

Fatland Oslo AS

Vurdering av nødvendige rensetiltak for å oppfylle BAT-AEL krav



Aquateam COWI AS

Rapport nr: 24-033

Prosjekt nr: A274562-002

Prosjektleder: Hanne Bonge-Hansen, PhD

Medarbeidere: Bjørn Rusten, Dr. Ing.

Øyvind Johansen, Siv.ing.

Oscar Lidholm, M.Sc.

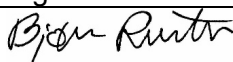
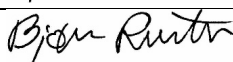
Aquateam COWI AS
Postboks 6412 Etterstad, 0605 Oslo
Karvesvingen 2, 0579 Oslo
Telefon: 02694
www.aquateamcowi.no

Rapportnummer: 24-033

Tilgjengelighet: Fortrolig

Rapportens tittel Fatland Oslo AS - Vurdering av nødvendige rensetiltak for å oppfylle BAT-AEL krav	Dato
	16.01.2025
Forfatter(e) sign. Bjørn Rusten  Oscar Lidholm Øivind Johansen	Antall sider og bilag
	21
	Ansv. sign.
	Hanne T. Bonge-Hansen 
	Prosjektnummer
	A274562-002

Oppdragsgiver	Oppdragsgivers ref.
Fatland Oslo AS	Idar Fatland

Rapport versjon	Dato	Signatur
0. (kommentarversjon)	17.12.2024	
1. Inklusive data fra november 2024	16.01.2025	

Innholdsfortegnelse

Sammendrag.....	4
1. Innledning	6
2. Kort beskrivelse av nytt renseanlegg.....	6
2.1. Forventede renseresultater angitt i leverandørens tilbud	8
3. Målte utslipp	9
3.1. Utslipp 2019-2023, før igangkjøring av nytt renseanlegg	9
3.2. Utslipp etter oppstart av nytt renseanlegg	9
4. Forventet effekt av økt produksjon hos bedriften	13
5. Bedriftens utslipp i forhold til BAT-AEL krav	13
5.1. Renseeffekter på kommunalt renseanlegg	13
5.2. Ekvivalent utslippskonsentrasjon fra Fatland Oslo.....	14
5.3. Betydningen av utslippet for Bekkelaget renseanlegg	15
6. Renseanlegg hos bedriften for ytterligere reduksjon av organisk stoff og nitrogen.....	15
6.1. Dimensjonerende belastninger	16
6.2. Forslag til utvidet renseanlegg.....	16
6.3. Dimensjonering	18
7. Grov kostnadsberegning	20

Sammendrag

Fatland Oslo AS er et slakteri som slakter storfe, gris og sau/lam. Statsforvalteren har varslet bedriften om at det må gjennomføres BAT-vurderinger som grunnlag for en revisjon av bedriftens utslippstillatelse. Aquateam COWI er engasjert av bedriften for å hjelpe dem med dette arbeidet.

I begynnelsen av 2024 tok Fatland Oslo i drift et nytt renseanlegg, som er dimensjonert for en midlere døgnvannmengde på 300 m³/d og en maksimal vannmengde på 24 m³/time. Svært forenklet består renseanlegget av siling (1,5 mm), kjemisk felling og flotasjon. Tre uker med prøvetaking (februar, juli og november 2024) viste at dette renseanlegget, som ukemiddel i hver av disse tre ukene, fjernet henholdsvis:

- 52 %, 65 % og 68 % av TSS,
- 60 %, 57 % og 49 % av total KOF,
- 48 %, 36 % og 31 % av total N,
- 81 %, 64 % og 72 % av total P.

Fatland Oslo AS ønsker å øke produksjonsrammen fra dagens vilkår på 15.000 tonn/år til 17.500 tonn/år. Dette er en økning på 16,7 %. Eksisterende kjemiske renseanlegg har en hydraulisk kapasitet som er tilstrekkelig til å håndtere dette. Når det gjelder stoffkonsentrasjoner etter kjemisk rensing forventer vi at disse vil bli de samme som i dag. Hvordan bedriften kommer ut i forhold til konsentrasjonskravene i BAT-AEL vil derfor ikke bli endret ved en økt produksjonsramme. Imidlertid vil utslippsmengden i kg stoff/år sannsynligvis øke proporsjonalt med økningen i produksjonen.

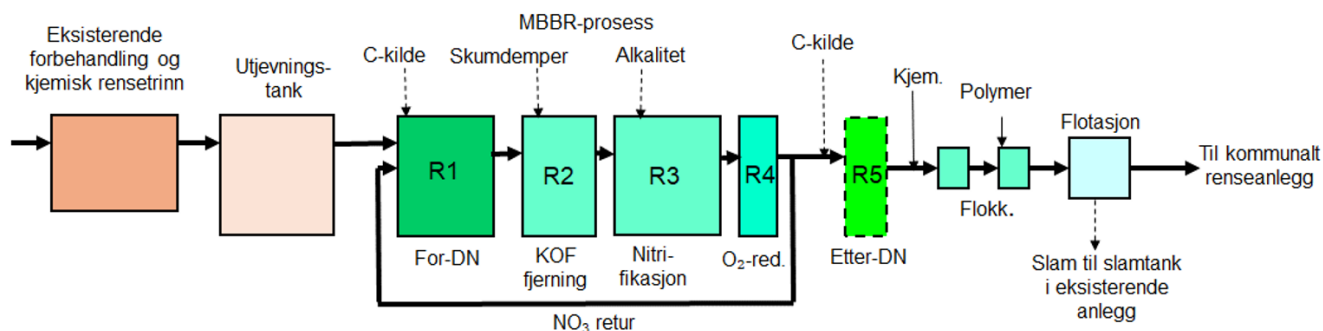
Utslipet går til kommunalt ledningsnett og man tar hensyn til renseeffekten på det kommunale renseanlegget ved vurdering av hva bedriften oppnår av utløpskonsentrasjoner med hensyn på BAT-AEL. Basert på resultatene fra målingene i juli og november 2024 ender vi da opp med konsentrasjoner som vist i tabell S1.

Tabell S1. Forventede utløpskonsentrasjoner med dagens renseprosess hos Fatland Oslo AS, sett i forhold til BAT-AEL krav. Basert på veid ukemiddelkonsentrasjon fra prøvetakingsuken med høyest utløpskonsentrasjon.

Parameter	Utslipp fra Fatland Oslo, mg/l	Renseeffekt på kommunalt anlegg, %	Beregnet utslipp fra Fatland Oslo etter kommunal rensing, mg/l	BAT-AEL krav, mg/l
TSS	290	97,0	8,7	4 - 30
Total KOF	1914	89,0	211	25 - 100
Total N	176	80,0	35,2	2 - 25
Total P	12,4	92,5	0,93	0,25 - 2

Statsforvalteren har ikke nevnt hvor strenge utslippskrav de forventer at bedriften vil få. Etter å ha passert Bekkelaget renseanlegg ligger man i dag godt innenfor intervallet for BAT-AEL med hensyn på TSS og total P, og faktisk i den nedre del av intervallområdet. For total KOF og total N ligger man imidlertid ca. 50-100 % høyere enn den høyeste verdien i BAT-AEL. For å klare kravene til BAT-AEL må bedriften derfor bygge et ganske omfattende biologisk rensetrinn. Blokkskjema for ett mulig forslag til et slikt rensetrinn er vist i figur S1.

Det er gjennomført en foreløpig dimensjonering av en prosess hvor man beholder dagens renseprosess som den er. For dimensjonerende tilførsler er det gjort en vurdering basert på historiske utslipp, ønsket produksjonsøkning, samt en redusert renseeffekt i eksisterende kjemiske trinn for å slippe gjennom nok PO₄-P til den biologiske prosessen. Foreslåtte dimensjonerende belastninger er vist i tabell S2, og disse er brukt i dimensjoneringen av prosessen vist i figur S1.



Figur S1. Blokkskjema for mulig utvidelse av rensesanlegget med biologisk trinn.

Tabell S2. Dimensjonerende tilførsler.

	Til kjemisk trinn	Renseeff. kjemisk	Til biologisk trinn	
TSS	350 kg/d	60 %	140 kg/d	341 mg/l
Total KOF	1920 kg/d	50 %	960 kg/d	2341 mg/l
Filtrert KOF	980 kg/d	25 %	735 kg/d	1793 mg/l
Total N	115 kg/d	30 %	81 kg/d	196 mg/l
Total P	14 kg/d	50 %	7 kg/d	17 mg/l
Vannmengde	410 m ³ /d		410 m ³ /d	
Vannmengde	24 m ³ /t		20 m ³ /t	

Nedstrøms dagens anlegg bygger man en utjevningsstank på 250 m³, etterfulgt av en biofilmprosess (MBBR = Moving Bed Biofilm Reactor) for fjerning av organisk stoff og nitrogen, og til slutt partikkelfjerning basert på kjemisk koagulering og flotasjon. Biofilmreaktorene vil ha et netto volum på 745 m³ og inneholde 360 m³ med biofilmbærere som har et biofilmareal på 650 m²/m³. Flokkulering og flotasjon nedstrøms biologisk trinn kan i prinsippet være av samme type som i eksisterende anlegg.

Minimum arealbehov for et slikt anlegg vil være 450 m², dersom man bygger nedgravde, rektangulære reaktorer i betong og aksepterer at en del prosessutstyr, kontrollrom, etc. kan plasseres oppe på dekket over reaktorene. Ønsker man ståltanker plassert på gulv vil arealbehovet bli minimum 700 m².

Det er gjort en grov beregning av investeringskostnader for et slikt anlegg. Denne beregningen indikerer en forventet investeringskostnad i området 70-75 millioner NOK.

1. Innledning

Fatland Oslo AS er et slakteri som slakter storfe, gris og sau/lam. Statsforvalteren har varslet bedriften om at det må gjennomføres BAT-vurderinger som grunnlag for en revisjon av bedriftens utslippstillatelse.

Forurensningsmyndigheten skal sikre at vilkår i tillatelser til virksomhetene er i tråd med nye forpliktende utslippsnivåer (BAT-AEL) senest fire år etter at BAT- konklusjonene er publisert. BAT konklusjoner for slakterier og animalske biprodukter og/eller spiselige co-produkter (Slaughterhouses, Animal By-products and/or Edible Co-products Industries (BREF SA)) ble vedtatt 18.12.2023.

Aquateam COWI er engasjert av bedriften for å hjelpe dem med dette arbeidet.

2. Kort beskrivelse av nytt renseanlegg

I begynnelsen av 2024 tok Fatland Oslo i drift et nytt renseanlegg levert av Goodtech ASA. Avløpsvannet kommer fra produksjonslokaler, fra skoldemaskin og fra behandling av gjødsel. Forenklet skisse og flytskjema av renseanlegget er vist i Figur 1 og 2. Hydraulisk er anlegget dimensjonert for en midlere døgnvannmengde på 300 m³/d og en maksimal vannmengde på 24 m³/time. Renseanlegget inkluderer følgende prosesser:

Behandling av gjødsel og slam fra vannbehandling:

Gjødsel blir samlet opp i en buffertank på 75 m³ og behandles først i en Doda skruepresse. Avvannet slam fra Doda-skruepressen ledes til en kontainer og rejektet til en slamtank med et volum på 21 m³.

Til slamtanken ledes også slam fra flotasjonsenheten i vannrenseanlegget. Slammet fra slamtanken avvannes i en Volute slampresse, og vannfasen går videre til utjevningstank/pumpekum i vannbehandlingen. Til slampressen benyttes polymer C-62091.

Utjevningstank/pumpekum:

Avløpsvann fra produksjonslokaler blir også ledet til denne utjevningstanken (som tidligere fungerte som fettutskiller). Denne tanken er på 28 m³.

Avløpsvann fra skåldemaskinen blir behandlet i en sil av type Roto-Sieve (TS-21) for å separere grisebust, før det ledes til utjevningstanken.

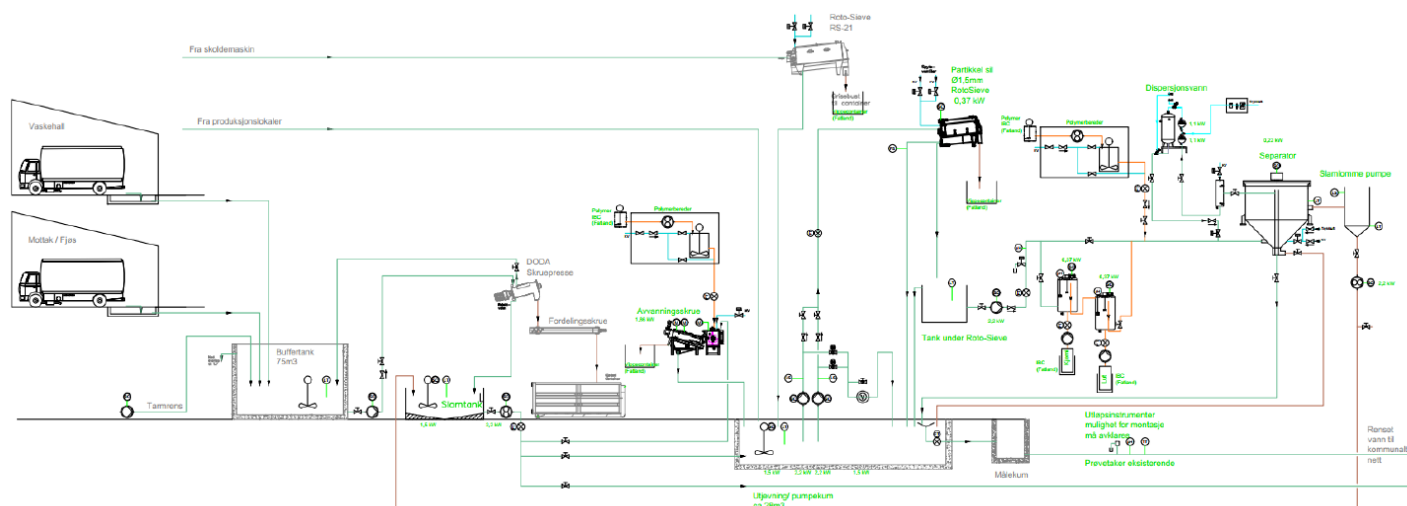
Utjevningstanken er omrørt og pumping videre til vannrensingen blir styrt basert på nivå i tanken.

Siling:

Første rensetrinn etter utjevningstanken er en Roto-Sieve med 1,5 mm lysåpning. Etter denne silen blir vannet samlet i en pumpekum, hvor det pumpes videre til kjemisk rensing. Pumpingen styres av/på og ved oppstart av anlegget var det valgt en innstilling som ga ca. 15 m³/h når pumpen gikk. Goodtech har også valgt å pumpe en konstant (større) mengde inn til pumpekummen, slik at overskytende vannmengde renner tilbake til utjevningstanken. Denne resirkuleringen gir økt omblending av vannet i utjevningstanken.

Kjemisk behandling:

Etter Roto-Sieven blir vannet pumpet til kjemisk behandling i to tanker i serie. I første tanken blir det dosert fellingskjemikalie (jern- eller aluminiumbasert) og i andre tanken blir vannet pH-justert. Ved oppstart hadde man valgt å styre doseringen av jernklorid (PIX-313) til pH 5 og doseringen av lut til pH 7. Hver av disse to tankene har omrøring for bygging av fnokker og et vått volum på 1,7 m³.



Figur 2. Flytskjema for renseanlegget hos Fatland Oslo (fra leverandørens tilbud).

Flotasjon:

Slamseparasjonen skjer i Stigebrandt flotasjonsenhet (FA50) med 5 m² overflate. Renset vann blir brukt for å produsere dispersjonsvann i en trykktank. Slam blir pumpet til slamtank og behandlet i Volute slampresse (som nevnt tidligere).

2.1. Forventede renseresultater angitt i leverandørens tilbud

Leverandøren har angitt at forventet renseresultat vil være som i tabell 1 under, avhengig av hvordan man velger å drifte anlegget, og at KOF-reduksjon vil prosentvis være nesten lik BOF-reduksjon.

Tabell 1. Leverandørens angivelse av forventede renseeffekter, avhengig av hvordan renseanlegget driftes.

Prosessalternativ	Reduksjon BOF5 i %	Reduksjon fett i %	Reduksjon SS i %	Fettinnhold i slam i %
A:				
Gravimetrisk separasjon separator type FA	15-25	30-35	30-70	ca 20
B:				
Separator FA + resirk. Disp.vann	20-35	40-45	60-90	ca 20
C:				
Separator FA + kjemi + dispersjon	80-90	95-99	85-99	ca 8

Anlegget er bygd og driftes i henhold til prosessalternativ C i tabell 1.

3. Målte utslipp

3.1. Utslipp 2019-2023, før igangkjøring av nytt renseanlegg

Tabell 2 viser utslippet fra bedriften basert på målte konsentrasjoner og tilhørende vannmengder i årene 2019 til og med 2023. Dette var før man startet opp det nye kjemiske renseanlegget. Normalt ble det målt over totalt 6 uker per år, hvor man i 3 av disse ukene har konsentrasjoner fra hver enkelt ukedag, med tilhørende vannmengder.

I disse ukene varierte vannmengdene fra 791 m³/uke til 1471 m³/uke, med et gjennomsnitt på 1116 m³/uke (~ 160 m³/d). Vannmengdene var høyere på hverdager enn i helgene, og det ble målt døgnvannmengder helt opp i 350 m³/d. Konsentrasjonene av organisk stoff, målt som KOF (kjemisk oksygenforbruk), varierte fra 1200 mg KOF/l til 5300 mg KOF/l, med en middelerverdi på 2615 mg KOF/l. Konsentrasjonene av nitrogen varierte fra 98 mg N/l til 386 mg N/l, med en middelerverdi på 194 mg N/l. For fosfor var variasjonen fra 10 mg P/l til 44 mg P/l, med en middelerverdi på 19 mg P/l.

Med tanke på dimensjonering av et renseanlegg med en biologisk prosess er stoffmengdene viktige. Som gjennomsnitt for alle målinger var disse 406 kg KOF/d, 30 kg N/d og 2,8 kg P/d. Det er imidlertid svært store variasjoner fra dag til dag, og hverdagene med de høyeste utslippene vil bli dimensjonerende. Ser vi på det høyeste døgnutslippet fra hver av de 16 ukene hvor vi har målinger fra individuelle døgn, var det høyeste utslippet på 1344 kg KOF/d og 80-persentilen var 1086 kg KOF/d. For nitrogen var det høyeste utslippet på 88 kg N/d og 80-persentilen var 70 kg N/d. Høyeste utslipp for fosfor var 8,4 kg P/d, med en 80-persentil på 7,2 kg P/d.

3.2. Utslipp etter oppstart av nytt renseanlegg

Etter at det nye renseanlegget ble satt i drift foreligger det målinger av innløp og utløp fra ei uke i februar 2024, ei uke i juli 2024 og ei uke i november 2024. Innløpskonsentrasjoner, utløpskonsentrasjoner og renseeffekter for diverse parametere for hver prøve er vist i tabell 3, sammen med gjennomsnitt for den respektive uke.

Det var store variasjoner i renseeffekter fra dag til dag. Laveste og høyeste renseeffekt for TSS var henholdsvis 21 % og 94 %, med et gjennomsnitt på 52 % for uka i februar, 65 % for uka i juli og 68 % for uka i november. For total KOF (TKOF) var laveste og høyeste renseeffekt på henholdsvis 31 % og 84 %, med middelerverdier på 60 % i februar, 57 % i juli og 49 % i november. For filtrert KOF (FKOF) forventer vi noe lavere renseeffekter i denne type anlegg, og det ble målt renseeffekter fra 15 % til 78 % med middelerverdier på 48 % i februar, 39 % i juli og 26 % i november. For total N varierte renseeffekten fra 17 % til 78 %, med middelerverdier på 48 % i februar, 36 % i juli og 31 % i november. Minst variasjon var det for total P, med laveste renseeffekt på 51 % og høyeste på 98 %. Middelerverdiene var 81 % renseeffekt i februar, 64 % renseeffekt i juli og 72 % renseeffekt i november.

Med hensyn på parameterne filtrert KOF, total N og total P var det klart dårligere renseeffekter i anlegget i juli enn det var i februar. I november var de enda litt dårligere, med unntak av total P som var noe bedre enn i juli. Generelt sett var resultatene også en del dårligere enn antydnet av leverandøren i tabell 1 (prosessalternativ C) for organisk stoff og TSS. Det skulle være potensiale for å optimalisere driften av anlegget, slik at man oppnår noe høyere og mer stabile renseeffekter enn det som er vist i tabell 3.

Med tanke på eventuelt ytterligere rensetrinn, for fjerning av nitrogen og mere organisk stoff, er forholdstallene mellom diverse parametere av interesse. Dette er vist i tabell 4. I innløpet er innholdet av organisk stoff (partikulær KOF) i partikler (TSS) som forventet for slakteriavløpsvann.

Tabell 2. Målinger av utslipp fra Fatland Oslo i årene 2019 til og med 2023, før igangsetting av det nye renseanlegget.

Dato	m ³ /uke	KOF mg/l	Tot-P mg/l	Tot-N mg/l	KOF kg/uke	Tot-P kg/uke	Tot-N kg/uke	Som ukemiddel			Maks døgn, ukedag		
								KOF kg/d	Tot-P kg/d	Tot-N kg/d	KOF kg/d	Tot-P kg/d	Tot-N kg/d
2019 11/2-18/2	792	5300	38	233	4197	30,5	185	600	4,4	26	1148	7,8	50
18/2-25/2	905	5000	44	270	4525	39,8	244	646	5,7	35			
17/2-24/6	871	2669	16	194	2325	13,5	169	332	1,9	24	610	3,9	44
21/6-28/6	931	2100	14	210	1955	13,0	196	279	1,9	28			
18/11-25/11	1249	3115	18	218	3890	22,7	272	556	3,2	39	1168	5,8	77
25/11-2/12	1255	1500	13	150	1883	16,3	188	269	2,3	27			
2020 25/2-3/3	1057	1764	13	123	1865	13,7	130	266	2,0	19	526	3,9	39
3/3-10/3	1035	1300	11	110	1346	11,4	114	192	1,6	16			
19/6-26/6	1070	2480	15	188	2653	16,3	202	379	2,3	29	713	3,5	58
26/6-3/7	1063	2000	16	180	2126	17,0	191	304	2,4	27			
2/12-9/12	1129	3132	21	238	3536	23,6	269	505	3,4	38	838	4,8	63
9/12-16/12	1104	2700	23	210	2981	25,4	232	426	3,6	33			
2021 13/2-19/2	922	2133	14	146	1967	12,8	135	281	1,8	19	756	5,0	55
19/2-26/2	1108	2100	17	160	2327	18,8	177	332	2,7	25			
27/5-3/6	1026	1933	13	172	1983	13,7	177	283	2,0	25	491	3,1	45
3/6-10/6	1115	1600	16	170	1784	17,8	190	255	2,5	27			
11/10-18/10	1308	3113	24	236	4072	30,8	308	582	4,4	44	935	7,2	70
22/10-29/10	1471	2900	20	250	4266	29,4	368	609	4,2	53			
2022 21/2-28/2	1066	1918	14	188	2045	14,9	201	292	2,1	29	518	4,1	52
14/3-21/3	1059	1900	13	170	2012	13,8	180	287	2,0	26			
20/6-5/7	1155	2066	14	151	2386	16,7	175	341	2,4	25	608	4,4	42
27/6-4/7	1036	2900	24	280	3004	24,9	290	429	3,6	41			
10/10-17/10	1371	4882	24	214	6693	33,3	294	956	4,8	42	1344	3,7	30
22/10-29/10	1294	3420	11	98	4425	14,8	127	632	2,1	18			
9/12-12/12		4270	40	386							835	7,9	75
2023 26/5-2/6	835	2552	17	176	2131	14,1	147	304	2,0	21	753	4,1	48
2/6-12/6	1227	1200	10	119	1472	12,1	146	210	1,7	21			
6/11-13/11	1237	2492	18	195	3082	22,6	241	440	3,2	34	1086	8,4	88
17/11-24/11	1267	2040	12	225	2585	14,7	285	369	2,1	41			
4/12-11/12	1219	2253	15	177	2747	18,2	216	392	2,6	31	742	5,2	61
11/12-18/12	1317	2320	15	188	3055	19,6	248	436	2,8	35			

Forholdet mellom filtrert KOF og total KOF hadde en medianverdi på 0,59 g/g i innløpet. Etter rensing økte medianverdien til 0,89 g/g fordi man i et slikt anlegg fjerner betydelig mere partikulært organisk materiale enn oppløst organisk materiale. Dette var ekstra tydelig i november hvor filtrert KOF var gjennomsnittlig 94 % av total KOF etter kjemisk rensing.

Det mest interessante med tanke på et krav om fjerning av nitrogen er forholdet mellom filtrert KOF og total N (TN) før og etter det kjemiske renseanlegget. Vi ønsker lavest mulig belastning av organisk stoff til et nitrogenfjerningstrinn med tanke på best mulig nitrifikasjon, men samtidig trenger vi lett nedbrytbart organisk materiale til denitrifikasjon. Tabell 4 viser at forholdet FKOF/TN er tilnærmet uendret etter det kjemiske rensetrinnet. Dette er gunstig, fordi det kjemiske anlegget dermed har fjernet prosentvis omtrent like mye nitrogen som løst organisk stoff. Vi kan da dimensjonere en nitrogenfjerningsprosess for en lavere nitrogentilførsel, og har samtidig beholdt det samme FKOF/TN-forholdet med tanke på å utnytte FKOF som karbonkilde til denitrifisering.

Tabell 3. Innløpskonsentrasjoner, utløpskonsentrasjoner og renseeffekter for diverse parametere for hver prøve, sammen med gjennomsnitt for den respektive uke.

Dato, 2024	TSS			Total KOF			Filtrert KOF			Total N			Total P		
	Inn mg/l	Ut mg/l	Renseeff. %	Inn mg/l	Ut mg/l	Renseeff. %	Inn mg/l	Ut mg/l	Renseeff. %	Inn mg/l	Ut mg/l	Renseeff. %	Inn mg/l	Ut mg/l	Renseeff. %
2/2-5/2	730	41	94 %	3700	610	84 %	2400	530	78 %	250	56	78 %	33	0,67	98 %
5/2-6/2	1100	870	21 %	3000	2000	33 %	2000	1700	15 %	320	170	47 %	33	8,8	73 %
6/2-7/2	500	30	94 %	2100	830	60 %	1200	770	36 %	150	120	20 %	16	0,32	98 %
7/2-8/2	1400	1000	29 %	3200	1900	41 %	2300	1500	35 %	290	190	34 %	36	15	58 %
8/2-9/2	710	180	75 %	3400	880	74 %	1900	580	69 %	240	120	50 %	25	2,8	89 %
Gj.snitt *	888	424	52 %	3080	1244	60 %	1960	1016	48 %	250	131	48 %	29	6	81 %
8/7-9/7	1000	245	76 %	4280	1610	62 %	2260	1300	42 %	290	180	38 %	31	11	65 %
9/7-10/7	1000	237	76 %	5470	1920	65 %	2770	1820	34 %	330	190	42 %	40	11	73 %
10/7-11/7	1000	310	69 %	2640	1820	31 %	2560	1640	36 %	240	190	21 %	39	17	56 %
11/7-12/7	837	273	67 %	3590	1300	64 %	2080	1160	44 %	270	150	44 %	30	5,8	81 %
12/7-15/7	717	521	27 %	1850	969	48 %	990	537	46 %	200	140	30 %	43	21	51 %
Gj.snitt *	911	317	65 %	3566	1524	57 %	2132	1291	39 %	266	170	36 %	37	13	64 %
12/11-13/11	396	124	69 %	2970	1900	36 %	2430	1890	22 %	260	178	32 %	31,4	10,8	66 %
13/11-14/11	1000	176	82 %	4480	2130	52 %	2660	1880	29 %	283	174	39 %	32,3	6,6	80 %
14/11-15/11	1000	217	78 %	4430	2050	54 %	2610	2010	23 %	261	191	27 %	39,6	11,5	71 %
15/11-18/11	709	385	46 %	2360	1490	37 %	1620	1320	19 %	162	134	17 %	37,9	12,7	66 %
18/11-19/11	1000	398	60 %	4260	1910	55 %	2720	1850	32 %	249	167	33 %	37,9	7,9	79 %
Gj.snitt *	821	260	68 %	3700	1896	49 %	2408	1790	26 %	243	169	31 %	36	10	72 %

* Aritmetisk middelverdi av målte konsentrasjoner

Tabell 4. Diverse forholdstall mellom målte parametere. PKOF = partikulær KOF, FKOF = filtrert KOF, TKOF = total KOF og TN = total N.

Dato, 2024	PKOF/TSS		FKOF/TKOF		FKOF/TN	
	Inn g/g	Ut g/g	Inn g/g	Ut g/g	Inn g/g	Ut g/g
2/2-5/2	1,78	1,95	0,65	0,87	9,60	9,46
5/2-6/2	0,91	0,34	0,67	0,85	6,25	10,00
6/2-7/2	1,80	2,00	0,57	0,93	8,00	6,42
7/2-8/2	0,64	0,40	0,72	0,79	7,93	7,89
8/2-9/2	2,11	1,67	0,56	0,66	7,92	4,83
Gj.snitt *	1,45	1,27	0,63	0,82	7,94	7,72
8/7-9/7	2,02	1,27	0,53	0,81	7,79	7,22
9/7-10/7	2,70	0,42	0,51	0,95	8,39	9,58
10/7-11/7	0,08	0,58	0,97	0,90	10,67	8,63
11/7-12/7	1,80	0,51	0,58	0,89	7,70	7,73
12/7-15/7	1,20	0,83	0,54	0,55	4,95	3,84
Gj.snitt *	1,56	0,72	0,62	0,82	7,90	7,40
12/11-13/11	1,36	0,08	0,82	0,99	9,35	10,62
13/11-14/11	1,82	1,42	0,59	0,88	9,40	10,80
14/11-15/11	1,82	0,18	0,59	0,98	10,00	10,52
15/11-18/11	1,04	0,44	0,69	0,89	10,00	9,85
18/11-19/11	1,54	0,15	0,64	0,97	10,92	11,08
Gj.snitt *	1,52	0,46	0,67	0,94	9,93	10,57

* Aritmetisk middelverdi av målte konsentrasjoner

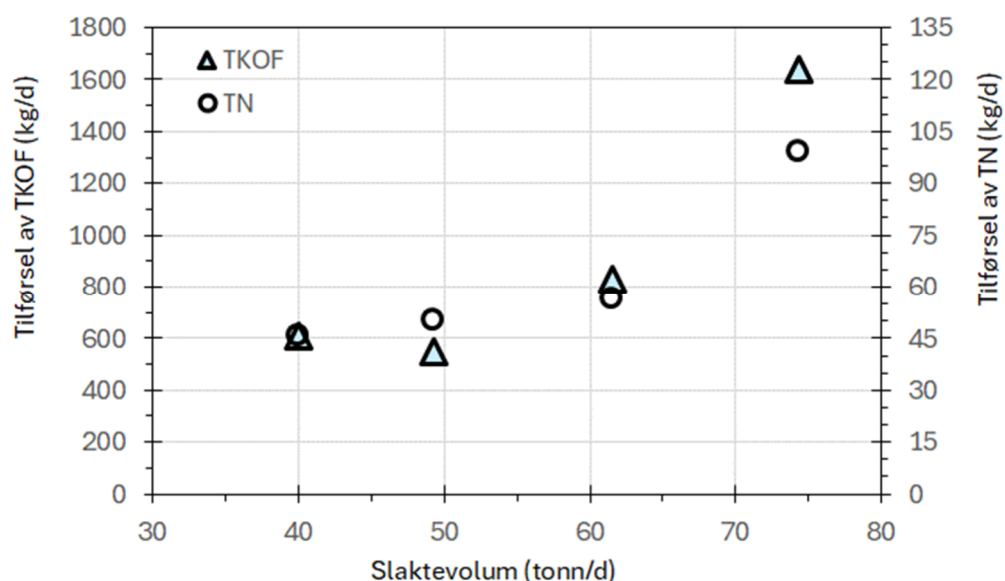
For uka i juli har vi data for vannforbruk og for slaktemengde. I tabell 5 har vi derfor beregnet stofftilførselen til renseanlegget som kg/d for hver av de fire første dagene, samt samlet stofftilførsel i løpet av helgen. Høyeste døgntilførsel var fra tirsdag til onsdag, med en vannmengde på 300 m³/d og stoffmengder på 1641 kg total KOF/d, 300 kg TSS/d, 99 kg total N/d og 12 kg total P/d. Dette er en del høyere enn den høyeste døgntilførselen som ble registrert i årene 2019 til og med 2023.

Høyest vannforbruk og høyest stofftilførsel var i døgnet med størst slaktevolum. Figur 3 viser stofftilførsel for total KOF og total N, som funksjon av slaktevolum.

Tabell 5. Vannforbruk, slaktevolum og stofftilførsler til renseanlegget ved prøvetaking i juli.

Dato, 2024	Vannforbruk, m ³	Stofftilførsler, kg/d					Slaktevolum tonn/d
		TKOF	FKOF	TSS	TN	TP	
8/7-9/7	194	830,3	438,4	194,0	56,3	6,01	61,5
9/7-10/7	300	1641,0	831,0	300,0	99,0	12,00	74,3
10/7-11/7	208	549,1	532,5	208,0	49,9	8,11	49,3
11/7-12/7	169	606,7	351,5	141,5	45,6	5,07	40,0
12/7-15/7 *	102	188,7	101,0	73,1	20,4	4,39	0

* Stofftilførsel fra fredag til mandag.



Figur 3. Tilførsel av total KOF og total N til renseanlegget, som funksjon av slaktevolum. Data fra prøvetaking i juli 2024.

For alle prøver har pH i avløpsvannet før rensing vært mellom pH 6,7 og pH 7,3. I det kjemiske renseanlegget senkes i dag pH i den første kjemiske reaktoren til ca. pH 5,0 med et fellingskjemikalium, og deretter økes den igjen i den neste kjemiske reaktoren til pH 7,0 ved tilsetning av lut. Alkaliteten er ikke kjent, hverken i urensset eller kjemisk rensset avløpsvann.

Temperaturloggen fra det nye renseanlegget viser at utløpet om vinteren typisk har en temperatur på ca. 18 °C, med svært kortvarige toppe som kan komme opp i 27 °C. Om sommeren ligger vanntemperaturen rundt 22 °C, med svært kortvarige toppe som kan komme opp i ca. 30 °C.

4. Forventet effekt av økt produksjon hos bedriften

Fatland Oslo AS ønsker å øke produksjonsrammen fra dagens vilkår på 15.000 tonn/år til 17.500 tonn/år. Dette er en økning på 16,7 %. Det eksisterende kjemiske renseanlegget har en hydraulisk kapasitet som er tilstrekkelig til å håndtere dette.

Når det gjelder stoffkonsentrasjoner etter kjemisk rensing forventer vi at disse vil bli de samme som i dag. Hvordan bedriften kommer ut i forhold til konsentrasjonskravene i BAT-AEL vil derfor ikke bli endret ved en økt produksjonsramme. Imidlertid vil utslippsmengden i kg stoff/år sannsynligvis øke proporsjonalt med økningen i produksjonen.

5. Bedriftens utslipp i forhold til BAT-AEL krav

Hvilke krav man skal forholde seg til er litt uklart. BAT-AEL viser til en midlingstid på 1 døgn eller en produksjonsperiode (dersom denne er kortere enn 1 døgn). Samtidig sier IED (Industriutslippsdirektivet) at det viktigste vil være effekten på resipienten. Fram til nå har utslippet fra Fatland Oslo blitt vurdert på basis av årsmiddelkonsentrasjon og årlig utslippsmengde.

Slakterier vil ha store forskjeller i utløpskonsentrasjoner fra dag til dag, og det er gjerne tilfeldigheter som avgjør både hvilken tilførsel og hvilken renseeffekt man har i det kjemiske renseanlegget på en enkelt dag. Når vi ser på de typiske ukemønstrene på et slakteri er vår mening at en riktig midlingstid for utslippet ikke kan være kortere enn 1 uke, med hensyn på BAT-AEL-vurderinger. Siden avløpet fra Fatland Oslo går til et såpass stort renseanlegg som Bekkelaget vil det være stor fortykning og utjevning i ledningsnett og fordrøyningsmagasiner før vannet kommer fram til anlegget. Bekkelaget er et mekanisk-biologisk-kjemisk renseanlegg med nitrogenfjerning, samt etterpolering i sandfilter for å sikre lave utslipp. Det er lange oppholdstider i dette anlegget, som igjen sikrer god utjevning av vannet fra Fatland Oslo. Med tanke på resipienten skulle det derfor ikke ha noen betydning om midlingstiden for utslippet fra det kjemiske renseanlegget til Fatland Oslo var et helt år. Dette er imidlertid noe forurensningsmyndighetene må avgjøre, og foreløpig har vi forutsatt en midlingstid på 1 uke i beregningene i denne rapporten.

For målingene i juli og november 2024 er det beregnet følgende utløpskonsentrasjoner som veid ukemiddel (total stoffmengde over uka, dividert med total vannmengde over uka). Det er brukt verdier fra den uken som hadde høyest konsentrasjon for den enkelte parameter:

- TSS: 290 mg/l
- Total KOF: 1914 mg/l
- Total N: 176 mg/l
- Total P: 12,4 mg/l

Utslippet går til kommunalt ledningsnett og man tar hensyn til renseeffekten på det kommunale renseanlegget ved vurdering av hva bedriften oppnår av utløpskonsentrasjoner med hensyn på BAT-AEL.

5.1. Renseeffekter på kommunalt renseanlegg

Utslippet fra bedriften går til Bekkelaget renseanlegg. Årsrapportene fra 2022 og 2023 dokumenterer renseeffekter som vist i tabell 6, både med og uten overløp. Bekkelaget renseanlegg rapporterer ikke utslipp av TSS, men har sandfilter som etterpolering for å komme lavt nok i fosfor. På oppdrag fra Oslo kommune Vann- og avløpsetaten hadde Norconsult tett oppfølging av renseanlegget over et helt år etter siste utbygging (UBRA). Over dette året hadde renseanlegget en utløpskonsentrasjon på bare 3 mg TSS/l og en renseeffekt på 98,6 %. Det ble ikke rapportert renseeffekt inklusive overløp, men basert på forskjellen i renseeffekter

med og uten overløp for de andre parameterne har vi estimert renseeffektene inklusive overløp til > 98 % TSS i 2022 og > 97 % TSS i 2023.

Tabell 6. Renseeffekter på Bekkelaget renseanlegg.

År		Vannmengde i overløp, %	Renseeffekter, %				
			Total P	Total N	Total BOF ₅	Total KOF	TSS*
2022	Uten overløp		94,6	82,3	98,1	93,4	98,6
	Inklusive overløp	0,30	94,4	82,2	97,8	92,0	>98**
2023	Uten overløp		93,9	78,6	97,2	90,5	98,6
	Inklusive overløp	1,87	92,9	77,7	96,2	89,3	>97**

* Fra testing av UBRA over ett år i 2020 og 2021. **Estimert.

Året 2023 var veldig vått, med 25 % mere vann inn til renseanlegget enn i 2022. Dette er grunnen til at vannmengden i overløp økte fra 0,30 % i 2022 til 1,87 % i 2023. Når vann går i overløp er det normalt veldig fortynnet med relativt rent vann fra nedbørsavhengig innlekking og infiltrasjon. Dette gjør at stoffmengden i overløp er mye lavere enn det man skulle tro ved å bare se på antall m³ vann som har gått i overløp.

Som et ledd i å redde Oslofjorden driver nå renseanleggene i dette området med optimalisering av sine prosesser for å få så høye renseeffekter som mulig. Spesielt på nitrogenfjerning vil vi se en effekt av dette, og det er realistisk for Bekkelaget renseanlegg å klare et krav på 80 % nitrogenfjerning med god margin. Samtidig pågår det kontinuerlig arbeider med å redusere innlekkingen av overvann, men et stadig våtere klima vil sannsynligvis føre til at en netto reduksjon av prosentandelen vann i overløp vil bli neglisjerbar.

Vi har forutsatt at vi, for beregning av utslippet fra Fatland Oslo, skal bruke de renseeffektene man har på det kommunale renseanlegget når man inkluderer utslipp fra overløp, og som det forventes at man klarer å oppnå de neste 10 årene. Basert på analysen og diskusjonene over har vi derfor, noe konservativt, lagt oss på følgende renseeffekter:

- TSS: 97,0 %
- Total KOF: 89,0 %
- Total N: 80,0 %
- Total P: 92,5 %

5.2. Ekvivalent utslippskonsentrasjon fra Fatland Oslo

Basert på utslippet fra Fatland Oslo i juli 2024 og november 2024, samt renseeffektene på Bekkelaget renseanlegg, ender vi opp med følgende utslippskonsentrasjoner forårsaket av avløpsvannet fra Fatland Oslo:

- TSS: 8,7 mg/l
- Total KOF: 211 mg/l
- Total N: 35,2 mg/l
- Total P: 0,93 mg/l

BAT-AEL for direkte utslipp angir følgende konsentrasjonsintervaller:

- TSS: 4 - 30 mg/l
- Total KOF: 25 - 100 mg/l
- Total N: 2 - 25 mg/l
- Total P: 0,25 - 2 mg/l

I Statsforvalterenes brev av 21.05.2024 er det ikke nevnt hvor strenge utslippskrav de forventer at bedriften vil få, eller om det er nok at utslippet, etter å ha passert Bekkelaget renseanlegg, er lavere enn de høyeste verdiene i angitte BAT-AEL krav. For TSS og total P ligger man i dag godt innenfor intervallet for BAT-AEL, og faktisk i den nedre del av intervallområdet. For total KOF og total N ligger man imidlertid ca. 50-100 % høyere enn den høyeste verdien i BAT-AEL.

For å klare kravene til BAT-AEL må bedriften derfor bygge et ganske omfattende biologisk rensetrinn. Problemet er at man innenfor eksisterende tomtengrenser ikke har plass til et slikt anlegg. Dette er hovedårsaken til at det nye renseanlegget man tok i bruk i 2024 er et rent kjemisk renseanlegg med partikkelseparasjon i et flotasjonsanlegg, siden dette er den mest kompakte renseteknologien man kan få. Man fant ikke plass til hverken store utjevningstanker eller et biologisk rensetrinn.

5.3. Betydningen av utslippet for Bekkelaget renseanlegg

Bekkelaget renseanlegg hadde i årene 2022 og 2023 en gjennomsnittlig tilførsel av total N på henholdsvis 4.202 kg N/d og 4.389 kg N/d. Ser vi det ukentlige utslippet fra Fatland Oslo fra testukene i juli og november var midlere utslipp på henholdsvis 39 kg N/d og 34 kg N/d. Dette utgjør ca. 0,8 - 0,9 % av nitrogentilførselen til Bekkelaget renseanlegg. Omregnet til personekvivalenter tilsvarer det ca. 2.800 – 3.200 pe. Til sammenligning er Bekkelaget renseanlegg dimensjonert for 540.000 pe.

For et nitrogenfjerningsanlegg er det gunstig med et vann som har et høyt innhold av lett biologisk nedbrytbart organisk stoff sett i forhold til mengden nitrogen, det såkalte C/N-forholdet. Filtrert KOF gir en indikasjon på dette, siden oppløst organisk stoff er lettere biologisk tilgjengelig enn partikulært organisk stoff.

Dessverre måler de færreste renseanlegg KOF på filtrerte prøver, og vi har derfor ingen direkte målinger av C/N-forhold som g filtrert KOF/g total N inn til Bekkelaget renseanlegg. Basert på total KOF var C/N-forholdene imidlertid 12,4 g total KOF/g total N i 2022 og 11,4 g total KOF/g total N i 2023. Aquateam COWI gjorde imidlertid noen målinger av innløpsvannet til Bekkelaget renseanlegg i 2012, og disse viste et gjennomsnittlig forhold på 0,38 g filtrert KOF/g total KOF. Legger vi dette til grunn ender vi opp med C/N-forhold på henholdsvis 4,7 og 4,3 g filtrert KOF/g total N for 2022 og 2023.

Til sammenligning viser målingene av utslippet fra Fatland Oslo (se tabell 4) i de 3 måleukene et midlere C/N-forhold fra 7,4 til 10,6 g filtrert KOF/g total N. Dette er ca. dobbelt så høyt som i innløpet til Bekkelaget renseanlegg. Dette bekrefter at etter lokal kjemisk rensing på bedriften vil avløpet fra Fatland Oslo kunne bidra positivt til nitrogenfjerningen på Bekkelaget renseanlegg, som intern karbonkilde til denitrifiseringsprosessen på anlegget.

Med tanke på det endelige utslippet til resipienten ser vi derfor ingen negative effekter (dvs. at utslippet ikke vil øke) ved at avløpet fra Fatland Oslo har høyere konsentrasjoner av total KOF og total N enn grenseverdiene i BAT-AEL.

6. Renseanlegg hos bedriften for ytterligere reduksjon av organisk stoff og nitrogen

Det finnes mange alternativer for biologiske prosesser som fjerner organisk stoff og nitrogen. De to hovedprosessene vi har kan deles opp i aktivslamprosesser og biofilmprosesser. Det blir for omfattende her å gjøre en grundig vurdering av hvilken prosess som vil være den beste for Fatland Oslo. Dette vil kreve en komplett forprosjektering av alternative prosesser.

Som et eksempel har vi derfor tatt utgangspunkt i en MBBR (Moving Bed Biofilm Reactor) prosess, med flotasjon som sluttseparering. Dette er en kompakt prosess, og normalt noe enklere å drifte enn en aktivslamprosess. Den plasseres nedstrøms eksisterende kjemiske renseanlegg.

6.1. Dimensjonerende belastninger

Alle biologiske prosesser trenger fosfat ($\text{PO}_4\text{-P}$) for å fungere. Ved kjemisk felling er det i første rekke $\text{PO}_4\text{-P}$ vi fjerner, og med et kjemisk rensetrinn foran det biologiske trinnet risikerer vi å fjerne så mye fosfat at det ikke er nok igjen til det biologiske rensetrinnet. Da må vi enten kjøpe inn og tilsette fosfat til det biologiske trinnet, eller endre driften av det kjemiske trinnet. Siden fosfor er en begrenset ressurs vil det være uheldig å måtte kjøpe inn fosfor når den i utgangspunktet finnes i vannet. Dette betyr at vi må redusere eller unngå bruk av fellingskjemikalier i bedriftens eksisterende rensetrinn. Dermed må vi forvente noe lavere renseeffekter også for TSS, KOF og TN enn det som er vist i tabell 3.

Biologiske prosesser fungerer best ved relativt jevn tilførsel. Nedstrøms det kjemiske renseanlegget må det etableres en utjevningstank, som sørger for tilførsel til den biologiske prosessen også om nettene og i helgene. Videre må det tas hensyn til de døgnene hvor man har høyest produksjon.

For dimensjonerende tilførsler nedstrøms eksisterende renseanlegg har vi gjort en vurdering basert på historiske utslipp (tabell 2 og 3), ønsket produksjonsøkning, samt en redusert renseeffekt i kjemiske trinn for å slippe gjennom nok $\text{PO}_4\text{-P}$ til den biologiske prosessen. Foreslåtte dimensjonerende belastninger er vist i tabell 7.

Tabell 7. Dimensjonerende tilførsler.

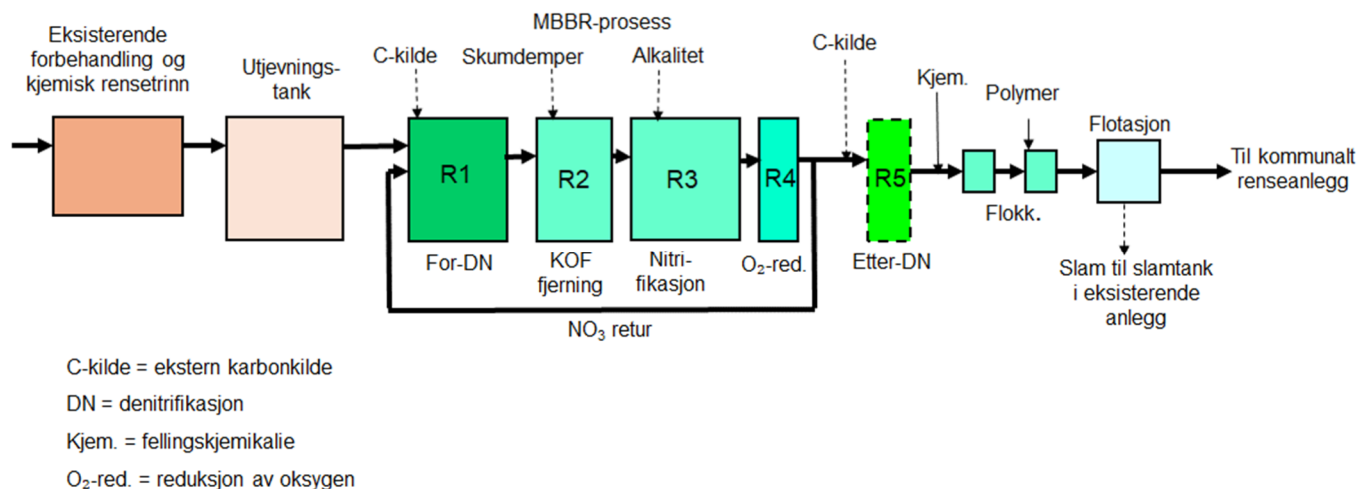
	Til kjemisk trinn	Renseeff. kjemisk	Til biologisk trinn		
TSS	350 kg/d	60 %	140 kg/d	341 mg/l	
Total KOF	1920 kg/d	50 %	960 kg/d	2341 mg/l	
Filtrert KOF	980 kg/d	25 %	735 kg/d	1793 mg/l	
Total N	115 kg/d	30 %	81 kg/d	196 mg/l	
Total P	14 kg/d	50 %	7 kg/d	17 mg/l	
Vannmengde	410 m ³ /d		410 m ³ /d		
Vannmengde	24 m ³ /t		20 m ³ /t		

Kapasiteten til biologiske prosesser er svært temperaturavhengige. Basert på de temperaturmålingene vi har tilgjengelig er det valgt å dimensjonere for en minimumstemperatur på 17 °C og maksimumstemperatur på 27 °C. Fordi det vil bli lagt inn en utjevningstank foran det biologiske rensetrinnet og toppene med temperaturer over 27 °C er svært kortvarige, er det ikke nødvendig å dimensjonere for de absolutt høyeste temperaturene som er registrert.

6.2. Forslag til utvidet renseanlegg

Figur 4 viser et enkelt blokkskjema av de enheter vi har tenkt at vil inngå i et utvidet renseanlegg. Nedstrøms eksisterende kjemisk rensetrinn går vannet til en utjevningstank med omrøring. Deretter følger en biologisk MBBR-prosess for fjerning av organisk stoff og nitrogen. Vann og biologiske slampartikler kommer så til to-trinns flokkuleringsreaktorer hvor det tilsettes fellingskjemikalier og polymer for å danne separerbare fnokker. De biologiske og kjemiske fnokkene fjernes til slutt fra vannfasen i en flotasjonsprosess. Renset vann går videre til kommunalt ledningsnett og kommunalt renseanlegg. Flotert slam kan i utgangspunktet gå til

slamtanken i Fatland sitt eksisterende anlegg. Avhengig av hvordan slamavvanningen driftes, og kapasiteten til avvanningsutrustningen på eksisterende anlegg, kan det imidlertid bli nødvendig å installere en større slamtank og en ekstra avvanningsmaskin.



Figur 4. Blokkskjema av nødvendige prosessenheter for å redusere utslippet av nitrogen fra Fatland Oslo. Reaktor R5 er en opsjon, som må bygges dersom Statsforvalteren innfører strenge krav til nitrogenfjerning.

For å redusere utslippet av organisk stoff fra Fatland Oslo ville det ha vært tilstrekkelig med en relativt enkel MBBR prosess med en eller to aerobe reaktorer i serie. Det er kravet til fjerning av nitrogen som fører til at man vil trenge 4 eller 5 biofilmreaktorer i serie. Nitrogenfjerning involverer kompliserte biokjemiske prosesser, men svært forenklet kan vi si at den består av følgende trinn:

1. Hydrolyse av organisk N (f.eks. proteiner) til ammonium-nitrogen (NH₄-N)
2. Nitrifikasjon; bakteriell oksidering av ammonium til først nitritt og deretter til nitrat:

$$\text{NH}_4^+ + 1,5 \text{O}_2 \rightarrow 2\text{H}^+ + \text{H}_2\text{O} + \text{NO}_2^-$$

$$\text{NO}_2^- + 0,5 \text{O}_2 \rightarrow \text{NO}_3^-$$
3. Denitrifikasjon; bakteriell reduksjon av nitrat til nitritt og så til atmosfærisk nitrogen (vist med etanol som eksempel på karbonkilde):

$$6 \text{NO}_3^- + \text{C}_2\text{H}_5\text{OH} \rightarrow 6 \text{NO}_2^- + 2 \text{CO}_2 + 3 \text{H}_2\text{O}$$

$$4 \text{NO}_2^- + \text{C}_2\text{H}_5\text{OH} \rightarrow 2 \text{N}_2 + 2 \text{CO}_2 + 2 \text{H}_2\text{O} + 4 \text{OH}^-$$

Nitrifikasjonsprosessen krever et lavt innhold av organisk stoff og en relativt høy oksygenkonsentrasjon i den biologiske reaktoren. Denitrifikasjon krever anoksiske forhold (at det ikke er oksygen i reaktoren) og den krever tilførsel av organisk stoff for å få prosessen til å fungere. For å få til dette med minst mulig tilsetning av eksterne kjemikalier ender vi opp med et flytskjema som vist i figur 4.

Inn til bioreaktor 1 (R1) har vi en relativt høy konsentrasjon av FKOF, som er gunstig for å få til en denitrifikasjonsprosess. Derfor resirkulerer vi nitratholdig vann fra utløpet av R4 til innløpet av R1, for å utnytte det organiske stoffet i avløpsvannet til denitrifikasjon, såkalt for-denitrifikasjon. R1 har omrøring og vi ønsker minst mulig oksygen inn til denne reaktoren. R4 er derfor en omrørt reaktor for å redusere innholdet av oksygen i det vannet som returneres til R1. Utjevningsstanken etter kjemisk rensetrinn har også omrøring istedenfor lufting.

R2 er en luftet (aerob) reaktor for å fjerne mer organisk stoff enn det som ble forbrukt til denitrifikasjonen i R1, og for å få innholdet av FKOF til å bli så lavt at det kan vokse

nitrifiserende bakterier i R3. R3 er en relativt stor, luftet reaktor for omdanning av $\text{NH}_4\text{-N}$ til $\text{NO}_3\text{-N}$. Hydrolyse av organisk N til $\text{NH}_4\text{-N}$ skjer både i R1 og R2.

Med for-denitrifikasjon kan vi oppnå ca. 60 % nitrogenfjerning. Da kan vi komme ned i 75-80 mg TN/l ut av renseanlegget. Det betyr at det er mulig å komme ned til en ekvivalent BAT-AEL konsentrasjon på 15-16 mg TN/l etter det kommunale renseanlegget. Krever statsforvalteren en lavere konsentrasjon enn dette må det installeres et trinn for etter-denitrifikasjon, hvor en eksternt tilsatt karbonkilde vil være nødvendig siden alt lett nedbrytbar organisk materiale allerede er brukt opp. Etter-denitrifikasjonen kan bygges relativt kompakt, men krever omfattende styring og regulering av prosessen.

Slakteriavløp inneholder en fraksjon av oppløst KOF og organisk bundet nitrogen som er inert og ikke kan fjernes biologisk. For å finne ut hvor stor denne andelen er vil det være nødvendig å gjennomføre relativt tidkrevende laboratorietester. Aquateam COWI har både utstyr og kompetanse til å gjøre slike tester, men poenget her er at den lavere delen av det konsentrasjonsområdet for nitrogen som er angitt i BAT-AEL er helt urealistisk å oppnå. Med etter-denitrifikasjon (R5) kan man komme opp i ca. 80 % nitrogenfjerning. Det betyr at det laveste man kan komme etter rensing på det kommunale anlegget vil tilsvare ca. 7-8 mg TN/l.

Flokkulering og flotasjon er for å få et lavest mulig innhold av partikler (TSS) i det vannet som slippes ut. Dette sikrer samtidig lavt utslipp av total P og lavt utslipp av partikulært nitrogen. Anlegg med nitrifikasjon må være så lavbelastet med hensyn på organisk stoff at man i praksis kommer så lang ned i KOF som det er mulig å komme. Resterende innhold av oppløst KOF vil være biologisk inert.

I et anlegg hvor det er kontinuerlig tilsetning av ekstern karbonkilde til denitrifikasjon kan alle typer kommersielle karbonkilder brukes, inklusive metanol. Dersom det tilsettes ekstern karbonkilde bare av og til, f.eks. til R1 som indikert i figur 4, anbefales etanol eller eddiksyre. Metanol kan ikke brukes fordi det bare er én spesiell type bakterier som kan utnytte metanol.

Nitrifikasjonsprosessen forbruker alkalitet. Det er ikke målt alkalitet i vannet fra Fatland Oslo, hverken før eller etter eksisterende kjemisk rensetrinn. Det er imidlertid svært sannsynlig at man må tilsette alkalitet til den nitrifiserende reaktoren for å unngå at pH blir for lav og dermed inhiberer nitrifikasjonsprosessen.

Aerobe biologiske prosesser kan periodevis produsere mye skum, særlig ved oppstart og ved store endringer i tilførsel. Det må derfor installeres skumdetektorer og utstyr for å dosere skumdempingskjemikalier. I verste fall må det også tilsettes $\text{PO}_4\text{-P}$ for at mikroorganismene i biotrinnet skal få dekket sitt behov. Målsettingen må imidlertid være å prøve unngå dette, ved om nødvendig å endre driften av det oppstrøms, kjemiske rensetrinnet.

6.3. Dimensjonering

Dersom det blir aktuelt å bygge et biologisk renseanlegg vil det bli behov for å gjennomføre et forprosjekt, for å sikre seg at man tar beslutninger på et tilstrekkelig godt grunnlag og at man vurderer flere alternative typer biologiske prosesser. Det kan også bli behov for å teste enkelte prosesser i liten skala, før man låser dimensjoneringen.

I denne rapporten har vi gjort en foreløpig dimensjonering av prosessen vist i figur 4, basert på det tallmaterialet som er tilgjengelig per i dag. Dette er gjort for å vise hvilke reaktorstørrelser og plassbehov man kan få for et slikt anlegg. Resultatet av denne dimensjoneringen er vist i tabell 8.

Tabell 8. Foreløpig dimensjonering av anlegg for å redusere utslippet av KOF og total N fra Fatland Oslo.

Utjevningstank:	
	250 m ³ brutto volum; 200 m ³ netto utjevningstvolum; 5,0 m vanddyb; omrøring
Biologisk trinn:	
R1, for-denitrifisering	220 m ³ volum; 5,0 m vanddyb; 45 % fylling av biofilmbærere; omrøring; 4 m ² silareal
R2, KOF-reduksjon	220 m ³ volum; 5,0 m vanddyb; 50 % fylling av biofilmbærere; lufting; 4 m ² silareal
R3, nitrifisering	240 m ³ volum; 5,0 m vanddyb; 50 % fylling av biofilmbærere; lufting; 4 m ² silareal
R4, oksygenreduksjon	25 m ³ volum; 5,0 m vanddyb; 45 % fylling av biofilmbærere; omrøring; 4 m ² silareal
Pumpetank	Pumpetank og pumpe(r) for å returnere inntil 3 ganger innløpsvannmengden tilbake til R1
R5, etter-denitrifisering	40 m ³ volum; 5,0 m vanddyb; 45 % fylling av biofilmbærere; omrøring; 2 m ² silareal
Luftbehov til aerobe reaktorer	3000 Nm ³ /h dimensjonerende kapasitet; midlere forbruk ca. 2500 Nm ³ /h; minste forbruk ca. 1800 Nm ³ /h
Dosering av ekstern karbonkilde til R5	40 l/d etanol som dimensjonerende mengde
Biofilmbærere:	Samlet volum på 360 m ³ biofilmbærere, med et effektivt biofilmareal på 650 m ² /m ³
Kjemisk trinn:	
Hurtiginnblanding av fellingskjemikalie	Kan skje in-line i røroverføring eller i liten tank med hurtigomrøring. Dimensjonerende forbruk på 100 l/d PAX-18 (137 kg/d)
Flokkulering 1	2,5 m ³ volum; omrøring
Flokkulering 2	2,5 m ³ volum; omrøring
Polymerdosering	Direkte til innløp til flokkuleringstank 2, alternativt på overføringsrør til flotasjonstank dersom røret er tilstrekkelig langt for ønsket oppholdstid. Dimensjonerende forbruk på 0,5 kg/d
Flotasjonsanlegg:	
Flotasjonstank	5,5 m ² overflateareal; 3,2 m vanddyb
Dispergeringsanlegg	Dimensjonerende kapasitet på 5 m ³ /h med luftmettet vann ved 5 bar i trykktank
Energiforbruk til prosess:	
	Ca. 70 kW dimensjonerende forbruk og 50 kW midlere forbruk
Estimert arealbehov:	
	Minimum 450 m ² for alternativet med nedgravde betongtanker. Minimum 700 m ² for alternativet med ståltanker oppe på et dekke.

Det er foreslått en utjevningstank med et totalt vått volum på 250 m³, hvorav 200 m³ er netto utjevningstvolum. Pumpen(e) inn til biologisk trinn må ha frekvens- og nivåstyring. Alle bioreaktorene er fylt med biofilmbærere. Disse reaktorene må derfor ha siler som holder biofilmbærerne tilbake i reaktoren, mens vannet går videre til neste trinn. På grunn av returpumpingen av nitrifisert vann vil det gå mer vann gjennom R1-R4 enn gjennom R5. Det er derfor valgt et silareal på 4 m² for hver av reaktorene R1 til R4, og 2 m² for R5. Bioreaktorene må ha nivåvakter som gir alarm i tilfelle oppstuvning, og en høy-høy alarm som stopper innpumpingen fra utjevningstanken. Utjevningstanken må ha nødoverløp.

Når det gjelder energiforbruk er det blåsmaskinene, som sørger for oksygen i de aerobe reaktorene, som står for det klart høyeste forbruket (ca. 70-80 %). Blåsmaskinene må ha frekvensregulering og styres etter signal fra oksygensensorene i reaktorene.

Doseringen av ekstern karbonkilde til R5 bør ideelt sett styres av en on-line nitratmåler og flow-måler. En fastdosering hvor operatørene justerer doseringen basert på erfaring og manuelle nitratmålinger (kan bruke test-kit) vil imidlertid også fungere.

Litt avhengig av hvor et slikt renseanlegg plasseres vil det normalt være behov for at både utjevningstank og alle bioreaktorene er overdekt og har undertrykksventilasjon, hvor ventilasjonsluften føres til en kjemisk scrubber eller et biofilter for luftfjerning. Dette er også viktig ut fra HMS-hensyn, for at operatørene ikke skal bli utsatt for aerosoler eller H_2S . Alle reaktorene har en eller flere mannluker, for adgang til utstyr og sensorer, fordi alt utstyr vil ha behov for service og vedlikehold. Energiforbruket til ventilasjon/oppvarming av bygg er ikke inkludert i tabell 8.

Reaktorene kan enten være av betong, bygd helt eller delvis ned i grunnen, eller ståltanker plassert på betongfundamenter og med adgang til vedlikehold og overvåking fra repos og gangbaner. Normalt vil ståltanker være sirkulære, og på grunn av behovet for adkomst til disse på alle sider vil de kreve større areal enn betongtanker. Fordelen med betongtanker bygd ned i grunnen er også at deler av prosessutstyret kan plasseres på dekket over reaktorene. Det er eksempler på anlegg i næringsmiddelindustrien hvor dette har blitt gjort og f.eks. blåsemaskiner og kontrollrom er plassert oppå bioreaktorene.

Kjemisk trinn og flotasjonsanlegg vil bli ganske lite og kan med fordel anskaffes som prefab-løsning. Det vil være relativt likt det kjemiske rensetrinnet og flotasjonsanlegget bedriften allerede har bygd.

Realistisk arealbehov vil være minimum 450 m² basert på betongtanker og minimum 700 m² basert på ståltanker plassert på betongfundament. Dersom man i alternativet med betongtanker ikke ønsker å ha prosessutstyr over tankene blir arealbehovet på minimum 550 m². For samtlige alternativer er det da forutsatt at alle kjemikalier som skal doseres kommer på palletanker. For alle alternativene må man ha mulighet til kunne ta ut og reparere/erstatte nødvendig utstyr som f.eks. pumper og omrørere. For alternativet med ståltanker betyr dette at man må ha svært stor takhøyde i bygget, og at man har en kranbane som kan komme til mannlukene i alle aktuelle reaktorer som inneholder utstyr som ikke enkelt kan løftes ut for hånd. Biofilmbærere er noe av det siste som installeres på slike biologiske anlegg. De kommer i big-bags og en kranbane er også nødvendig for å kunne fylle reaktorene med biofilmbærere i alternativet med ståltanker.

7. Grov kostnadsberegning

Det er gjennomført grove kostnadsberegninger for et bygg med et areal på 450 m² (lengde x bredde = 30 m x 15 m). Det forutsettes byggekostnader (inkl. grunnarbeider, betongtanker, overbygg) på 45 000 kr per m², avrundet til 20 MNOK. Denne kostnaden kan øke hvis det er vanskelige grunnforhold på plassen.

Det forutsettes at kostnader for VVS er 25 % av byggekostnaden, som gir en kostnad på 5 MNOK. Maskin- og prosessutstyr er kostnadsestimert til 18 MNOK. Elektro- og automasjonskostnadene er estimert til 7 MNOK. Den estimerte, totale entreprisekostnaden for bygg, VVS, prosess/maskin og elektro/automasjon blir dermed 50 MNOK.

Det forutsettes videre at det påløper kostnader til prosjektadministrasjon og prosjektering på henholdsvis 10 % og 10 % av entreprisekostnadene, tilsvarende 5 + 5 = 10 MNOK. Basiskalkylen for anlegget ender da opp på 60 MNOK (se tabell 9).

Med 20 % uforutsett blir dermed sannsynlig investeringskostnad for anlegget (P50) på 70 til 75 MNOK.

Tabell 9. Grovt estimat av investeringskostnader (i millioner NOK) for et anlegg som skal redusere utslippet av KOF og total N fra Fatland Oslo.

	MNOK
Bygg	20
VVS	5
Maskin- og prosessutrustning	18
Elektro og automasjon	7
Entreprisekostnad	50
Prosjektadministrasjon, byggeledelse, etc. (10 % av entreprisekostnad)	5
Prosjektering (10 % av entreprisekostnad)	5
Basiskalkyle	60
Uforutsett (20 % av basiskalkyle)	12
Estimert investeringskostnad (P50)	72