksisterende anlegg.

Videre har vi forutsatt en midlere denitrifiseringshastighet på 0,4 g NO_x-N/m²-d i R1 i for-denitrifiseringen, som er under halvparten av den hastigheten man målte på vinterstid (7,5-8,0 °C) i garantiperioden (Rusten og Ødegaard, 2007), og en midlere hastighet på 1,3 g NO_x-N/m²-d i etterdenitrifiseringen (med B-glykol som ekstern karbonilde) (Rusten *et al.*, 1996). Beregninger basert på disse forutsetningene viser at det vil bli denitrifisert 393 kg N/d. Sammen med det nitrogenet som fjernes med slammet, vil dette gi en nitrogenfjerning på 66,6 % i dimensjonerende døgn og 80,0 % i midlere døgn. Dette skulle være tilstrekkelig, men det er fullt mulig å fjerne mer nitrogen med denitrifisering i de nye sandfiltrene (se pkt. 8.4)

Med 65 % fylling av K1 i de aerobe reaktorene R3 og R4 i eksisterende hovedanlegg vil man ha et aerobt biofilmareal på 903.500 m². For å nitrifisere 100 % av tilgjengelig nitrogen vil dette bety midlere nitrifikasjonshastigheter på 0,75 g NH₄-N/m²-d i dimensjonerende døgn og 0,58 g NH₄-N/m²-d i midlere døgn. Dette er klart lavere enn de nitrifikasjonshastighetene man har dokumentert i renseanlegget på Lillehammer ved 11 °C (Rusten and Ødegaard, 2007), og skulle derfor være fullt mulig.

Med utgangspunkt i en dimensjonerende tilførsel på 844 kg N/d, ender vi opp med dimensjonerende mengder og konsentrasjoner som vist i tabell 19 for et utvidet for-reanseanlegg og vanddelen i eksisterende renseanlegg. Eksisterende rister, sandfang forsedimentering og flotasjon har mer enn tilstrekkelig kapasitet til å håndtere de vannmengdene som det vil bli aktuelt å kjøre gjennom eksisterende del av renseanlegget.

Tabell 19. Dimensjonerende mengder og konsentrasjoner for eksisterende vanddel på GRA, etter utvidelse av for-reanseanlegget for C-glykol og rehabilitering av hovedanlegget.

Parameter	Enhet	Totalt, minus C-glykol	C-glykol
Midlere vannmengde (Q _{middel})	m ³ /d	10370	680
Dimensjonerende vannmengde (Q _{dim})	m ³ /h	600	110
Maksimal vannmengde gjennom alle rensetrinn (Q _{maksdim})	m ³ /h	815	110
Maksimal vannmengde gjennom forbehandling (Q _{maks})	m ³ /h	945	
Midlere tilførsler:			
Total KOF (TKOF)	kg/d	8010	1200
Filtrert KOF (FKOF)	kg/d	2000	1200
Total BOF ₅ (TBOF ₅)	kg/d	3200	---
SS	kg/d	3170	---
Total N (TN)	kg/d	655	---
Total N på filtrert prøve (FTN)	kg/d	557	---
NH ₄ -N	kg/d	467	---
Total P (TP)	kg/d	86	---
Total P på filtrert prøve (FTP)	kg/d	51	---
Midlere konsentrasjoner:			
Total KOF (TKOF)	mg/l	773	1690
Filtrert KOF (FKOF)	mg/l	193	1690
Total BOF ₅ (TBOF ₅)	mg/l	309	---
SS	mg/l	306	---
Total N (TN)	mg/l	63	---
Total N på filtrert prøve (FTN)	mg/l	54	---
NH ₄ -N	mg/l	45	---
Total P (TP)	mg/l	8,3	---

Parameter	Enhet	Totalt, minus C-glykol	C-glykol
Total P på filtrert prøve (FTP)	mg/l	5,0	---
Dimensjonerende (80-persentil) tilførsler:			
Total KOF (TKOF)	kg/d	10540	4570
Filtrert KOF (FKOF)	kg/d	2630	4570
Total BOF ₅ (TBOF ₅)	kg/d	4200	---
SS	kg/d	4060	---
Total N (TN)	kg/d	844	---
Total N på filtrert prøve (FTN)	kg/d	724	---
NH ₄ -N	kg/d	604	---
Total P (TP)	kg/d	111	---
Total P på filtrert prøve (FTP)	kg/d	64	---

8.4. Kjemisk felling på sandfiltre

Det pågår forsøk på GRA med kjemisk felling på Dynasand-filtre. Polering med sandfiltre vil være nødvendig for å komme under 0,1 mg TP/l i ferdig renset avløpsvann. Om nødvendig kan disse filtrene også brukes til noe denitrifisering, slik at de bør bygges med doseringsutrustning for tilsetning av både fellingskjemikalier og ekstern karbonkilde.

I dette skisseprosjektet har vi tatt utgangspunkt i Dynasand-filtre fra Nordic Water. De største frittstående filtrene har en overflate på 5,0 m². Fordi det kan bli aktuelt med denitrifisering i filtrene velges en filterdybde på 2,0 m. Vi har valgt å dimensjonere disse filtrene for en overflatebelastning på 12 m³/m²-h ved Q_{maksdim}. Nødvendig luftmengde til mammut-pumpen vil være ca. 1,7 Nm³/m² filteroverflate-h, med et trykk på 1,6 bar. Vaskevannsmengden vil være relativt konstant, og vi har satt denne til 6 % av Q_{dim} (dvs. 38 m³/h). Vaskevannet kan fortykkes i en egen lamell-sedimentering, men flotasjonsanlegget i det eksisterende anlegget har ledig kapasitet så vi velger å sende vaskevannet tilbake og blande dette med utløpet fra bioreaktorene, før det går til hurtiginnblanding av fellingskjemikalier, flokkulering og flotasjon.

Vi ender da opp med nøkkeltall for et anlegg med kjemisk felling på sandfiltre, som vist i tabell 20. For å komme under 12 m³/m²-h ved Q_{maksdim} må vi ha minst 15 filtre. Hvor mye fellingskjemikalier som blir nødvendig er høyst usikkert. En mengde på 15 ml/m³ med Ekoflock-90 gir et molforhold for Al/P på drøyt 4,2 ved en konsentrasjon på 0,5 mg TP/l inn til sandfiltrene. Det vil sannsynligvis ikke bli behov for denitrifisering i sandfiltrene, men det bør uansett legges opp til muligheter for tilsetning av ekstern karbonkilde tilsvarende ca. 400 kg TKOF/d (~ 38,5 mg TKOF/l ved innløp til eksisterende vanddel på Q_{middel}).

Tabell 20. Nøkkeltall for Dynasand-filtre til etterpolering av utløp fra flotasjonstrinn i eksisterende vanddel.

Antall 5 m ² sandfiltre	15
Samlet filterareal	75 m ²
Q _{middel} *	470 m ³ /h; 6,3 m ³ /m ² -h
Q _{dim} *	638 m ³ /h; 8,5 m ³ /m ² -h
Q _{maksdim} *	853 m ³ /h; 11,4 m ³ /m ² -h
Kjemikaliedosering, Ekoflock-90	15 ml/m ³ ; 62 m ³ /år
Ekstern C-kilde (B-glykol)	Mest sannsynlig null, dimensjonere for 400 kg TKOF/d
Vaskevann	38 m ³ /h
Dybde på filterseng	2,0 m
Luft til mammutpumpe	1,7 Nm ³ /m ² filteroverflate-h (128 Nm ³ /h); 1,6 bar trykk
Energiforbruk	8 kW

* Inklusive resirkulert vaskevann

Dersom Dynasand-filtrene plasseres oppå bakken, må det bygges en pumpe-stasjon for å pumpe vannet inn på sandfiltrene. Alternativet vil være å grave ut et område for å montere Dynasand-filtrene på et betongfundament som ligger så lavt at man kan klare seg uten pumping, eller eventuelt klare seg med pumper som gir en minimal trykkøkning. Sannsynligvis vil det bli behov for å løfte vannet ca. 2 til 2,5 m, for å kompensere for et trykkfall over sandfiltrene på 0,9 til 1,2 m VS og samtidig ha nok høyde til at vannet kan gå med gravitasjon til utløpsledningen.

9. Dimensjonering av aktuelle alternativer for nytt renseanlegg

9.1. Nødvendig kapasitet i nytt anlegg

Midlere og dimensjonerende (80-persentil) tilførsler til den helt nye delen av renseanlegget er vist i tabell 21. Dette er forskjellen mellom de totale tilførslene i tabell 17 og det som ifølge tabell 19 kan håndteres i eksisterende vanddel, etter opprusting og utvidelse av forrenseanlegget.

Tabell 21. Dimensjonerende mengder og konsentrasjoner for den helt nye vanddelen på GRA, basert på år 2050 og kommunal vekst på 1300 innbyggere per år.

Parameter	Enhet	Totalt
Midlere vannmengde (Q_{middel})	m ³ /d	13830
Dimensjonerende vannmengde (Q_{dim})	m ³ /h	800
Maksimal vannmengde gjennom alle rensetrinn (Q_{maksdim})	m ³ /h	1085
Maksimal vannmengde gjennom forbehandling (Q_{maks})	m ³ /h	1260
Midlere tilførsler:		
Total KOF (TKOF)	kg/d	10690
Filtrert KOF (FKOF)	kg/d	2670
Total BOF ₅ (TBOF ₅)	kg/d	4270
SS	kg/d	4230
Total N (TN)	kg/d	875
Total N på filtrert prøve (FTN)	kg/d	743
NH ₄ -N	kg/d	623
Total P (TP)	kg/d	114
Total P på filtrert prøve (FTP)	kg/d	69
Midlere konsentrasjoner:		
Total KOF (TKOF)	mg/l	773
Filtrert KOF (FKOF)	mg/l	193
Total BOF ₅ (TBOF ₅)	mg/l	309
SS	mg/l	306
Total N (TN)	mg/l	63
Total N på filtrert prøve (FTN)	mg/l	54
NH ₄ -N	mg/l	45
Total P (TP)	mg/l	8,3
Total P på filtrert prøve (FTP)	mg/l	5,0
Dimensjonerende (80-persentil) tilførsler:		
Total KOF (TKOF)	kg/d	14060
Filtrert KOF (FKOF)	kg/d	3500
Total BOF ₅ (TBOF ₅)	kg/d	5610
SS	kg/d	5420
Total N (TN)	kg/d	1126
Total N på filtrert prøve (FTN)	kg/d	966
NH ₄ -N	kg/d	806
Total P (TP)	kg/d	149
Total P på filtrert prøve (FTP)	kg/d	86

9.2. Pumpestasjon

Det må bygges en ny pumpestasjon som pumper vann inn til det nye renseanlegget. Pumpene i både eksisterende og nytt anlegg må kunne reguleres slik at man får ønsket fordeling av vann til de to anleggene.

For det nye anlegget har vi tatt utgangspunkt i en pumpestasjon med tre skruerpumper, hvorav én er reserve. Det vil si at hver pumpe må klare 630 m³/h, slik at man med to pumper i drift får $Q_{\text{maks}} = 1.260 \text{ m}^3/\text{h}$ gjennom rist og sandfang.

Det er for tidlig å si hva nødvendig løftehøyde vil bli, men for dette skisseprosjektet har vi forutsatt at avløpsvannet skal løftes 6 m.

9.3. Forbehandling

Forbehandlingen vil bestå av maskinrensede rister og luftede sandfang med integrert fettfangsone. En vannmengde på $Q_{maks} = 1.260 \text{ m}^3/\text{h}$ skal kunne håndteres i forbehandlingen. Det er forutsatt tre rister i parallell, hvorav én er reserve. Det er forutsatt tre parallelle linjer med sandfang, hvor alle er i drift. Sandfangene er dimensjonert etter Norsk Vann (2009) sin veileder. Dimensjonerende luftbehov er den maksimalverdien som er oppgitt i de tyske retningslinjene (DWA, 2008). Nøkkeltall for rister og sandfang er vist i tabell 22.

Tabell 22. Nøkkeltall for rister og sandfang i den nye vanddelen ved GRA.

Rister	
Antall i parallell	3 (derav 1 i reserve)
Kapasitet per rist	630 m ³ /h
Riståpning	3 mm
Luftede sandfang med fettfangsone	
Antall i parallell	3
Fettfangsoner	3 x 15 m ² = 45 m ²
Sandfangvolum (eks. fettfangsone)	3 x 45 m ³ = 135 m ³
Antatt totalvolum (sandfang + fettfang)	3 x 75 m ³ = 225 m ³
Dimensjonerende luftbehov	1,3 Nm ³ /m ³ -h x 135 m ³ = 176 Nm ³ /h

I forbehandlingsdelen må det installeres ristgodsvasker, ristgodscntainer, sandvasker og sandcontainer. Fett må føres til en liten pumpekum, hvor det kan pumpes videre til slambehandlingsbygget for behandling i råtnetankene.

9.4. Primærrensing

Til primærrensing er det valgt en kompakt prosess, basert på finsiler av type Salsnes Filter eller tilsvarende. Det legges inn et lite flokkuleringsvolum foran finsilene, slik at man kan øke renseeffekten med hensyn på både SS og organisk stoff ved tilsetning av en liten dose polymer, dersom det i fremtiden skulle bli behov for dette. Vi har tatt utgangspunkt i finsiler av typen SFK600, med 350 mikron silduker. Nøkkeltall for primærrensingen er vist i tabell 23.

Tabell 23. Nøkkeltall for primærrensing med finsiler i den nye vanddelen ved GRA.

Flokkuleringsvolum	27 m ³ (2 min oppholdstid ved Q_{dim})
Siltype	SFK600 med 350 mikron duk
Antall siler	6
Dykket sildukareal	6 x 2,2 m ² = 13,2 m ²
Silingshastighet ved Q_{middel}	44 m ³ /m ² -h
Silingshastighet ved Q_{dim}	61 m ³ /m ² -h
Silingshastighet ved $Q_{maksdim}$	82 m ³ /m ² -h
Midlere partikkelbelastning	13,4 kg SS/m ² -h
Dimensjonerende (80-persentil) partikkelbelastning	17,1 kg SS/m ² -h
Tørrestoffinnhold i primærslam	≥ 5 % TS
Dimensjonerende renseeffekter	45 % for SS og 33 % for TKOF
Spylevannsbehov	79 m ³ /år
Dimensjonerende energibehov	14 kW
Midlere energiforbruk (luftkniv, motor, høytrykksvask)	60.000 kWh/år

Med innløpskonsentrasjoner tilsvarende de som er vist i tabell 21 ble det, i tester med en SF2000 sil og 350 mikron silduk ved Nedre Romerike Avløpsrensaneanlegg, oppnådd 33 % reduksjon i TKOF og over 45 % reduksjon av SS ved silingshastigheter opp til 200 m³/m²-h (Rusten *et al.*, 2017). I forhold til dette er dimensjoneringen i tabell 23 meget konservativ, fordi vi har valgt å legge oss på så lave silingshastigheter at det er mulig å kjøre disse finsilene med tilsetning av polymer dersom det i fremtiden skulle bli et ønske om å fjerne 60-70 % SS i primærrensingen (Rathnaweera, 2017). Selv med polymertilsetning ville man ha klart seg med 5 siler med god margin. Det er imidlertid valgt 6 siler fordi slike anlegg normalt bygges med en sentrumskanal for innløpet til silene, og med like mange siler på hver side av kanalen. Fire siler vil gi for lite sildukareal.

Energiforbruket er dominert av blåsemaskinene som forsyner luftknivene med luft. For enkelte installasjoner har Salsnes Filter gått over til bruk av skrape istedenfor luftkniv, og da kan energiforbruket reduseres med opptil 90 %. Man kan også kombinere skrape og luftkniv, slik at luftkniven bare brukes av og til for å spare energi.

Det må bygges en liten pumpeump for pumping av primærslam til slamlagertanker i eksisterende slambehandlingsbygg.

9.4.1. Mengder og konsentrasjoner etter primærrensing og inn til biologisk trinn

Returstrømmer fra fortykking og avvanning av slam vil normalt bli ført tilbake til innløpet av det biologiske rensetrinnet. For å finne hva som totalt tilføres det biologiske rensetrinnet må vi derfor først beregne mengder og konsentrasjoner av både slamvann fra fortykking og rejektivann fra avvanning, samt ta hensyn til hva som fjernes i det separate rejektivannrensaneanlegget (se pkt. 9.7).

Det er tatt utgangspunkt i målinger av slammengder, rejektivannsmengder og konsentrasjoner i dagens GRA. Når det gjelder slamvann fra fortykking er det brukt en massebalanse mellom % TS i slammet før og etter fortykking, siden mengden slamvann i dag er liten fordi mye av slamvannet fra fortykking brukes til å fortynne det avvannede slammet man mottar fra KRA. I tillegg er det brukt erfaringsdata for konsentrasjoner i slamvann og rejektivann også fra andre rensaneanlegg. Vi ender da opp med midlere og dimensjonerende mengder og konsentrasjoner fra slamvann og rejektivann som vist i tabell 24. Det er forutsatt at mengdene vil øke lineært med økningen i total slamproduksjon. Vi har ingen gode tall for BOF i slamvann og rejektivann og har forutsatt at total BOF₅ er 40 % av total KOF.

Rejektivannet fra avvanning av utrånnet slam vil inneholde ca. 7 ganger så mye nitrogen som slamvannet fra fortykking. Det er derfor bare det varme rejektivannet fra avvanningen som det vil være aktuelt å rense separat med en deammonifikasjonsprosess. Med en slik prosess har vi forutsatt at 80 % av nitrogenet i rejektivannet fjernes. Videre har vi forutsatt at konsentrasjonen av organisk stoff, suspendert stoff og fosfor blir uendret gjennom deammonifikasjonsprosessen. Etter rensing av rejektivannet ender vi da opp med konsentrasjoner og mengder som vist i kolonnen lengst til høyre i tabell 24.

I forhold til den totale nitrogenmengden som finnes i innløpet til den nye vanddelen, viser tabell 24 at rejektivannet (før rensing) vil inneholde 26,6 % av dette nitrogenet, mens slamvannet fra fortykking vil inneholde 3,8 % av nitrogenet. Ser vi på den totale mengden av nitrogen tilført både eksisterende og ny vanddel, inneholder imidlertid ubehandlet rejektivann fra avvanningen 15,2 % av nitrogenet og slamvannet fra fortykkingen 2,2 % av nitrogenet.

Tabell 24. Dimensjonerende mengder og konsentrasjoner for slamvann fra fortykking og rejektivann fra avvanning, basert på slammengder i år 2050 og kommunal vekst på 1300 innbyggere per år.

Parameter	Enhet	Fra fortykking	Fra avvanning	Fra avvanning, etter separat rensing
Midlere vannmengde (Q_{middel})	m ³ /d	469	212	212
Dimensjonerende vannmengde (Q_{dim})	m ³ /d	539	244	244
Midlere tilførsler:				
Total KOF (TKOF)	kg/d	281	721	721
Filtrert KOF (FKOF)	kg/d	141	467	467
Total BOF ₅ (TBOF ₅)	kg/d	113	288	288
SS	kg/d	141	318	318
Total N (TN)	kg/d	33	233	47
Total N på filtrert prøve (FTN)	kg/d	29	224	37
NH ₄ -N	kg/d	23	201	7,4
NO ₃ -N	kg/d		---	28,6
Total P (TP)	kg/d	4,0	5,3	5,3
Total P på filtrert prøve (FTP)	kg/d	2,3	1,5	1,5
Midlere konsentrasjoner:				
Total KOF (TKOF)	mg/l	600	3400	3400
Filtrert KOF (FKOF)	mg/l	300	2200	2200
Total BOF ₅ (TBOF ₅)	mg/l	240	1360	1360
SS	mg/l	300	1500	1500
Total N (TN)	mg/l	70	1100	220
Total N på filtrert prøve (FTN)	mg/l	61	1055	175
NH ₄ -N	mg/l	50	950	35
NO ₃ -N	mg/l	---	---	135
Total P (TP)	mg/l	8,5	25	25
Total P på filtrert prøve (FTP)	mg/l	5,0	7	7
Dimensjonerende (80-persentil) tilførsler:				
Total KOF (TKOF)	kg/d	323	829	829
Filtrert KOF (FKOF)	kg/d	162	537	537
Total BOF ₅ (TBOF ₅)	kg/d	129	332	332
SS	kg/d	162	366	366
Total N (TN)	kg/d	38	268	54
Total N på filtrert prøve (FTN)	kg/d	33	257	43
NH ₄ -N	kg/d	27	232	8,5
NO ₃ -N	kg/d	---	---	32,9
Total P (TP)	kg/d	4,6	6,1	6,1
Total P på filtrert prøve (FTP)	kg/d	2,7	1,7	1,7

Dimensjonerende og midlere mengder og konsentrasjoner, henholdsvis etter primærrensing (uten returstrømmer) og inn til biologisk rensetrinn (med returstrømmer), er vist i tabell 25. Verdiene som inkluderer returstrømmer brukes til å dimensjonere den biologiske prosessen. Det er forutsatt at rejektivannet fra avvanningen har gjennomgått separat rensing, hvor 80 % av nitrogenet har blitt fjernet (se pkt. 9.7).

Tabell 25. Dimensjonerende mengder og konsentrasjoner etter primærrensing (uten returstrømmer) og inn til biologisk rensetrinn (inkluderer returstrømmer fra fortykning og renset rejektivann fra avvanning). Basert på år 2050 og kommunal vekst på 1300 innbyggere per år.

Parameter	Enhet	Etter primærrensing (uten returstrømmer)	Inn til biologi (med returstrømmer)
Midlere vannmengde (Q_{middel})	m ³ /d	13830	14510
Dimensjonerende vannmengde (Q_{dim})	m ³ /d	800	833
Maksimal vannmengde (Q_{maksdim})	m ³ /h	1085	1118
Midlere tilførsler:			
Total KOF (TKOF)	kg/d	7160	8170
Filtrert KOF (FKOF)	kg/d	2670	3280
Total BOF ₅ (TBOF ₅)	kg/d	2860	3260
SS	kg/d	2330	2790
Total N (TN)	kg/d	816	895
Total N på filtrert prøve (FTN)	kg/d	743	809
NH ₄ -N	kg/d	623	654
NO ₃ -N	kg/d	- - -	29
Total P (TP)	kg/d	94	103
Total P på filtrert prøve (FTP)	kg/d	69	73
Midlere konsentrasjoner:			
Total KOF (TKOF)	mg/l	518	563
Filtrert KOF (FKOF)	mg/l	193	226
Total BOF ₅ (TBOF ₅)	mg/l	207	225
SS	mg/l	168	192
Total N (TN)	mg/l	59,0	62
Total N på filtrert prøve (FTN)	mg/l	54,0	56
NH ₄ -N	mg/l	45,0	45
NO ₃ -N	mg/l	- - -	2,0
Total P (TP)	mg/l	6,8	7,1
Total P på filtrert prøve (FTP)	mg/l	5,0	5,0
Dimensjonerende (80-persentil) tilførsler:			
Total KOF (TKOF)	kg/d	9420	10570
Filtrert KOF (FKOF)	kg/d	3500	4200
Total BOF ₅ (TBOF ₅)	kg/d	3760	4220
SS	kg/d	2980	3510
Total N (TN)	kg/d	1054	1145
Total N på filtrert prøve (FTN)	kg/d	966	1042
NH ₄ -N	kg/d	806	842
NO ₃ -N	kg/d	- - -	33
Total P (TP)	kg/d	121	131
Total P på filtrert prøve (FTP)	kg/d	86	90

9.5. Alternativ 1: MBBR prosess, kjemisk felling, flotasjon, sandfilter, UV-desinfeksjon

For alternativ 1 vil biologisk og kjemisk renseprosess bli av tilsvarende type som i eksisterende renseanlegg. Nitrogenfjerningen vil skje i en MBBR prosess med kombinert for- og etter-denitrifisering. Utløpet fra biologisk trinn vil bli tilsatt fellingskjemikalier og polymer, gå gjennom to-trinns flokkulering og til flotasjon for slamseparasjon. For å komme lavt nok ned i fosforkonsentrasjon er det tatt utgangspunkt i et poleringssteg med kjemisk felling på Dynasand-filtre. Til slutt vil vannet gå gjennom et anlegg for UV-desinfeksjon, som vil være i bruk i badesesongen.

9.5.1. MBBR med kombinert for- og etter-denitrifisering

Prosessen er dimensjonert for 80-persentil tilførsene i høyre kolonne i tabell 25. Erfaringsmessig kommer vi riktig ut over året ved å dimensjonere en MBBR for nitrogenfjerning for en temperatur som er 1 °C lavere enn årsmiddeltemperaturen. Vi har derfor dimensjonert for en temperatur på 10 °C. Videre har vi forutsatt at reaktor 2 er anoksisk om sommeren (≥ 10 °C) og aerob om vinteren (< 10 °C). Prosessen er dimensjonert for 75 % nitrogenfjerning over den nye delen ved 10 °C, og det er så kontrollert at man klarer 70 % nitrogenfjerning i vintermodus ved 7 °C. Det er tatt utgangspunkt i et biologisk trinn med 3 parallelle linjer, og nøkkeltall for prosessen er vist i tabell 26.

Tabell 26. Nøkkeltall for MBBR-prosess med kombinert for- og etter-denitrifisering i ny vanddel.

Bioreaktorer:	
R1 For-DN	3 x 640 m ³ vått volum, 60 % K1 fylling, 300 m ² /m ³
R2 For-DN sommer/BOF-red. vinter	3 x 640 m ³ vått volum, 60 % K1 fylling, 300 m ² /m ³
R3 BOF-red. + nit. sommer/nit. vinter	3 x 640 m ³ vått volum, 60 % K5 fylling, 480 m ² /m ³
R4 Nitrifikasjon	3 x 640 m ³ vått volum, 60 % K5 fylling, 480 m ² /m ³
R5 Oksygen-reduksjon	3 x 200 m ³ vått volum, 60 % K1 fylling, 300 m ² /m ³
R6 Etter-DN	3 x 490 m ³ vått volum, 60 % K1 fylling, 300 m ² /m ³
Vanndyp alle reaktorer	6,5 m
Diffusordyp	6,3 m
Totalt reaktorvolum	9750 m ³
Totalt volum K1 biofilmbærere	3546 m ³
Totalt volum K5 biofilmbærere	2304 m ³
Vannmengder:	
Innløp biologi, Q_{middel}	605 m ³ /h
Innløp biologi, Q_{dim}	833 m ³ /h
Innløp biologi, Q_{maksdim}	1118 m ³ /h
Resirkulering fra R5 til R1, middel	605 m ³ /h
Resirkulering fra R5 til R1, maksimum	1666 m ³ /h
Maksimum $Q_{\text{inn}} + Q_{\text{resirk}}$ (for dim. av siler)	2500 m ³ /h
Luft og omrøring:	
Midlere oksygenbehov	264 kg O ₂ /h
Dimensjonerende oksygenbehov	440 kg O ₂ /h
Midlere luftbehov	9100 Nm ³ /h
Dimensjonerende luftbehov	16200 Nm ³ /h
Midlere energiforbruk til lufting	225 kW, 1971000 kWh/år
Dimensjonerende energiforbruk til lufting	400 kW
Minimum omrørt volum	3390 m ³
Maksimum omrørt volum	5910 m ³
Midlere energiforbruk til omrøring	56 kW, 491000 kWh/år
Dimensjonerende energiforbruk til omrøring	71 kW
Ekstern karbonkilde:	
Midlere forbruk	1260 kg KOF/d
Dimensjonerende forbruk	2910 kg KOF/d
Tank for B-glykol	500 m ³

I reaktorer som alltid eller i perioder kan kjøres uten lufting, og som dermed må utstyres med omrørere (R1, R2, R5, R6) brukes biofilmbærere av type Kaldnes K1 (eller tilsvarende), med en spesifikk overflate i bulk på 500 m²/m³. Det er benyttet et energiforbruk til omrøring på 12 W/m³ vått reaktorvolum. I reaktorer som alltid vil ha lufting (R3 og R4) brukes biofilmbærere av type Kaldnes K5 (eller tilsvarende), med en spesifikk overflate i bulk på 800 m²/m³. Alle reaktorer har et vanndyp på 6,5 m og diffusordypet er 6,3 m. Det er ikke tatt med en egen etterluftingsreaktor, siden anlegget vil ha etterpolering i Dynasand-filtre og det er forutsatt at et eventuelt overskudd av ekstern karbonkilde vil bli fjernet i disse filtrene.

Oksygenkonsentrasjonen i reaktorene er satt til 3 mg O₂/l for fjerning av organisk stoff. For nitrifisering er det brukt 6 mg O₂/l ved 10 °C og 7 mg O₂/l ved 7 °C. Det er brukt en spesifikk oksygenoverføring i felt på 7,0 g O₂/Nm³-m diffusordyp.

Den største usikkerheten i dimensjoneringen knytter seg til reaksjonshastighetene i for-denitrifiseringen. Etter-denitrifiseringen er derfor valgt 35 % større enn det man egentlig trenger ved 10 °C og bruk av B-glykol som karbonkilde. Det lages en egen tank for B-glykol lokalt ved det nye anlegget. Denne kan forsynes via pumpeledning fra nåværende tank for B-glykol i eksisterende anlegg, alternativt med ny ledning direkte fra OSL. Spesifikt forbruk av B-glykol er satt til 5,6 g KOF/g NO₃-N_{ekv} ved 10 °C (Rusten *et al.*, 1996). Konsentrasjonen av B-glykol varierte i 2016 fra ca. 5 til 16 kg KOF/m³. Med den aller laveste konsentrasjonen og dimensjonerende forbruk betyr det at man vil forbruke inntil 582 m³/d. Man må da ha en lokal tank på minst 500 m³ (ca. 20 timers forbruk) ved det nye anlegget. I tillegg bør man ha en tank (ca. 30 m³) og doseringsutrustning for etanol som en reserveløsning. Glykol og etanol kan brukes om hverandre (Rusten *et al.*, 1996). Basert på den B-glykolen man hadde i 2016 ville gjennomsnittlig dosering av B-glykol ha blitt ca. 130 m³/d.

9.5.2. Kjemisk felling og flotasjon

Kjemisk felling og flotasjon vil bli bygd etter samme prinsipp som i eksisterende anlegg. Det vil være tre parallelle linjer. For dimensjonerende vannmengder er det tatt hensyn til vannmengdene fra tilsetning av B-glykol (130 m³/d i middel, 18 m³/h Q_{dim} og 25 m³/h Q_{maksdim}) og retur av vaskevann fra etterfølgende Dynasand-anlegg (51 m³/h). Hurtiginnblanding av fellingskjemikalier (PAC) kan skje i kanaler eller rør foran flokkuleringskamrene. Hver linje har to flokkuleringskamre i serie, med en samlet hydraulisk oppholdstid på 15 min ved Q_{dim}. Nøkkeltall for kjemisk felling og flotasjon er vist i tabell 27.

Tabell 27. Nøkkeltall for kjemisk felling og flotasjon i ny vanddel.

Vannmengder:	
Innløp kjemisk felling, Q _{middel}	664 m ³ /h
Innløp kjemisk felling, Q _{dim}	905 m ³ /h
Innløp kjemisk felling, Q _{maksdim}	1197 m ³ /h
Flokkulering:	
Vått volum	228 m ³
Vannndyp	2,5 m
Antall linjer	3
Antall kammer i serie	2
Volum per kammer	38 m ³
Hydraulisk oppholdstid ved Q _{dim}	15 min
Flotasjon:	
Samlet areal	183 m ²
Antall linjer	3
Areal per linje	61 m ²
Vannndyp	2,5 m
Overflatebelastning ved Q _{dim}	5,0 m/h
Overflatebelastning ved Q _{maksdim}	6,6 m/h
Dispersjonsvann	180 m ³ /h (15 % av Q _{maksdim})
Dispersjonsvanstrykk	6 bar
Kjemikalier og energi:	
Fellingskjemikalier (Ekoflock-90)	Ca. 150 ml/m ³ , 864 m ³ /år
Polymer	Ca. 0,25 mg/l, 1450 kg/år
Dim. energiforbruk flokkulering og dispersjonsvann	Ca. 60 kW
Midlere energiforbruk flokkulering og dispersjonsvann	Ca. 34 kW, 298000 kWh/år
Lagertanker for fellingskjemikalier	Ca. 50 m ³

Lengde og bredde av flokkuleringskamre og flotasjonsbasseng må tilpasses resten av anlegget. Med omtrent samme fasong som i eksisterende anlegg vil hvert av flokkuleringskamrene ha en lengde (i strømningsretningen) på ca. 2,75 m og en bredde på 5,60 m, mens hvert av flotasjonsbassengene vil ha en lengde på ca. 10,9 m og en bredde på 5,60 m. Alle betongvegger og kanaler kommer i tillegg.

Overflatebelastningen ved $Q_{maksdim}$ er relativt lav, slik at anlegget i kortere perioder vil klare seg helt fint med bare to flotasjonsbassenger i drift i forbindelse med reparasjoner og vedlikehold.

9.5.3. Sandfilter

På samme måte som for eksisterende vanddel er det for den nye vanddelen tatt utgangspunkt i Dynasand-filtre som et poleringstrinn for å komme under 0,1 mg TP/l i ferdig renset avløpsvann. Det er forutsatt at det ikke vil bli behov for denitrifisering i disse sandfiltrene, og de kan derfor bygges med en filterdybde på 1,5 m.

De største frittstående filtrene har en overflate på 5,0 m². Vi har valgt å dimensjonere disse filtrene for en overflatebelastning på ca. 12 m³/m²-h ved $Q_{maksdim}$. Nødvendig luftmengde til mammut-pumpen vil være ca. 1,7 Nm³/m² filteroverflate-h, med et trykk på 1,6 bar. Vaskevannsmengden vil være relativt konstant, og vi har satt denne til 6 % av Q_{dim} (dvs. 54 m³/h). Vaskevannet sendes tilbake til flotasjonsanlegget i den nye vanddelen.

Vi ender da opp med nøkkeltall for et anlegg med kjemisk felling på sandfiltre i den nye delen, som vist i tabell 28. Med 20 filtre havner vi på 12,0 m³/m²-h ved $Q_{maksdim}$. Hvor mye fellingskjemikalier som blir nødvendig er høyst usikkert. En mengde på 15 ml/m³ med Ekoflock-90 gir et molforhold for Al/P på drøyt 4,2 ved en konsentrasjon på 0,5 mg TP/l inn til sandfiltrene.

Dersom Dynasand-filtrene plasseres oppå bakken, må det bygges en pumpestasjon for å pumpe vannet inn på sandfiltrene. Alternativet vil være å grave ut et område for å montere Dynasand-filtrene på et betongfundament som ligger så lavt at man kan klare seg uten pumping, eller eventuelt klare seg med pumper som gir en minimal trykkøkning. Sannsynligvis vil det bli behov for å løfte vannet ca. 2 til 2,5 m, for å kompensere for et trykkfall over sandfiltrene på 0,9 til 1,2 m VS og samtidig ha nok høyde til at vannet kan gå med gravitasjon til utløpsledningen.

Tabell 28. Nøkkeltall for Dynasand-filtre til etterpolering av utløp fra flotasjonstrinn i ny vanddel.

Antall 5 m ² sandfiltre	20
Samlet filterareal	100 m ²
Q_{middel} *	664 m ³ /h; 6,6 m ³ /m ² -h
Q_{dim} *	905 m ³ /h; 9,1 m ³ /m ² -h
$Q_{maksdim}$ *	1197 m ³ /h; 12,0 m ³ /m ² -h
Kjemikaliedosering (Ekoflock-90)	15 ml/m ³ ; 87 m ³ /år
Vaskevann	54 m ³ /h
Dybde på filterseng	1,5 m
Luft til mammutpumpe	1,7 Nm ³ /m ² filteroverflate-h (170 Nm ³ /h); 1,6 bar trykk
Energiforbruk	11 kW

* Inklusive resirkulert vaskevann

9.5.4. UV-desinfeksjon

Det er krav om desinfisering av rensset avløpsvann i sommersesongen. Det er tatt utgangspunkt i samme type UV-anlegg som man har i eksisterende anlegg. Eksisterende anlegg har to UV-grupper, hver med 48 lamper, og der det er forutsatt at én UV-gruppe er i drift om gangen. UV-rørene er plassert i utløpskanalen. I den nye vanddelen vil det gå noe mere vann enn i eksisterende anlegg, slikt av vi vil trenge tre UV-grupper, hvorav to er i drift om gangen. Nøkkeltall for et UV-anlegg er vist i tabell 29. UV-lampene må ha automatisk rengjøring.

Tabell 29. Nøkkeltall for UV-anlegg i ny vanddel.

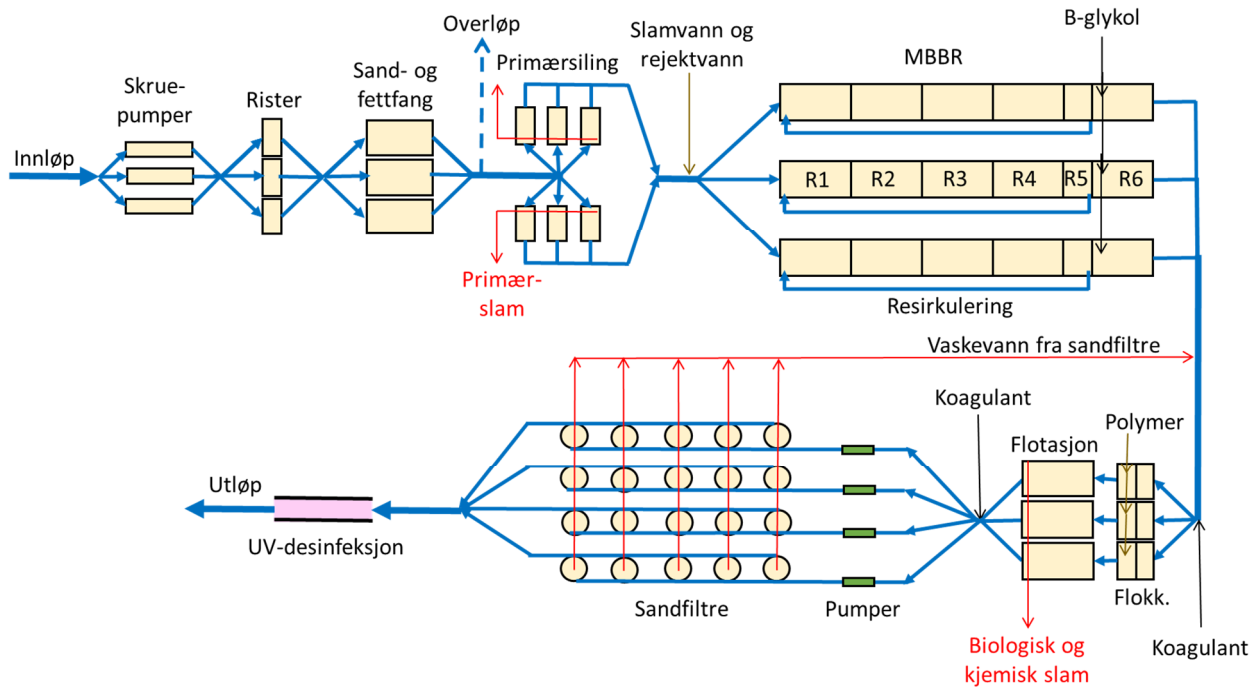
Antall UV-grupper	3
Samlet antall UV-lamper	3 x 48
Energiforbruk	14,4 kW per UV-gruppe
Maksimalt energiforbruk	2 x 14,4 kW = 28,8 kW
Nødvendig kanallengde	9,0 m
Dimensjon per UV-gruppe	L x B x H = 1,43 m x 0,76 m x 0,56 m

9.5.5. Totalprosess, alternativ 1

Et forenklet flytskjema for totalprosessen i den nye vanddelen, basert på alternativ 1, er vist i figur 7. Prosessen består av:

- Ny innløpspumpe-stasjon
- Rister og ristgodsvasker
- Sand- og fettfang med sandvasker
- Overløp
- Primærsiling
- MBBR-prosess med kombinert for- og etter-denitrifisering
- Kjemisk felling (med tilsetning av koagulant pluss polymer), flokkulering, flotasjon
- Felling av fosfor på sandfiltre, med tilsetning av koagulant foran pumper og pumping inn på sandfiltrene.
- UV-desinfeksjon
- Separat rensing av rejektivann (ikke vist i flytskjema).

Blåsemaskiner til sandfang, primærsiler og MBBR-prosess er ikke vist. Det samme gjelder dispersjonsvannutrustning til flotasjonen og kompressorer til vasking av sandfiltre. Diverse doseringspumper og pumper for slam og slamvann er heller ikke vist.



Figur 7. Forenklet flytskjema for ny vanddel ved GRA, basert på alternativ 1.

9.6. Alternativ 2: IFAS-MBR med simultanfelling

Nøkkeltall for alternativet med en IFAS-MBR prosess med simultanfelling er vist i tabell 30. For bioreaktorene vil det være behov for et totalt volum på 5340 m³, hvorav den aerobe delen på 2880 m³ har 50 % fylling av K5 biofilmedium. Membrantankene har et samlet vått volum på 608 m³. I beregningene er det ikke tatt noe kreditt for biologisk omsetning i membrantankene, slik at dette gir en viss sikkerhet. Det er brukt en aktivslamkonsentrasjon på 7500 g SS/m³ i bioreaktorene og 11250 g SS/m³ i membrantankene.

Anlegget er forutsatt å ha tre parallelle linjer for bioreaktorene og fire parallelle linjer for membrantankene. Membrantankene er dimensjonert slik at man kan klare seg med 3 tanker i forbindelse med kjemisk vasking av membraner i den ene tanken, uten at membranfluxen blir uforholdsmessig høy.

IFAS-prosesser, med kortere slamaldrer enn konvensjonelle aktivslamprosesser, er kjent for å gi høyere spesifikke denitrifiseringshastigheter. Vi har tatt utgangspunkt i de hastighetene som i sin tid ble målt på et pilotanlegg ved TAU-renseanlegg (Rusten *et al.*, 2003), og temperaturjustert disse hastighetene. Noe konservativt har vi lagt oss på 80 % av de denitrifiseringshastighetene man målte på TAU. Vi har også lagt inn en sone med etterdenitrifisering og tilsetning av eksternt karbonkilde (B-glykol), som skal ta 20 % av denitrifiseringen. I prinsippet skal det imidlertid være mulig å oppnå tilstrekkelig høy nitrogenfjerning uten eksternt karbonkilde.

Anlegget er dimensjonert for å klare 70 % nitrogenfjerning ved 7,5 °C og dimensjonerende belastning. Det vil da være nødvendig med 5 mg O₂/l i den aerobe sonen. Aerob slamalder er beregnet til 3,3 d basert på bare suspendert biomasse og 5,3 d inklusive biofilmen. Total slamalder (anoksisk + aerob) basert på suspendert biomasse er beregnet til 6,3 døgn. Med det dimensjonerende reaktorvolumet som er vist i tabell 30 er det deretter gjennomført beregninger ved både 10 °C og 17 °C for dimensjonerende tilførsler og 75 % nitrogenfjerning, samt ved 11 °C for midlere tilførsler og 75 % nitrogenfjerning. Ved 11 °C og

midlere tilførsel øker aerob slamalder til 4,6 d basert på suspendert biomasse og 7,2 d inklusive biofilmen. Ved temperaturer over 11 °C kan man kjøre med relativt lave oksygenkonsentrasjoner fordi mye av nitrifisering vil skje i aktivslammet.

Returslampumpingen fra membrantankene må være 2 ganger innløpsvannmengden for å holde en konsentrasjon på 7500 g SS/m³ når det er 11250 g SS/m³ i membrantankene. I tillegg er det lagt opp til at man kan returpumpe inntil $2 \times Q_{dim}$ fra utløpet av aerob sone og tilbake til reaktor 1, for å gi nok nitrat til for-denitrifisering. Det returneres også nitrat fra membrantankene, slik at man samlet har mer enn nok kapasitet. De store mengdene med både returslam og resirkulert nitrifisert aktivslam gjør at det må legges inn meget store silarealer for å holde biofilmbærerene på plass i reaktor 2.

Permeatpumpingen på slike anlegg reverseres normalt for 30 til 60 sekunder hvert 10. minutt, for å holde membranene rene. Man trenger da enten pumper som kan reverseres, eller egne pumper som kan pumpe rensed utløp tilbake gjennom membranene. Det er lagt inn en permeattank på ca. 80 m³, for å ha et reservoar til tilbakepumping. De ZW500D membranene som er brukt som eksempel i vår dimensjonering, tilføres også store mengder luft for å holde de rene. Vi har tatt utgangspunkt i kontinuerlig lufting av membranene, men det er mulig å redusere energiforbruket ved intermittert lufting.

I tillegg til det som er nevnt i tabell 30 trenger man kjemikalietanker og pumper for kjemisk rengjøring av membranene. Membranene forventes å ha en levetid på ca. 10 år

For å klare fosforkravet på 0,1 mg total P/l må man ha kjemisk felling i bioreaktorene. Det er tatt utgangspunkt i en kjemikaliedose på 13,0 mg Al/l (molforhold 1,8; 106 ml/m³ Ekoflock-90). Denne simultanfellingen er det største usikkerhetsmomentet med denne prosessen. Vi vil helt sikkert klare fosforkravet, men spørsmålet er om kjemikalierester som følger med returslammet kan gi utfellinger på biofilmen i reaktor 2. Slike utfellinger kan i så fall gradvis redusere effektiviteten av biofilmen og vi kan risikere at nitrifikasjonskapasitetene i biofilmen synker.

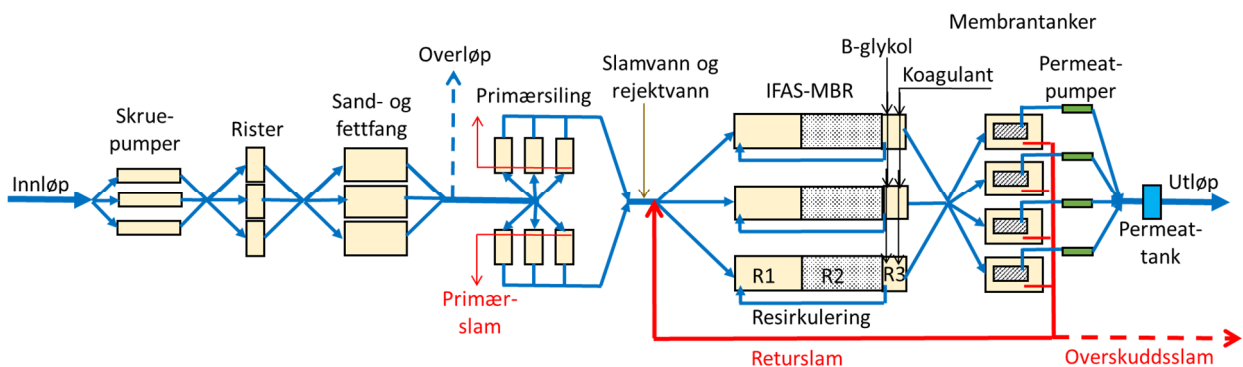
Tabell 30. Nøkkeltall for IFAS-MBR prosess med kombinert for- og etter-denitrifisering pluss simultanfelling i ny vandel.

Vannmengder:	
Innløp biologi, Q_{middel}	605 m ³ /h
Innløp biologi, Q_{dim}	833 m ³ /h
Innløp biologi, Q_{maksdim}	1118 m ³ /h
Resirkulering fra utløp R2 til R1, maksimum	$2 * Q_{\text{dim}} = 1666 \text{ m}^3/\text{h}$
Returslam fra membrantanker til R1, maksimum	$2 * Q_{\text{dim}} = 1666 \text{ m}^3/\text{h}$
Maks. $Q_{\text{inn}} + Q_{\text{resirk}} + Q_{\text{returslam}}$ (for dim. av siler)	4165 m ³ /h
Bioreaktorer:	
R1 For-DN	3 x 630 m ³ vått volum
R2 IFAS nitrifisering	3 x 950 m ³ vått volum, 50 % K5 fylling, 400 m ² /m ³
R3 Etter-DN	3 x 190 m ³ vått volum
Vanddyb alle reaktorer	6,5 m
Diffusordyp	6,3 m
Totalt reaktorvolum	5340 m ³
Totalt volum K5 biofilmbærere	1440 m ³
Aktivslamkonsentrasjon i bioreaktorene	7500 mg SS/l
Midlere oksygenbehov	255 kg O ₂ /h
Dimensjonerende oksygenbehov	400 kg O ₂ /h
Midlere luftbehov	8000 Nm ³ /h
Dimensjonerende luftbehov	12400 Nm ³ /h
Midlere energiforbruk til luftere	200 kW, 1752000 kWh/år
Dimensjonerende energiforbruk til luftere	310 kW
Omrørt volum	2460 m ³
Midlere energiforbruk til omrøring	25 kW, 219000 kWh/år
Membrantanker:	
Kassetter med ZW500D	48 moduler per kassett, 1651,2 m ²
Kassetter per membrantank	6
Antall membrantanker	4
Dimensjon per kassett	L x B x H = 1,745 m x 2,122 m x 2,59 m
Dimensjon per membrantank (vått volum)	L x B x H = 14,20 m x 3,05 m x 3,50 m = 152 m ³
Totalt membranareal	39629 m ²
Fluks med 4 membrantanker i drift	15,3 l/m ² -h ved Q_{middel} ; 21,0 l/m ² -h ved Q_{dim} ; 28,2 l/m ² -h ved Q_{maksdim}
Fluks med 3 membrantanker i drift	20,3 l/m ² -h ved Q_{middel} ; 28,0 l/m ² -h ved Q_{dim} ; 37,6 l/m ² -h ved Q_{maksdim}
Slamkonsentrasjon i membrantanker	11250 g SS/m ³
Slamproduksjon, midlere	4320 kg SS/d, 384 m ³ /d
Slamproduksjon, dimensjonerende	5930 kg SS/d, 527 m ³ /d
Luft for rengjøring av membraner, midlere	3570 Nm ³ /h med ca. 3,2 m diffusordyp
Luft for rengjøring av membraner, maksimal	7140 Nm ³ /h med ca. 3,2 m diffusordyp
Midlere energiforbruk til lufting	49 kW, 430000 kWh/år
Dimensjonerende energiforbruk til lufting	99 kW
Permeatpumper, dimensjonerende kapasitet	4 x 415 m ³ /h, maks. undertrykk 5,5 mVS
Tilbakespylingspumper, dim. kapasitet	4 x 415 m ³ /h, maks. trykk 5,5 mVS
Midlere energiforbruk til permeat- og tilbakespylingspumper	16 kW, 140000 kWh/år
Permeattank	80 m ³
Fellingskjemikalier og eksternt karbonkilde:	
Fellingskjemikalier (Ekofloc-90)	13,0 mg Al/l, 106 ml/m ³ , 562 m ³ /år
Eksternt karbonkilde (B-glykol)	Maks. 1100 kg KOF/d, middel 750 kg KOF/d
Tank for B-glykol	200 m ³

9.6.1. Totalprosess, alternativ 2

Et forenklet flytskjema for totalprosessen i den nye vanddelen, basert på alternativ 2, er vist i figur 8. Prosessen består av:

- Ny innløpspumpe-stasjon
- Rister og ristgodsvasker
- Sand- og fettfang med sandvasker
- Overløp
- Primærsiling
- IFAS-MBR prosess med kombinert for- og etter-denitrifisering pluss simultanfelling.
- Separat rensing av rejektivann (ikke vist i flytskjema).



Figur 8. Forenklet flytskjema for ny vanddel ved GRA, basert på alternativ 2.

Blåsemaskiner til sandfang, primærsiler, IFAS-prosess og membrantanker er ikke vist. Det samme gjelder utrustning til kjemisk rengjøring av membraner. Diverse doseringspumper og pumper for slam og slamvann er heller ikke vist.

9.7. Separat rensing av rejektivann

Et anlegg for separat rensing av rejektivann er dimensjonert ut fra tilførsler som tidligere vist i tabell 24. Det er tatt utgangspunkt i et DeAmmon-anlegg og resultatene ved Bekkelaget renseanlegg. Under garantitesting i 2016 ble det gjennomsnittlig oppnådd over 83 % reduksjon av uorganisk nitrogen ved temperaturer mellom 31 og 37 °C. Gjennomsnittlig energiforbruk var 3,1 kWh/kg N fjernet og belastningen var 0,91 kg NH₄-N/m³-d. Nitrittasjon og anammox skjer i samme reaktor, som har 62 % fylling av biofilmbærere med en spesifikk overflate på 500 m²/m³.

For GRA har vi benyttet en dimensjonerende temperatur på 30 °C og forutsatt en konservativ dimensjonerende volumetrisk belastning på 0,6 kg TN/m³-d og et energiforbruk på 3,5 kWh/kg N fjernet. Vi ender da opp med et rejektivannrensianlegg som vist i tabell 31. Det er forutsatt at det bygges to reaktorer som kjøres i parallell. Begge reaktorene må utstyres med både luftere og omrørere.

Tabell 31. Nøkkeltall for separat rensing av rejektivann med en DeAmmon-prosess.

Vannmengder:	
Rejektivann, Q_{middel}	212 m ³ /d
Rejektivann, Q_{dim}	244 m ³ /d
Bioreaktorer:	
Volum	2 x 225 m ³ vått volum
Biofilmbærere	280 m ³ , 500 m ² /m ³ , 140 000 m ² biofilmareal
Midlere energiforbruk	28 kW, 247 000 kWh/år
Dimensjonerende energiforbruk	33 kW, 289 000 kWh/år

10. Tilpassing av utbygging i forhold til eksisterende bygningsmasse og tomteareal

Det er tenkt at ny blokk for vannrensing plasseres like nordøst for eksisterende vannrensedel, og blir helt uavhengig av denne. Dermed unngår man de fleste av de problemene man normalt vil ha med å holde et eksisterende renseanlegg i optimal drift i byggeperioden. Når den nye delen er ferdig og er tatt i bruk, vil denne i begynnelsen ha så stor kapasitet at man kan ta hele eller deler av vanddelen i eksisterende anlegg ut av drift i forbindelse med en komplett rehabilitering.

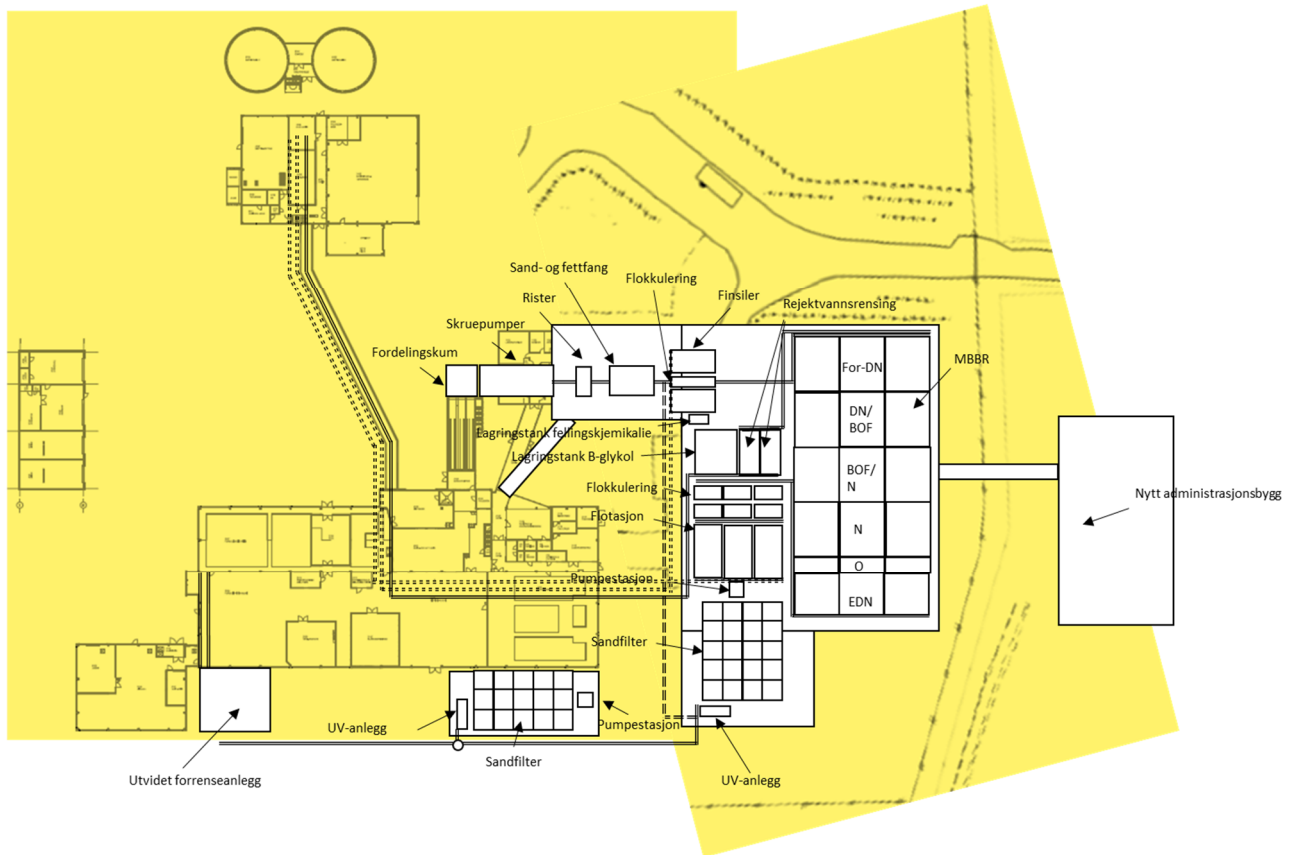
Et helt nytt administrasjonsbygg er tenkt plassert øst for ny vannrenseblokk. Dermed kan nåværende administrasjonsbygg rives og gi plass for ny innløpspumpestasjon vegg i vegg med eksisterende innløpspumpestasjon, samt plass for den nye blokken for vannrensing nær den eksisterende vanddelen. Nytt administrasjonsbygg knyttes til både eksisterende og ny vanddel via glassgang. Dette vil gi et administrasjonsbygg som er godt beskyttet for støy og vibrasjoner fra prosessanleggene, og hvor det er mulig å etablere et godt uteareal tilsvarende det man har ved siden av nåværende administrasjonsbygg. Den foreløpige plasseringen av ny administrasjonsdel er utenfor kommunens tomtegrense, og forutsetter at kommunen får tilgang til dette arealet. Arealbehovet for nytt administrasjonsbygg er estimert til ca. 150 % av dagens administrasjonsbygg, hvilket innebærer et arealbehov på ca. 750 m². I tillegg er det estimert at det vil være behov for 100-150 m² gangvei mellom anleggene.

Plassering av gassklokke og gassfakkell er ikke vurdert nærmere i prosjektet, men det er tatt høyde for at plasseringen kan bli opptil 100 meter fra eksisterende slambehandling.

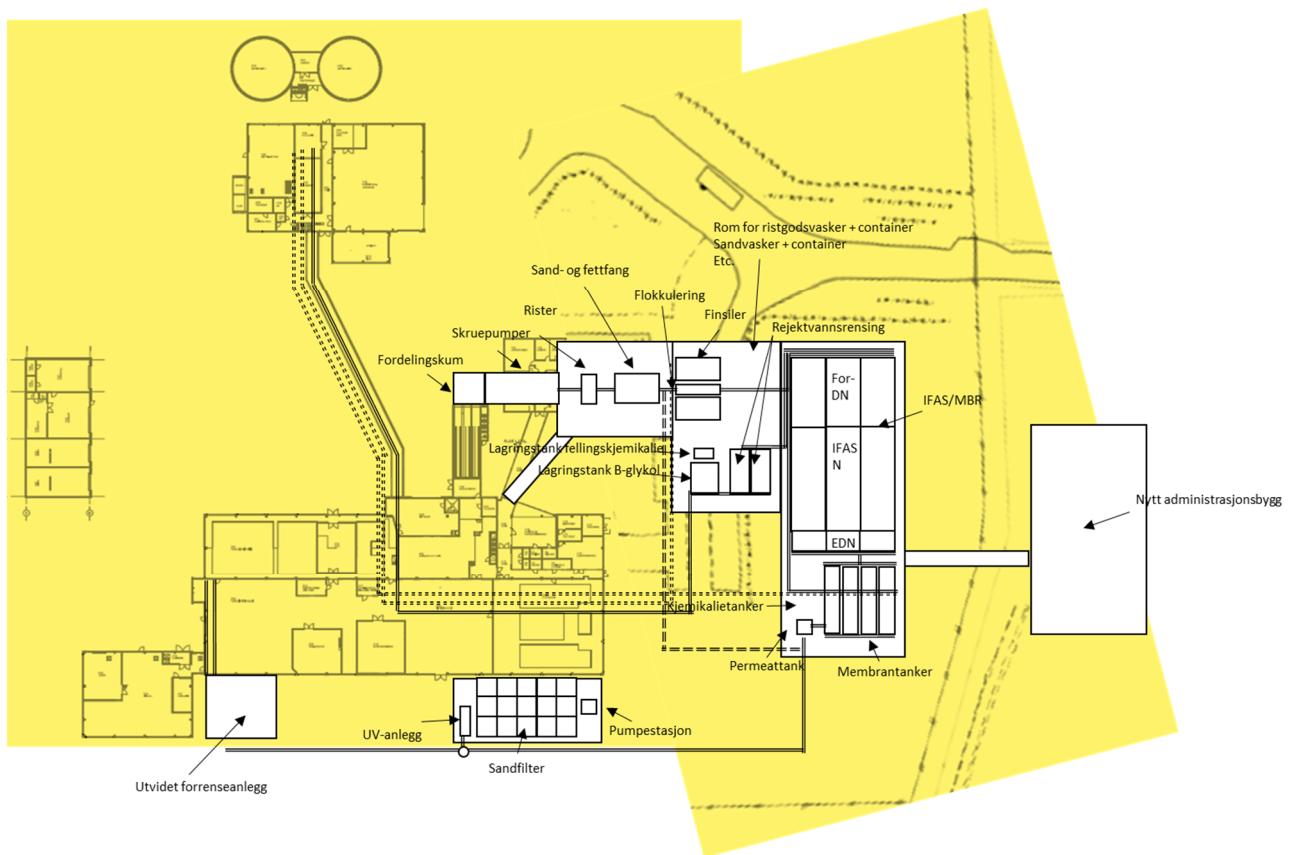
Sandfilter for polering av utløp fra eksisterende anlegg er tenkt plassert i et tilbygg til eksisterende anlegg, på sørsiden av vannblokken. Arealbehovet for sandfilterbygget er estimert til ca. 400 m². Ved poleringstrinnet plasseres en utløpskum for samling av utløp fra nytt og eksisterende anlegg.

Utvidelsen av forrenseanlegget er tenkt plassert på sørsiden av eksisterende vannblokk, i tilknytting til eksisterende forrenseanlegg. Arealbehovet er estimert til 170 m².

Figur 9 og 10 viser et situasjonskart for plassering av nye anleggsdeler (hvitmarkert) i forhold til eksisterende anlegg (gult). Figur 9 viser et forslag til arealdisponering hvis alternativ 1 blir valgt for utvidelsen, figur 10 viser tilsvarende utbygging hvis alternativ 2 blir valgt. For ny vanddel i alternativ 1 er arealet for bygninger estimert til 4300 m². For alternativ 2 er arealbehovet estimert til 2850 m². Totalt areal for nye bygninger er estimert til ca. 5700 m² ved utvidelse med alternativ 1 og ca. 4300 m² for alternativ 2.



Figur 9. Situasjonskart for utvidelse av Gardermoen rensanlegg med alternativ 1



Figur 10. Situasjonskart for utvidelse av Gardermoen rensanlegg med alternativ 2

11. Sammendrag av kostnadsberegninger fra delprosjekt 2

I delprosjekt 2 av skisseprosjekt for utvidelse av Gardermoen renseanlegg er følgende tiltak kostnadsberegnet:

1. Komplette rehabilitering av vanddelen i eksisterende renseanlegg
2. Flytting av gassklokke og fakkel, dersom eksisterende plassering kommer i konflikt med taksebaner for en tredje rullebane
3. Poleringstrinn med kjemisk felling på sandfiltre for utløpet fra eksisterende anlegg
4. Utvidelse av forrenseanlegget for C-glykol i eksisterende anlegg
5. Helt ny administrasjonsdel
6. Ny blokk for vannrensing (to alternativer kostnadsberegnet, alternativ 1 og 2)

De totale investeringskostnadene for utvidelsen er beregnet til 684 mill. kr ved utvidelse med alternativ 1, og 564 mill. kr ved utvidelse med alternativ 2. Driftskostnadene er beregnet til 13,6 mill. kr/år for alternativ 1 og 11,3 mill. kr/år for alternativ 2.

Årskostnadene for investeringer er beregnet basert på en rente på 5 % og en avskrivningstid på 40 år for bygg og 20 år for maskin, VVS, elektro og automasjon. For membraner i alternativ 2 er det benyttet en avskrivningstid på 10 år. De totale årskostnadene, inkl. driftskostnader og avskrivning av investeringskostnader, er beregnet til 38,6 mill. kr/år for alternativ 1, og 32,2 mill. kr/år for alternativ 2. For alternativ 1 er dermed de totale årskostnadene ca. 20 % høyere enn for alternativ 2.

Det vil være behov for å øke kapasiteten for ny utløpsledning til Leira, det estimeres at kapasitetsgrensen for eksisterende ledning vil bli nådd i 2033. Ny utløpsledning kostnadsberegnes ikke i dette prosjektet. Det kan eventuelt bli aktuelt med opprusting av slambehandlingsanlegget med nye fortykkermaskiner for å håndtere tynnere slam fra ny biologisk del (dersom prosessløsningen for alternativ 2 blir valgt). I denne rapporten er det imidlertid antatt at det ikke vil bli behov for å utvide eksisterende slambehandlingsanlegg.

Det totale arealbehovet (inkl. ny vanddel, sandfilter for utløpet fra eksisterende anlegg, utvidet forrenseanlegg og ny administrasjonsdel) er ca. 33 % større for alternativ 1 enn alternativ 2. Det totale arealbehovet for nye bygningsmasser er estimert til ca. 4300 m² ved utvidelse med alternativ 2, sammenlignet med et arealbehov på ca. 5700 m² for alternativ 1.

12. Diskusjon og anbefalinger

Alternativ 1 (forbehandling, primærrensing, MBBR prosess, kjemisk felling, flotasjon, sandfilter, UV-desinfeksjon) bygger på velprøvd og velkjent teknologi. Forsøk med sandfiltre for å klare <0,1 mg total P/l pågår på GRA og viser at dette er oppnåelig. Ulempen med Alternativ 1 er at det trenger mest plass og i tillegg viser kostnadsberegningene at Alternativ 1 har både høyest investeringskostnader og høyest totale årskostnader.

Kostnadsberegningene viser at Alternativ 2 (forbehandling, primærrensing, IFAS-MBR med simultanfelling) har de laveste investeringskostnadene og de laveste årskostnadene. Samtidig er Alternativ 2 mye mer kompakt enn Alternativ 1, slik at det vil være mer plass tilgjengelig for en ytterligere utvidelse etter år 2050. Prosessmessig har imidlertid Alternativ 2 noen usikkerheter som vi unngår ved å velge Alternativ 1.

Den store usikkerheten for alternativ 2 er hvordan simultanfelling med en IFAS-MBR prosess vil påvirke biofilmen i de aerobe reaktorene. Simultanfelling er relativt vanlig i MBR-prosesser med kun aktivslam, men simultanfelling i en IFAS-MBR er noe helt nytt. Med en grense på < 0,1 mg P/l i utløpet vil vi være helt avhengige av kjemisk felling for å klare kravet. En prosess basert på biologisk fosforfjerning vil ikke være godt nok.

Siden potensialet for både økonomiske besparelser og redusert arealbehov er såpass store for Alternativ 2, har Ullensaker kommune søkt Regionalt Forskningsfond Hovedstaden (RFFH) om et forprosjekt for å gjøre innledende tester med en IFAS-MBR prosess. Avslag på denne søknaden ble mottatt 26/9-2017, så dersom Ullensaker kommune ønsker å gå videre med en IFAS-MBR prosess må de sannsynligvis bekoste et forprosjekt selv. Det vil ta for lang tid å vente på en ny utlysning av forskningsmidler som vil passe for en slik søknad.

Under forutsetning om at resultatene fra et eventuelt forprosjekt er lovende bør Ullensaker kommune vurdere en innovativ offentlig anskaffelse basert på framtidsrettede prosesser. Et forprosjekt har imidlertid et begrenset omfang, så for å sikre tilstrekkelig underlag for en slik innovativ offentlig anskaffelse vil det være behov for ytterligere testing i noe større skala og over lengre tid. Dette må i så fall Ullensaker kommune gjøre enten i egen regi, ved å kjøpe inn den ekspertisen de trenger til å gjennomføre prosjektet, eller ved å gå sammen med aktuelle industripartnere og søke Innovasjon Norge om et hovedprosjekt, hvor målsettingen er å få til en Innovasjonskontrakt som skal lede fram til en innovativ offentlig anskaffelse. Ved å kjøre prosjektet i egen regi vil kostnadene for Ullensaker kommune bli høyere, men samtidig gir det kommunen større fleksibilitet med tanke på opphandling av en slik prosess.

Uten gjennomføring av et pilot-prosjekt for å dokumentere hvordan en IFAS-MBR prosess med simultanfelling vil oppføre seg og hva den kan klare, vil det være helt uaktuelt å bygge ut Gardermoen rensanlegg med en slik prosess.

Vår anbefaling er derfor at Ullensaker kommune i utgangspunktet benytter Alternativ 1 i sin videre planlegging, med tanke på forventede kostnader og arealbehov for en utbygging av GRA. Samtidig anbefales det at man gjennomfører tester og ytterligere vurderinger av alternativ 2, for å se om det kan være realistisk å oppnå betydelige reduksjoner av både kostnader og arealbehov ved å benytte den innovative prosessen i Alternativ 2.

13. Referanser

Aquateam COWI (2014) Hovedstruktur for avløpsrensing i Ullensaker kommune – Vurdering av ulike alternativer. Rapport nr. 14-016, Versjon 2, 14-07-2014.

Aquateam og Inter-Consult (1995) Sentralrenseanlegg Gardermoen – Anbudsgrunnlag for totalentrepriser for prosess/maskin/automasjon. Entreprise 1: Avløpsrensing. Entreprise 2: Slambehandling. Datert 6. november 1995.

COWI, Aquateam og AquaRosim (2008) Oslo Lufthavn AS Rapport K-43145 Hovedplan Vannhåndtering – Delrapport Gardermoen renseanlegg. Rev. B03 07.05.08.

COWI (2016) Oslo Lufthavn – Hovedplan vannhåndtering – Gardermoen renseanlegg. Rapport A1032512-184255 AW RA 0400 Rev. B03 22.09.16.

Duan L., Li S., Han L., Song Y., Zhou B. and Zhang J. (2015) Comparison between moving bed-membrane bioreactor and conventional membrane bioreactor systems. Part I: membrane fouling. *Environmetal Earth Sciencies*, **73**, 4881-4890.

DWA (2008) Sandfänge – Anforderungen, Systeme und Bemessung. Arbeitsbericht des DWA-Fachausschusses KA-5 "Absetzverfahren". Korrespondenz Abwasser, 55, 5, s. 508-518.

Fredriksson O. (2017) Privat kommunikasjon med Ola Fredriksson, Gruppchef Process, Gryaab AB, i e-post av 23-08-2017.

Leyva-Diaz J. C., Martin-Pacual J. and Poyatos J. M. (2017) Moving bed biofilm reactor to treat wastewater. *Int. J. Environ. Sci. Technol*, **17** (4), 881-910 doi:10.1007/s13762-016-1169-y.

Norsk Vann (2009) Veiledning for dimensjonering av avløpsrenseanlegg. Rapport 168.

Onnis-Hayden A., Majed N., Schramm A. and Gu A. Z. (2011) Process optimization by decoupled control of key microbial populations: Distribution of activity and abundance of polyphosphate-accumulating organisms and nitrifying populations in a full-scale IFAS-EBPR plant. *Water Research*, **45**, 3845-3854.

Paulsrud B., Johannessen E., Estevez M. M. og Blytt L. D. (2015) Forprosjekt – Gjenvinning av næringsstoffer ved Grødaland biogassanlegg. Prosjekt nr. A065559, Aquateam COWI Rapport nr. 15-025, 05.10.2015.

Rathnaweera S. S. (2017) Pilot scale tests on flocculation and particle separation using SF500 for Chemically Enhanced Primary Treatment (CEPT) of municipal wastewater – Activity 8: Sandefjord Wastewater Treatment Plant. Aquateam COWI report 16-006, June 9.

Razafimanantsoa V. A., Ydstebø L., Bilstad T., Sahu A. K. and Rusten B. (2014) Impact of selective size distribution of influent suspended solids on downstream biological processes. In: *Proceedings, A069. IWA Conference on Pretreatment of Water and Wastewater*, Shanghai, China, 18-21 May.

Rusten B., Wien A. and Skjefstad J. (1996) Spent Aircraft Deicing Fluid as External Carbon Source for Denitrification of Municipal Wastewater - From Waste Problem to Beneficial Use. 51st Purdue Industrial Waste Conference Proceedings, pp. 359-369, May 6-8.

Rusten B., Nielsen I. M., Welander T. and Rasmussen V. (2003) Increasing the capacity of activated sludge plants by using an AS/MBBR™ hybrid process with Kaldnes biofilm carriers. Proceedings of the 5th IWA Biofilm Conference, Cape Town, South-Africa, September 14-19.

Rusten B. and Ødegaard H. (2006) Evaluation and testing of fine mesh sieve technologies for primary treatment of municipal wastewater. *Water Science and Technology*, **54** (10), 31-38.

Rusten B. and Ødegaard H. (2007) Design and Operation of Moving Bed Biofilm Reactor Plants for Very Low Effluent Nitrogen and Phosphorus Concentrations. *Water Practice*, Vol. 1, No. 5, November 2007, doi: 10.2175/193317707X256982.

Rusten B., Razafimanantsoa V. A., Andriamiarinjaka M. A., Otis C. L., Sahu A. K and Bilstad T. (2016) Impact of fine mesh sieve primary treatment on nitrogen removal in moving bed biofilm reactors. *Water Science and Technology*, **73** (2), 337-344.

Rusten B., Rathnaweera S. S., Rismyhr E., Sahu A. K. and Ntiako J. (2017) Rotating belt sieves for primary treatment, chemically enhanced primary treatment and secondary solids separation. *Water Science and Technology*, **75** (11), 2598-2606.

Rusten B. og Trandum J. (2017) ROS-analyse for håndtering av avløpsstrømmer fra Avinor – Oslo Lufthavn og ved Gardermoen rensesanlegg. COWI prosjekt A092936, Aquateam COWI rapport 17-006, 16. februar.

Sahu A. K., Rathnaweera S., Szatkowska B. and Rusten B. (2017) Enhanced filtration with rotating belt filter for higher methane potential from primary wastewater sludge. Paper presented at IWA Specialist Conference on Sludge Management – SludgeTech 2017. London, UK, July 9-13, 2017.

Veuillet F., Zozor P., Stefansdottir D., Christensson M., Skonieczny T., Ochoa J. and Lemaire R. (2015) Mainstream deammonification using ANITA™ Mox Process. In: *Session 1 at IWA conference on Nutrient Removal and Recovery: Moving Innovation into Practice, Gdansk, Poland*, 18-21 May. Published in proceedings, 20-28.

WERF (2014) Nutrient Challenge "Deammonification", Water Environment Research Foundation (WERF), Ed. J. B. Neethling, accessed 05/07/2017 <http://www.werf.org>

Ødegaard H., Christensson M. and Sørensen K. (2014) *Hybrid Systems*. In: Jenkins D. and Wanner J.: Activated Sludge 100 years – and Counting. Chapter 15. IWA-publishing, London, UK.

Ødegaard H. (2016) A road-map for energy-neutral wastewater treatment plants of the future based on compact technologies (including MBBR). *Front. Environ. Sci. Eng.*, 10 (4) : 02 doi:10.1007/s11783-016-0835-0

Ødegaard H. (2017a) Advances on MBBR and IFAS systems. Key-note paper accepted for presentation at the IWA Conference on Sustainable Wastewater Treatment and Resource Recovery: Research, Planning, Design and Operation. Chongqing, China, November 7-10.

Ødegaard H. (2017b) Privat kommunikasjon.