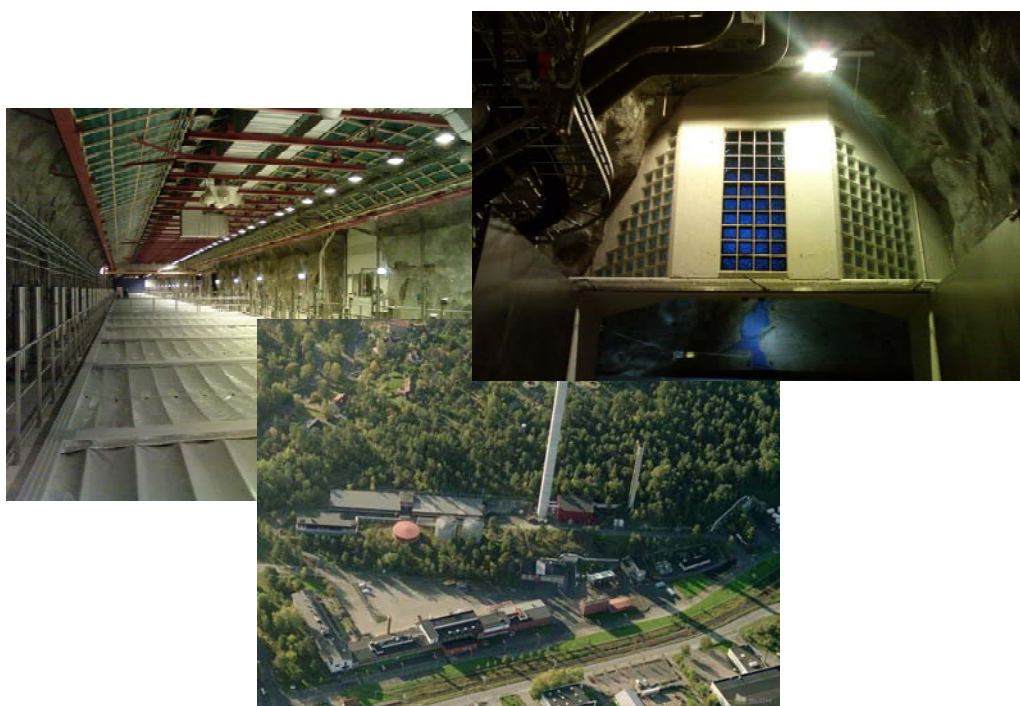


Käppalaförbundet

UTVECKLING AV KÄPPALAVERKET – Idéförslag



**Stockholm 2009-11-13
Sweco Environment AB
Process och Utredning, Östra Regionen Vatten**

Jonas Grundestam
Stig Morling
Christer Andersson
Jan Friberg
Uppdragsnummer 1839078000

FÖRKORTNINGAR

Alkalinitet	Populärt uttryckt kan alkalinitet beskrivas som vattnets "motstånd" mot pH-förändring – surgöring genom tillsats av syra, likaväl dom vide n pH-höjning med lut.
BOD ₇	Eng. Biochemical Oxygen Demand, i Sverige använder vi numera den engelska beteckningen för Biokemisk Syreförbrukning under 7 dygn. BOD är egentligen ett mått på hur mycket löst syre i vattnet som förbrukas under viss tid, i detta fall under 7 dygn. BOD ₇ används i huvudsak i de nordiska länderna som en tillståndsvariabel för utsläpp av behandlat avloppsvatten.
BOD ₅	Se ovan, dock i detta fall biokemisk syreförbrukning under 5 dygn. BOD ₅ används i de flesta länder i världen som en tillståndsvariabel, och dessutom används BOD ₅ i de flesta processtekniska beräkningar inom avloppsreningstekniken.
COD	Eng. Chemical Oxygen Demand, på svenska kemisk syreförbrukning är ett mått på vattnets totala innehåll av syreförbrukande ämnen.
MBBR	Moving Bed Bio Rector. "Bioreaktor" där bärmaterial gynnar tillväxt på en yta i form av en "biofilm" som åstadkommer en biologiska reningsprocess.
MBR	Membrane Bio Reactor – Membran bioreaktor. En konventionell aktivslam process kompletteras med membranfiltrering som slutgiltig separation.
NH ₄ -N	Ammoniumkväve
NO ₃ -N	Nitratkväve
NR	Nitrifikationshastighet, den hastighet varmed bakterier omvandlar ammoniumkväve till nitratkväve genom oxidation.
NDR	Denitrifikationshastighet, den hastighet varmed bakterier omvandlar nitratkväve till kvävgas genom reduktion.
Org. N	Organiskt bundet kväve
pH	Är ett mått på vattnets innehåll av fria vätejoner (H ⁺), eller populärt uttryckt på vattnets surhetsgrad. Ju lägre

pH-värdet är desto surare är vattnet.

SS	Eng. Suspended Solids eller på svenska suspenderade ämnen. SS är ett vanligt begrepp i samband med processtekniska dimensioneringar och resonemang i vattenreningssammanhang. I många länder är det behandlade vattnets innehåll av SS kopplat till ett utsläppskrav. Detta förhållande gäller inte i Sverige.
SSH	SidStrömsHydrolys – Hydrolys av slam sker i en sidström till den biologiska reningen. Ofta hydrolyseras biologiskt returslam med möjlighet till kombination av primärslam och rejekt från slamavvattning.
SVI	Slam Volym Index, ett mått på slammet sedimenteringsegenskaper. Det beräknas genom att dividera slamvolymen med slamhalten. Enhet är ml/g.
Total-N	Är den totala mängden kväve. Kvävet förekommer i vattnet i olika former, se nedan:
Total-P	Totalfosfor, vilket omfattar både organiskt bunden fosfor och olika fosfatfosforfraktioner.
VSS	Eng. Volatile Suspended Solids står för den organiska delen av de suspenderade ämnena och är framför allt en storhet som används i samband med processtekniska beräkningar.

Swecos projektgrupp

I detta projekt har flera resurser samordnats för att nå fram till denna rapport.

Huvudprojektgruppen har bestått av följande personer:

Jan Friberg, Projektledare

Jonas Grundestam, Arbetsgrupp process

Stig Morling, Arbetsgrupp process

Christer Andersson, Arbetsgrupp process, berg

Utöver huvudprojektgruppen har följande personer medverkat för att bland annat bidra till kontinuiteten.

Bengt Hultman, processspecialist

Klas Hedman, processspecialist, expert inom adsorptionsprocesser

Jan Hultgren, processspecialist

Esbjörn Öhrström, Kalkyler

David Bergelv, Layout, berg, maskin

Gillis Franzén, Layout, berg

Björn Rystedt, f.d. projektledare.

Johnny Stohne, f.d. projektledare

INNEHÅLLSFÖRTECKNING

1	Sammanfattning	7
1.1	Bakgrund och slutsatser	7
1.2	Förutsättningar	7
1.3	Befintlig anläggning	8
1.3.1	Starka sidor i befintlig anläggning	9
1.3.2	Svaga sidor i befintlig anläggning	10
1.4	Principiella överväganden för framtida utbyggnad	11
1.5	Möjliga processtekniska lösningar	12
1.5.1	Vattenbehandlingen	12
1.5.2	Behandling av läkemedelsrester	12
1.5.3	Behandling av bräddvatten	13
1.5.4	Behandling av rejektivatten	13
1.6	Studerade processfall	14
1.7	Kostnader	16
1.8	Projektgenomförande med tidplan	16
2	Inledning	18
3	Förutsättningar	19
3.1	Utsläppskrav	19
3.2	Hydraulisk belastning	19
3.3	Belastning av föroreningar	20
3.4	Övriga förutsättningar och begränsningar	20
4	Nuvarande avloppsvattenbehandling	21
4.1	Allmänt	21
4.2	Nuvarande reningsresultat, verklig kapacitet	22
4.3	Tidigare försök på Käppala	24
4.4	Erfarenheter från befintlig anläggning	24
5	Relevanta processerfarenheter från anläggningar med jämförbara villkor	26
5.1	Processer som ger förbättrad separationskapacitet	26
5.2	Processer som ökar det biologiska reningsstegets kapacitet	27
5.2.1	Processer för reduktion av svårnedbrytbara organiska föreningar	31
6	Analys av belastningsfall och utbyggnadsbehov	33
6.1	Principiella överväganden	33
6.1.1	Frågan om etappindelning	33

6.1.2	Frågan om flaskhalsar	34
6.2	Analys av framtida belastningssituationer	36
6.3	Flödesanalys inkommande flöde till Käppalaverket	37
7	Möjliga processtekniska lösningar	40
7.1	Expansionsmöjligheter i befintlig anläggning	40
7.2	Överväganden processalternativ	41
7.3	Dimensionerande flöde och belastning	42
7.4	Möjliga processlösningar	43
7.4.1	Vattenbehandlingen	44
7.4.2	Behandling av läkemedelsrester	46
7.4.3	Bräddvattenrening	47
7.4.4	Rejektvattenrening	47
7.5	Huvudbehandlingslinjen	49
7.5.1	Kemikalier	49
7.5.2	Energi	51
7.6	Rening av läkemedelsrester	52
7.6.1	Behandlingsmetoder	53
7.6.2	Tillämpning vid Käppalaverket	54
7.7	Bräddvattenbehandling	58
7.7.1	Inledning	58
7.7.2	Flockning på ballastmaterial	60
7.7.3	Actiflo	60
7.7.4	Direktfällning	61
7.8	Behandling av rejektvatten	64
7.8.1	Rejektvattenmängder	64
7.8.2	Ammoniakdesorption	65
7.8.3	Demmonifikation och Anammox	67
7.8.4	Tillämpning vid Käppalaverket	70
7.9	Processförslag - Generella överväganden	71
8	Processfall 1	74
8.1	Belastning	74
8.2	Processfall 1 utan rening av läkemedelsrester	75
8.2.1	Processteknisk utformning	75
8.2.2	Dimensionerande beräkningar för Processfall 1	76
8.3	Processfall 1 med rening av läkemedelsrester	78
8.3.1	Processteknisk utformning	78
8.3.2	Dimensionerande beräkningar	80
9	Processfall 2	83
9.1	Belastning	83
9.2	Processfall 2 utan rening av läkemedelsrester	84
9.2.1	Processteknisk utformning	84
9.2.2	Dimensionerande beräkningar	85
9.3	Processfall 2 med rening av läkemedelsrester	87
9.3.1	Processteknisk utformning	87
9.3.2	Dimensionerande beräkningar	88

10	Processfall 3	92
10.1	Belastning	92
10.2	Bräddvattenhantering	93
10.3	Processfall 3 utan rening av läkemedelsrester	95
10.3.1	Processteknisk utformning	95
10.3.2	Dimensionerande beräkningar	96
10.4	Processfall 3 med rening av läkemedelsrester	98
10.4.1	Processteknisk utformning	98
10.4.2	Dimensionerande beräkningar	99
11	Processfall 4	102
11.1	Belastning	102
11.2	Bräddvattenhantering	103
11.3	Processfall 4 utan rening av läkemedelsrester	103
11.3.1	Processteknisk utformning	103
11.3.2	Dimensionerande beräkningar	105
11.4	Processfall 4 med rening av läkemedelsrester	107
11.4.1	Processteknisk utformning	107
11.4.2	Dimensionerande beräkningar	109
12	Rejektvattenbehandling	111
12.1	Ammoniakdesorption	111
12.1.1	Processteknisk utformning	112
12.2	Anammox	114
12.2.1	Processteknisk utformning	114
12.3	Konventionell rejecktattenbehandling	115
13	Utvärdering av processförslag	116
13.1	Kostnadsbedömningar	116
13.2	Övriga bedömningar	117
13.2.1	Biogasproduktion	117
13.2.2	Utsläppsavgifter	118
13.2.3	Slamegenskaper	119
13.2.4	Drift och driftsäkerhet	119
14	Diskussion kring föreslagna åtgärder	120
15	Projektgenomförande	122
15.1	Organisation	122
15.2	Tidplan	124
16	Referenser	125

1 Sammanfattning

1.1 Bakgrund och slutsatser

Käppalaförbundet står inför nya utmaningar, som alla innebär att reningsanläggningen måste ses över:

- En fortsatt befolkningstillväxt i redan anslutna kommuner;
- Ett uttalat intresse från nya kommuner att ansluta till verket; och
- Utökade reningskrav.

Förbundet vill nu få svar på vilka konsekvenser som uppstår miljömässigt och ekonomiskt av en ökad anslutning och med eventuellt skärpta utsläppskrav. Man har av den anledningen bjudit in ett antal konsultföretag att lämna idéförslag för utveckling av Käppalaverket. Föreliggande rapport avser det idéförslag, som lämnats av Sweco Environment AB.

Redan här vill vi lyfta fram några viktiga slutsatser, som vi dragit från genomfört arbete hittills:

- Det är fullt möjligt att expandera nedåt i berget för att erhålla erforderliga volymer för behandling av diskuterade belastningar och reningskrav;
- Det är också möjligt att med modern teknik och kända processlösningar behandla diskuterade belastningar och klara reningskraven inom befintliga volymer; och
- Det är lämpligt med kompletterande studier och försök för att verifiera de optimala processlösningarna.

1.2 Förutsättningar

De givna förutsättningarna omfattar dels olika dimensionerande *framtida belastningar* och dels *olika utsläppskrav* för den framtida reningen vid Käppalaverket. Förutom väsentligt skärpta krav på utsläpp av BOD₇, fosfor och kväve har också eventuella framtida krav på *reduktion av läkemedelsrester* beaktats.

Följande utsläppskrav har förutsatts:

Variabel/Kravnivå	Nuvarande kravnivå		Strängare kravnivå	
	Halt, mg/L	Årsutsläpp, t/år	Halt, mg/L	Årsutsläpp, t/år
BOD ₇	8	700	4	350
Kväve (N)	10	700	5	350
Fosfor (P)	0,3	12	0,1	6

Följande flöden är angivna som dimensionerande underlag:

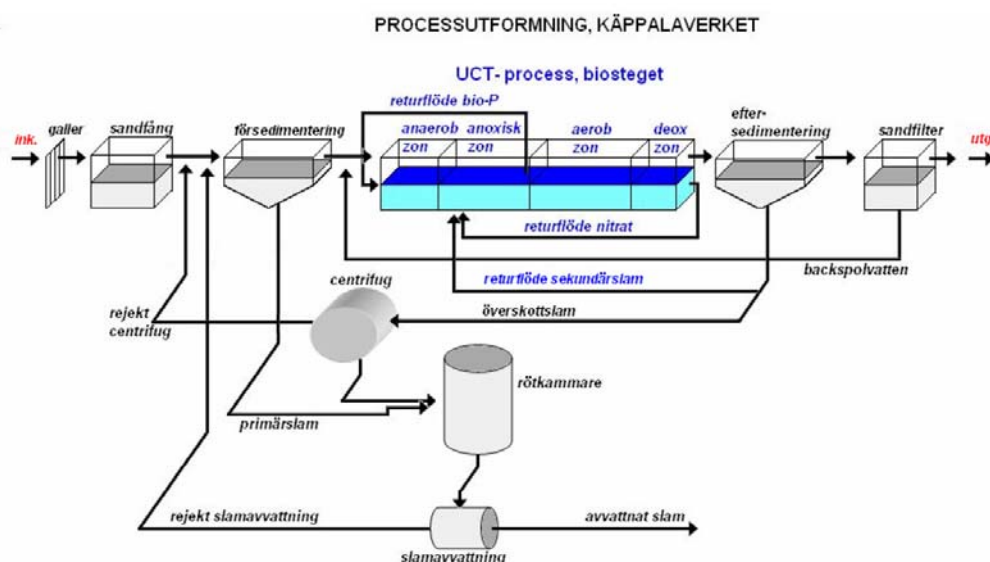
- 60 miljoner m³/år resp. 100 miljoner m³/år;
- Maximalt flöde: 6 m³/s resp. 9 m³/s;

Följande värden har angivits för den specifika belastningen:

- BOD₇ 70 g/pe,d
- Tot-N 12 g/pe,d
- Tot-P 1,5 g/pe,d
- Antal anslutna (pe) 700 000 resp. 900 000

1.3 Befintlig anläggning

Nedanstående principskiss visar befintlig processutformning vid Käppalaverket.



ra02s 2009-09-11

Reningsresultatet för 2008 framgår av följande tabell:

Parameter	In, mg/l	Ut, mg/l	Reduktion
BOD ₇	220	2	99 %
COD	470	32	91 %
Tot-P	5,8	0,2	97 %
Tot-N	37	8,7	76 %

Behandlad avloppsvattenmängd 2008 var 56,5 Mm³.

Det hydrauliskt dimensionerande flödet för nuvarande processteg framgår av följande tabell:

Processteg	Hydrauliskt dimensionerande flöde, m ³ /s
Galler	10
Sandfång	6
Försedimentering	6
Luftningsbassänger	5
Eftersedimentering	5
Sandfilter	6

I dagsläget har det varit svårt att belasta alla dessa processteg med det dimensionerande flödet, vilket framgår nedan i avsnitt 1.3.2.

1.3.1 Starka sidor i befintlig anläggning

I nedanstående tabell framgår starka sidor hos befintliga anläggningsdelar:

Anläggningsdel	Styrka
Allmänt	Käppalaverket har idag goda och stabila reningsresultat.
Bioreaktorer	Den totala biologiska reaktorvolymen om ca 150 000 m ³ är en mycket god resurs inför aktuella belastningsökningar och skärpta reningskrav.

Blåsmaskinkapacitet	Den tillgängliga blåsmaskinkapaciteten är idag långt ifrån utnyttjad.
Utbyggnadsflexibilitet	Den befintliga anläggningen har idag elva linjer, sex i det äldre blocket och fem i det nyare. Detta ger mycket goda möjligheter vid en framtida utbyggnad, genom att anläggningen kan hållas i drift med goda reningsresultat.
Testkapacitet	En av de fem linjerna i det nya blocket kan isoleras helt från övriga block. Detta ger mycket goda möjligheter att testa ny teknik i full skala och därmed få direkt jämförbara resultat.

1.3.2 Svaga sidor i befintlig anläggning

I nedanstående tabell framgår svaga sidor hos befintliga anläggningsdelar:

Anläggningsdel	Svaghet
Samtliga anläggningsdelar i berg	Möjlig utbyggnad av berganläggningen föreligger endast nedåt. I sida eller uppåt finns inga möjligheter.
Galler	Fingallren har inte kapacitet nog för flöden överstigande ca 6 m³/s och bräddning sker uppströms gallren vid detta flöde.
Sandfång	Sandfången är idag en trång sektion och det är inte möjligt att fullt ut behandla det dimensionerande flödet 6 m³/s .
Sandfilter	Det är inte möjligt att belasta sandfiltren fullt ut med dimensionerande flödet 6 m³/s , på grund av hög slambelastning från

	eftersedimenteringen
Sandfilter	Sandfiltren blir överbelastade vid höga flöden då förbiledning sker från förbehandlingen direkt på filtren.
Förfällning	Förfällningen används inte idag eftersom allt tillgängligt kol behövs för denitrifikation.
Slamkvalitet i block 1	Enligt uppgift från driftpersonalen är det biologiska slammets kvalitet i block 1 ibland otillfredsställande.

1.4 Principiella överväganden för framtida utbyggnad

Följande principiella överväganden bör göras inför framtida utbyggnad:

Principer/kriterier	Överväganden
Begränsningar och möjligheter	Så länge huvudmålet med en utbyggnad är att endast nyttja befintliga volymer är det nödvändigt att uppgradera dessa. Konkreta förslag på detta är huvudtema i denna utredning.
Enkel process och drift	Samtliga valda delprocesser baseras på etablerad teknik även om vissa kan förefalla nya för svenska förhållanden.
Etappindelning	De valda delprocesserna ger alla möjligheter att etappindela en utbyggnad utan att allvarliga processtörningar behöver uppstå.

1.5 Möjliga processtekniska lösningar

Processtekniska lösningar har studerats för följande olika syften:

- Behandling av huvudvattenflödet (vattenbehandlingen);
- Behandling av läkemedelsrester;
- Behandling av bräddvatten; och
- Rejektvattenbehandling.

1.5.1 Vattenbehandlingen

Möjliga processförslag för vattenbehandlingen innefattar olika varianter av biologiska processer i kombination med olika former av kemiskfällning. Principen har varit att utnyttja befintlig anläggning i så stor utsträckning som möjligt. Möjligheten finns att komplettera befintlig anläggning med olika delprocesser, exempelvis reaktivering av slam eller via en hybridprocess med bärarmaterial och på så sätt öka den organiska kapaciteten på anläggningen.

Möjligheten att öka slammängden i luftningssteget och således även den organiska kapaciteten via olika separationsprocesser av aktivt slam från renat avloppsvatten har studerats. Tänkbara möjligheter för detta är avgasning av aktivt slam och olika alternativ av membranseparation.

1.5.2 Behandling av läkemedelsrester

Ämnesområdet läkemedelsreduktion i samband med avloppsvattenrening är i nuläget ett hett forskningsområde. Försök i laboratorie- och pilotskala redovisas kontinuerligt i facktidsskrifter för avloppsvattenrening med mer eller mindre intrikata metoder för att avskilja läkemedelsrester. Pilotförsök utförda i Stockholm Vattens regi på Hammarby Sjöstadsverket har givit ovärderlig information angående olika reningsmetoders tillämpning och effekt.

Resultaten från Stockholm Vattens pilotförsök visar att aktivt slam i kombination med en oxidationsprocess, främst ozonering, och adsorption, i aktivt kol, har bäst effekt vad gäller avskiljning av läkemedelsrester. Detta är också helt i linje med vad andra forskare i Europa har konstaterat.

Däremot är frågan kring läkemedelsavskiljning vid avloppsreningsverk långt ifrån besvarad. Många frågeställningar måste behandlas, framförallt miljönyttan mot den ekonomiska belastning som kompletterande reningssteg kräver.

1.5.3 Behandling av bräddvatten

Den flödesanalys som utförts, för den nya situation som har presenterats för Käppalaverket, visar tillsammans med den dokumenterade hydrauliska kapaciteten för verket att det finns ett behov av att förbereda avloppsreningsverket för att hantera bräddvatten som uppstår vid höga flöden.

I nuläget kan bräddning ske efter fingaller samt efter försedimenteringsbassänger. Bräddat vatten har inte renats till någon större utsträckning och kan medföra en ökad föroreningsbelastning på recipienten. För att säkerställa att de uppsatta reningskraven kan uppnås har olika metoder för bräddvattenrening föreslagits, nämligen direktfällning samt flockning på bärarmaterial med lamellsedimentering. Direktfällning kan implementeras i nuvarande anläggning via förstärkning av försedimenteringsbassängerna. Flockning på bärarmaterial innebär att en ny anläggningsdel måste byggas ut. Båda metoderna måste övervägas speciellt då en utbyggnad med största sannolikhet kommer att ske etappvis.

1.5.4 Behandling av rejektvatten

Rening av rejektvatten är ett effektivt sätt att minska kvävebelastningen vid ett avloppsreningsverk. Kväverikt rejektvatten från avvattningen av rötslam behandlas separat innan det leds tillbaka till huvudreningslinjen. Olika intressanta metoder har föreslagits för detta nämligen, ammoniakdesorption, TMCP eller Trans Membrane Chemi Sorption, samt partiell nitritation och anammox.

1.6 Studerade processfall

Följande processfall har studerats:

Processfall 1 Belastning från **700 000 pe** med **nuvarande** reningskrav

Belastning från **700 000 pe** med **nuvarande** reningskrav samt rening av läkemedelsrester.

Processfall 2 Belastning från **700 000 pe** med **strängare** reningskrav

Belastning från **700 000 pe** med **strängare** reningskrav samt rening av läkemedelsrester.

Processfall 3 Belastning från **900 000 pe** med **nuvarande** reningskrav

Belastning från **900 000 pe** med **nuvarande** reningskrav samt rening av läkemedelsrester.

Processfall 4 Belastning från **900 000 pe** med **strängare** reningskrav

Belastning från **900 000 pe** med **strängare** reningskrav samt rening av läkemedelsrester.

För att möta dessa processfall har följande lösningar föreslagits:

Processfall 1 Biologisk behandling med aktivslam via biologisk kväve- och fosforreduktion med avgasning av slam före eftersedimentering, möjlighet till kombination av avgasning och membranfiltrering för att förstärka avskiljning inför ozonbehandling.

Avskiljning av läkemedelsrester med ozon.
Bräddvattenrening via direktfällning.

Möjlighet till rejektivattenbehandling med ammoniakdesorption eller anammox.

Processfall 2 Biologisk behandling med aktivslam via biologisk kväve- och fosforreduktion med avgasning av slam före eftersedimentering, möjlighet till kombination av avgasning och membranfiltrering för att förstärka avskiljning inför ozonbehandling.

Avskiljning av läkemedelsrester med ozon.
Bräddvattenrening via direktfällning.
Möjlighet till rejektivattenbehandling med ammoniakdesorption eller anammox.

Processfall 3 Biologisk behandling med aktivslam via biologisk kväve- och fosforreduktion med avgasning av slam före eftersedimentering, med möjlighet till membranfiltrering. Ett system utformas som ett rent MBR-system med fullt utbyggd membranseparation.

Avskiljning av läkemedelsrester med ozon.
Bräddvattenrening via flockning på bärmaterial och lamellsedimentering.
Möjlighet till rejektivattenbehandling med ammoniakdesorption eller anammox.

Processfall 4 Biologisk behandling med aktivslam via biologisk kväve- och fosforreduktion med avgasning av slam före eftersedimentering. Utöver detta utformas ett system som ett rent MBR-system med membranseparation.

Avskiljning av läkemedelsrester med ozon.
Bräddvattenrening via flockning på bärmaterial och lamellsedimentering.
Möjlighet till rejektivattenbehandling med ammoniakdesorption eller anammox.

Processutformningen skiljer sig inom de olika processfallen beroende på huruvida läkemedelsavskiljning ska implementeras eller inte.
Anläggningsplacering i bergtrum medför att volymen för ett ytterligare reningssteg avseende avskiljning av läkemedelsrester måste tas från

befintliga volymer. Samtliga föreslagna processer förväntas medföra att de ställda utsläppskraven uppnås för varje belastningsfall.

1.7 Kostnader

Bedömningar för totala anläggningskostnader har tagits fram för de föreslagna processalternativen. Dessa kostnader ska anses som preliminära men kan ändå användas för att jämföra de olika alternativen. Utöver detta har drift- och underhållskostnader uppskattats, innebärande drift- och underhåll för hela anläggningen.

		Processfall ¹							
		1		2		3		4	
Byggnadsdel	Enhet	UL	ML	UL	ML	UL	ML	UL	ML
Bräddvattenrening	Mkr	71	71	71	71	95	95	95	95
Biologisk rening	Mkr	116	678	116	678	615	1152	1357	1357
Läkemedelsavskiljning	Mkr		54		54		70		70
Total anläggningskostnad	Mkr	187	803	187	803	710	1317	1452	1522
Kapitalkostnad	Mkr/år	19	80	19	80	71	132	145	152
Drift- och underhållskostnad	Mkr/år	69	92	69	92	121	126	153	159
Total årskostnad	Mkr/år	88	172	88	172	192	258	298	311
Specifik investeringskostnad	kr/pe	267	1147	267	1147	1014	1881	2074	2174
Specifik reningskostnad, N	kr/kgN	37	73	32	63	59	79	82	87

1.8 Projektgenomförande med tidplan

Detta idéförslag redovisar ett antal lösningar för hur Käppalverket kan utvecklas. Alla föreslagna lösningar kan utvärderas via pilot- och fullskaleförsök, vilket bör göras i en fördjupad förstudie. Förstudien ska redovisa både tekniska lösningar, rambeskrivningar där samtliga

¹ UL utan läkemedelsrening, ML med läkemedelsavskiljning

ingående komponenter redovisas och slutligen detaljerade kostnadskalkyler.

Arbetet med att ta fram material för utveckling av Käppalaverket bör börja så snart som möjligt även då det förefaller finnas gott om tid. Den fördjupade förstudien föreslås därför starta redan under början av år 2010 med arbetet att ta fram underlag för pilotförsök.

2 Inledning

Käppalaverket togs i drift 1969 med en kapacitet av 500 000 pe (personekvivalenter) och redan då med vad som kallades höggradig rening med bl a krav på en högsta utgående fosforhalt på 0,5 mg/L. Detta utsläppskrav skärptes redan i början av 1970-talet till högst 0,3 mg/L. Under åren har antalet anslutna personer har ökat med mer än 150 000 personer och idag (2009) är anslutningen ca 450 000 personer.

Under 1990-talet genomgick Käppalaverket en total ut- och ombyggnad då kapaciteten ökades till 700 000 pe, samtidigt som kväverening infördes. Utbyggnaden omfattade också ett filtersteg varigenom fosforutsläppen kunde minskas till 0,2 mg/L och en kväverening på minst 75 %.

Förbundet står nu inför nya utmaningar. Dessa omfattar följande förändringar, som alla innebär att anläggningen måste ses över:

- En fortsatt befolkningstillväxt i nu anslutna kommuner;
- Ett uttalat intresse från nya kommuner att ansluta sitt avloppsvatten till Käppalaförbundet;
- Samt ökade reningskrav med utgångspunkt från vattendirektivet och Baltic Sea Action Plan, BSAP, vilka sammantaget innebär att utgående tillåtna halter kommer att åtminstone halveras i jämförelse med de nu gällande.

Nuvarande ägare vill, innan förbundet kan ge ett positivt svar till de kommuner som ansökt eller aviserat en önskan att ansluta, få svar på vilka konsekvenser som uppstår miljömässigt och ekonomiskt, av en ökad anslutning och med eventuella mer skärpta utsläppskrav.

I följande kapitel redovisas förutsättningarna för uppdraget.

3 Förutsättningar

De givna förutsättningarna omfattar dels olika dimensionerande framtida belastningar, dels olika utsläppskrav för den framtida reningen vid Käppalaverket. Förutom de väsentligen skärpta kraven på utsläpp av BOD₇, fosfor och kväve har också frågan om en reduktion av läkemedelsrester tillkommit som ett krav.

3.1 Utsläppskrav

I utredningen är följande utsläppskrav definierade för olika alternativ, se Tabell 3-1

Tabell 3-1: Utsläppskrav för de olika alternativen.

Variabel/Kravnivå	Nuvarande kravnivå		Strängare kravnivå	
	Halt, mg/L	Årsutsläpp, t/år	Halt, mg/L	Årsutsläpp, t/år
BOD ₇	8	700	4	350
Kväve (N)	10	700	5	350
Fosfor (P)	0,3	12	0,1	6

Dessutom skall följande fall beaktas:

- Rening av läkemedelsrester
- Ingen rening av läkemedelsrester

I uppdraget ingår att ange vilken reningsgrad som nås på vilka substanser med föreslagen teknik och detta gäller oavsett belastning.

3.2 Hydraulisk belastning

Utredningen syftar till att studera hur Käppalaverket ska utvecklas baserat på ökad hydraulisk belastning samt ökad belastning från föroreningsämnen. Följande flöden är angivna som dimensionerande underlag:

- 60 miljoner m³/år resp. 100 miljoner m³/år;
- Maximalbelastning, 6 m³/s resp. 9 m³/s;

Dessa värden diskuteras närmare i den fortsatta utredningen.

3.3 Belastning av föroreningar

Belastningen av föroreningar beräknas via angiven specifik belastning, g/pe,d, samt hydraulisk belastning enligt ovan. Följande värden för den specifika belastningen har angivits:

- BOD₇ 70 g/pe/d
- Tot-N 12 g/pe/d
- Tot-P 1,5 g/pe/d
- Antal anslutna (pe) 700 000 resp. 900 000

3.4 Övriga förutsättningar och begränsningar

Yttre förutsättningar

Allt avloppsvatten som uppkommer i anslutna kommuner och ansluts till Käppalaförbundets lednings och tunnelsystem skall tas om hand och behandlas i Käppalaverket. Detta innebär, att den enda flödesutjämning som kan nyttjas uppströms verket än den volym som finns tillgänglig i Lidingötunneln, det vill säga ca 40 000 m³.

Begränsningar

Utredningsuppdraget är begränsat till vattenreningen vid Käppalaverket exklusive tunnelsystem, inloppspumpstation och slambehandling. Däremot skall påverkan på slamproduktion, slamegenskaper och eventuell inverkan på gasproduktionen beskrivas.

Begränsningar vid Käppalaverket

På grund av Käppala verkets läge nersprängt i bergrum måste målet med en fortsatt utveckling vara att få ut så mycket som möjligt av befintlig anläggning och ändå har marginal att säkerställa tillräckligt bra utgående värden från verket även vid planerade och oplanerade driftstörningar.

Möjlig utbyggnad av berganläggningen föreligger endast nedåt, i sida eller uppåt finns inga möjligheter. Förbundets fastighet framgår av bifogad situationsplan. Ytor ovan mark som är lämpliga eller möjliga att användas för processdelar skall redovisas.

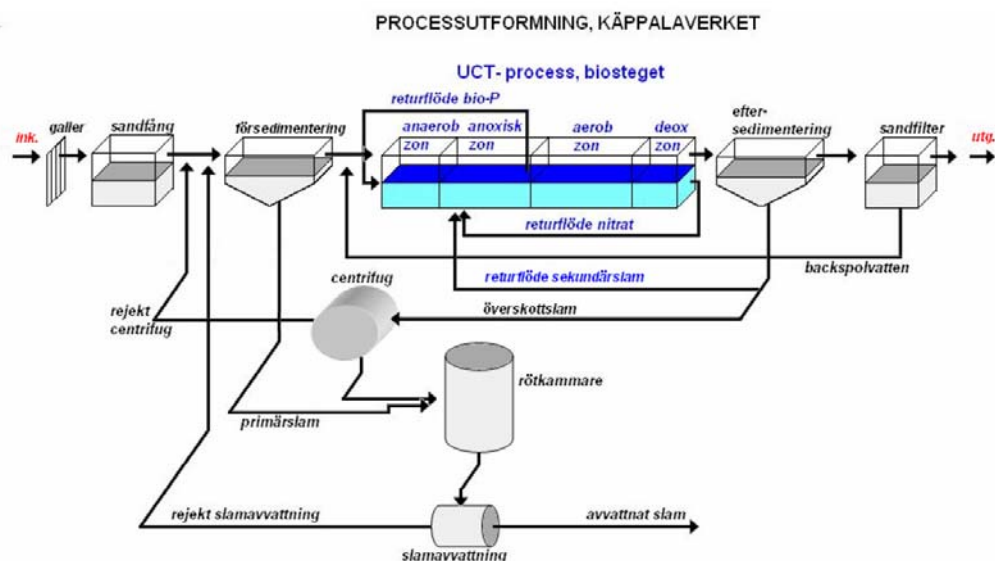
4 Nuvarande avloppsvattenbehandling

4.1 Allmänt

Käppalaverket har idag följande, mycket förenklade tekniska utformning; se även Figur 4-1.

- * Inloppspumpstation bestående av 8 st pumpar med en sammanlagd kapacitet om 10 m³/s;
- * sex st parallellt arbetande silgaller, vardera med en spaltvidd om 3 mm, och en nominell kapacitet om totalt 10 m³/s, den verkliga kapaciteten har dock visat sig vara väsentligt lägre.
- * Två st parallella kombinerade fett- och sandfång, vardera med den totala volymen 1 500 m³. Dessa anges ha en kapacitet om 6 m³/s, liksom efterföljande reningssteg;
- * 11 st försedimenteringsbassänger, varav 6 st tillhör den första utbyggnadsetappen och 5 st den senaste etappen,
- * 11 st parallella biologiska reningslinjer omfattande aktivtslambassänger och eftersedimenteringsbassänger;
- * 30 nedströms tvåmediafilter som slutpoleringsteg.

Processen framgår av Figur 4-1.



Figur 4-1: Käppalaverkets processtekniska utformning, befintlig anläggning (12)

4.2 Nuvarande reningsresultat, verklig kapacitet

Befintligt verk beskrivs på förbundets hemsida. Reningsresultaten de senaste åren finns i form av miljörapporter. I Tabell 4-1 redovisas reningsresultatet för 2008.

Tabell 4-1: Reningsresultat för år 2008.

Parameter	In, mg/l	Ut, mg/l	Reduktion
BOD ₇	220	2	99 %
COD	470	32	91 %
Tot-P	5,8	0,2	97 %
Tot-N	37	8,7	76 %

Den behandlade avloppsvattenmängden år 2008 var 56, 5 miljoner m³.

Den hydrauliska kapaciteten kommer efter planerad förstärkning av inloppsdelen att uppnå förutsedd kapacitet enligt principförslaget från 1989, vilken är 6 m³/s. Inloppspumpstation har kapaciteten 10 m³/s. Fingallrens nominella kapacitet har angivits till 10 m³/s. Emellertid har den verkliga driften visat att begränsningar redan vid flöden om ca 6

m³/s. Nuvarande hydrauliska arrangemang ger möjligheten att leda förbi försedimenterat vatten direkt till sandfiltren. Förbikoppling av den biologiska reningen har skett vid flöden över 5 m³/s upp till 6 m³/s. Detta driftssätt har inte kunnat utnyttjas för hög belastning av suspenderat material på filtren. Detta har resulterat i en snabb igensättning av sandfiltren, och detta driftssätt tillämpas för närvarande inte.

Dimensioneringen enligt principförslaget av år 1989 ger följande hydrauliska begränsningar i de olika behandlingsstegen, se Tabell 4-2. Såsom ovan antytts är dock inte den hydrauliska begränsningen ett tillräckligt mått på anläggningens integrerade kapacitet. Detta kommenteras kortfattat i tabellen, Tabell 4-2. De kompletterande uppgifterna har lämnats av Käppalas processtekniker vid arbetsbesök under utredningens gång.

Tabell 4-2: Hydraulisk begränsning reningssteg enligt principförslag för Käppalaförbundet.

Processteg	Hydraulisk begränsning
Galler	10 m ³ /s, enligt uppgifter från Käppala är den reella kapaciteten begränsad till ca 6 m ³ /s, eftersom rensmängderna tenderar att blockera både galler och de efterföljande transportanordningarna
Sandfång	6 m ³ /s efter åtgärder vidtagna av Käppalaförbundet
Försedimentering	6 m ³ /s
Luftningsbassänger	5 m ³ /s
Eftersedimentering	5 m ³ /s
Sandfilter	6 m ³ /s. På grund av hög slambelastning från förbiledningen från försedimenteringen samt hög belastning från eftersedimenteringen är kapaciteten lägre enligt uppgifter från Käppala

4.3 Tidigare försök på Käppala

Vid tillfällen som dessa, då ett befintligt verk ska anpassas efter en ny situation, finns det stor anledning att titta både inåt och utåt för att påminnas om vad som tidigare gjorts vid anläggningen och för att se vad andra har gjort och hur det har fungerat.

Käppalaverket har tidigare bedrivit försöksverksamhet med avseende på biologisk kväve- och fosforrening. Under sent 1980 tal och under 1990-talet har olika processalternativ för förbättrad kvävereduktion utvärderats. Dessa har innefattat fördenitrifikation, kontaktstabilisering samt Kraus- och modifierad Krausprocess. Slutsatser dragna ur dessa försök innefattar en förbättrad nitrifikation genom att införa kontakstabilisering eller motsvarande Krausprocess. Genom att säkerställa en tillräckligt hög slamålder via separat luftning av returslammet (Kraus-process) lyckades Käppalverket bibehålla kvävereduktion även vid låga temperaturer, höga flöden och korta upphållstider. Resultaten från dessa försök återfinns som referenser (1-5).

Erfarenheter från dessa försök är viktiga kunskapselement, som måste beaktas i ett fortsatt utvecklingsarbete på verket.

4.4 Erfarenheter från befintlig anläggning

Genom samtal med driftpersonal vid Käppalaverket har drift-erfarenheter från anläggningen sammanfattats.

Grovreningen utgör en flaskhals i nuvarande läge. Fingallren har inte kapacitet nog för flöden överstigande ca 6 m³/s och bräddning sker uppströms gallren vid detta flöde. Den rensmatta som bildas på gallren vid höga flöden är så pass välutvecklad att gallren går kontinuerligt. Transportskruven för rensat blir full och rensat pressas ihop till en mycket hård massa vilket innebär att transportskruven löser ut på hög motorström. Transportskruven måste då rensas för hand. Med andra ord, renshanteringen har inte tillräcklig kapacitet i nuläget. Detta kommer dock att åtgärdas under hösten/vintern 2009/2010. I detta utredningsuppdrag förutsätts grovreningen ha angiven hydraulisk kapacitet. I det fall åtgärder är nödvändiga i grovreningen för de processfall som beskrivs nedan kommer detta att redogöras för.

Sandfången är idag en trång sektion men kommer efter åtgärder från Käppala att klara 6 m³/s. Åtgärden består i att vidga inloppskanalen till sandfången. I nuläget finns problem med vattentillförseln till sandfången. Vid låga flöden fastnar sanden i kanalen uppströms gallren och når aldrig sandfången. Detta innebär att sanden måste tas upp med grävare. Vid högre flöden kommer dock detta att avhjälpas med ökad hastighet i kanalen.

Tidigare drevs anläggningen med förfällning. Förfällningen används inte idag eftersom all tillgänglig kolkälla behövs till denitrifikationen. Möjligheten till förfällning finns dock kvar. I nuläget sker simultanfällning med järnsalt i den nya delen.

Flödet från förbehandlingen fördelas till det biologiska reningssteget med ungefär 67 % till nya delen och 33 % till den gamla delen. Flödesfördelningen utreds nu mer noggrant av Käppalaverket. Den maximala hydrauliska belastningen på biosteget är enligt principförslaget 5 m³/s. Däremot har flöden upp till 5,5 m³/s tagits in i biologin, dock enbart vid låga slamhalter. Det har dock inte varit möjligt att utvärdera den maximala flödesgränsen för biologin då bräddning sker vid högre flöden redan vid grovreningen. Slamvolymindex, SVI, för slammet i den gamla delen är ca 300 ml/g och för den nya delen 100-150 ml/g.

Sandfiltret blir överbelastat vid höga flöden då förbiledning sker från förbehandlingen direkt på filtren. Erfarenheter från anläggningar med samma förbiledningsmodell visar att detta inte är något unikt problem för Käppalaverket.

5 Relevanta processerfarenheter från anläggningar med jämförbara villkor

Principiellt finns idag ett mycket stort antal delprocesser och processvarianter som kan vara relevanta alternativ för en utbyggnad av Käppalaverket. Det är i sammanhanget viktigt att begränsa denna diskussion till sådana processer som är kommersiellt utprovade och i fullskaledrift. Vi har således valt att inte i detalj diskutera kemisk fällning med magnesiumsalt, för att utvinna struvit, även om denna modell är ytterst intressant. För att åstadkomma ett framgångsrikt tekniskt resultat krävs med dagens kunskande relativt stora ingrepp i processen. Detta har framför allt sin grund i att inkommande vatten saknar fosfor i alltför stor utsträckning för att erhålla ett tillräckligt fördelaktigt stökiometriskt förhållande mellan magnesium, kväve och fosfor kunna utnyttja en magnesiumfällning fullt ut. Däremot kan en tillämpning av fällning med magnesiumsalter vara möjligt på ett delflöde i processen.

Fortsättningsvis diskuteras beprövade delprocesser som principiellt kan delas in i två kategorier, som i och för sig kan ses som mer eller mindre renodlade, eller som kombinerar flera egenskaper. Det skall samtidigt betonas att de valda delprocesserna samtidigt skall ha en inbyggd "potential" att nyttja befintliga volymer i Käppalaverket på ett väsentligt mer effektivt sätt än vad som behövs idag.

1. Processer som ger en väsentligt bättre separation av slam;
2. Processer som ger förbättrade möjligheter att driva den biologiska reningen med större organisk belastning och utökad närsaltreduktion;

5.1 Processer som ger förbättrad separationskapacitet

I princip finns två relevanta modeller för en förbättrad separation i detta sammanhang. Förutsättningen är att dessa skall vara "volymnåla", och därmed ge möjligheter att nyttja befintliga volymer:

1. Olika modeller av lamellsedimentering;
2. Olika modeller av filterteknik

Lamellsedimentering

Lamellsedimentering utgör en del av två konkurrerande system, som bägge bygger på en mycket volymeffektiv slamseparation. Dessa använder bägge tillsatser av såväl sand som fällningskemikalie och polymer för att säkerställa höga separationsnivåer. Modellerna presenteras närmare i kapitel 6, eftersom de kan vara intressanta för den framtida kapacitetsökningen av Käppala.

Ett alternativ till dessa mer specialiserade separationssystem är det intressant att överväga en installation av lameller i befintliga försedimenteringsbassänger. Detta alternativ kan anpassas på ett flertals sätt till en framtida kapacitetsökning. En närmare presentation av denna möjlighet återfinns i kapitel 6.

Filtreringstekniker

Käppalaverket har redan idag ett välfungerande sandfiltersteg. Detta används som ett kombinerat fällningssteg och poleringssteg. Detta har hittills uppfyllt de ställda kraven på utgående vatten. Samtidigt har det varit möjligt att i full skala undersöka andra driftssätt, framförallt att fastställa begränsningarna med hänsyn till slamflykt från eftersedimenteringsbassängerna, men också för att undersöka en bräddvattenhantering. Den senare modellen har visat sig ge avsevärda driftsstörningar på filtren, se ovan.

En annan filterteknik som kommit till omfattande användning under senare år är olika membran. Tekniken är inte ny men har under de senaste tio åren fått en snabbt ökande applikation som så kallade biomembran. Internationellt används uttrycket MBR (Membrane Bio Reactor). Begreppet är i viss mån missvisande, eftersom det handlar om en mycket effektiv separationsteknik, och inte en reaktorteknik. Icke förty är tekniken mycket intressant, eftersom den kan ersätta såväl en eftersedimentering som ett konventionellt filtersteg. Membrantechniken är i Käppalas fall intressant, eftersom den kan användas på flera sätt och anpassas successivt efter ökande krav. En applikation med biomembran diskuteras i kapitel 6.

5.2 Processer som ökar det biologiska reningsstegets kapacitet

I detta avsnitt begränsas betraktelsen till delprocesser som kan öka den aktiva slammängden i systemet. Detta kan bli nödvändigt av två skäl:

1. En ökad framtida belastning;
2. Att bidra till en god reduktion av läkemedelsrester;

Ökad kapacitet med hänsyn till en framtida belastning

Käppalaverket har idag goda och stabila reningsresultat, och de hittillsvarande driftserfarenheterna pekar snarare på begränsningar i slamseparation, snarare än i reaktorkapacitet. Samtidigt drivs anläggningen med en förhållandevis låg slamhalt i bioreaktorerna (ca 2 kg SS/m³), och med troligen måttliga slamseparationsegenskaper.

Det finns skäl att dels höja slamhalten, dels finna vägar att upprätthålla bättre sedimenteringsegenskaper i slammet. Flera möjligheter står till buds. I detta sammanhang begränsar vi framställningen till två möjligheter, som antingen var för sig eller i kombination kan höja anläggningens kapacitet:

- a. En sidoströmsbehandling av returslammet;
- b. En förbättring av slammets sedimenteringsegenskaper genom vakuumbehandling;

Sidoströmsbehandling

Erfarenheterna med sidoströmsbehandling av slam är intressanta av flera skäl. Tekniken har tidigare med framgång testats vid Käppalaverket, se kapitel 4.3 (Krausprocess). Genom att införa reaktivering av returslammet ges möjligheten att utöka den biologiska kapaciteten i befintliga volymer. Eftersom befintliga reaktorvolymer är väl tilltagna kan flera kombinationsmöjligheter inrymmas. En sådan kan vara en kombination med sidströmhydrolys av returslammet. En sådan process har utvecklats i Danmark och kallas SSH-process (SidoStrömsHydrolys). Denna kan ge en förbättrad kapacitet att driva biologisk fosforreduktion vid anläggning. Goda resultat från reningsanläggningar i Danmark har visat, att man genom att använda returslamluftning och SSH-process kan den hydrauliska kapaciteten ökas med 33 % samtidigt som den biologiska kapaciteten ökat med 40 % referens (9)

En ytterligare möjlighet vid separatbehandling av returslam (Krausprocess) medger att rejektvatten från avvattningen av rötslam tillsätts som ammoniumkälla för nitrifierare. Rejektvatten kan även

tillsättas SSH-reaktorerna för att stabilisera pH-värdet vid returslamhydrolys.

Att kombinera dessa två driftsmodeller ger möjlighet väsentligt öka befintliga anläggningens kapacitet. Det är i sammanhanget viktigt att understryka, att den installerade blåsmaskinkapaciteten är väl tillräcklig för dessa processvarianter. Samtidigt bör installerad luftningskapacitet ses över (antalet luftningselement).

Vakuumbehandling av det aktiva slammet

En utomordentligt intressant teknik har utvecklats de senaste 15 åren för att effektivisera såväl bioreaktorerna som slamegenskaperna i ett aktivt slamsystem. Tekniken bygger på att hela slamströmmen från bioreaktorerna in till sedimenteringen utsätts för vakuum. Idag finns minst 40-talet anläggningar i drift på tre kontinenter. Den bakomliggande grundprincipen är Henry's lag som beskriver gasers löslighet i vatten som funktion av rådande tryck. Vid vakuum är lösligheten för olika gaser mycket låg, varför en separation av gas från slammet sker då detta utsätts för vakuum. En andra viktig effekt av vakuumfasen är att slammet slås sönder, för att sedan återflockas då det återförs till atmosfärstryck. Figur 5-1 visar det principiella utförandet för systemet.

Ett antal tydliga effekter av denna teknik kan sammanfattas enligt följande.

- Avgasningen av slammet gör att såväl koldioxid, lustgas som kvävgas separeras från vatten/slamfasen;
- Därmed elimineras risken för flotation av slam i den efterföljande sedimenteringen;
- Slammets flockningsegenskaper förbättras avsevärt, och därmed slammets sedimenteringsegenskaper. En bedömning av slamvolymindex pekar på värden om < 100 ml/g.
- Slamhalten i bioreaktorerna kan därmed höjas avsevärt. Fullskaleerfarenheter från bland annat anläggningar i Polen, Kina och Kanada visar, att slamhalten kan höjas från 3 till 6 – 9 kg SS/m³.
- Den marginella energiförbrukningen anges till 0,02 – 0,03 kW/m³ avloppsvatten.

Konstruktionen är mycket enkel med ett avgasningstorn mellan luftningsbassängen och eftersedimenteringen. Avgasningen sker i huvudsak i tre faser genom tornet, se även Figur 5-1.

1. Fas 1:

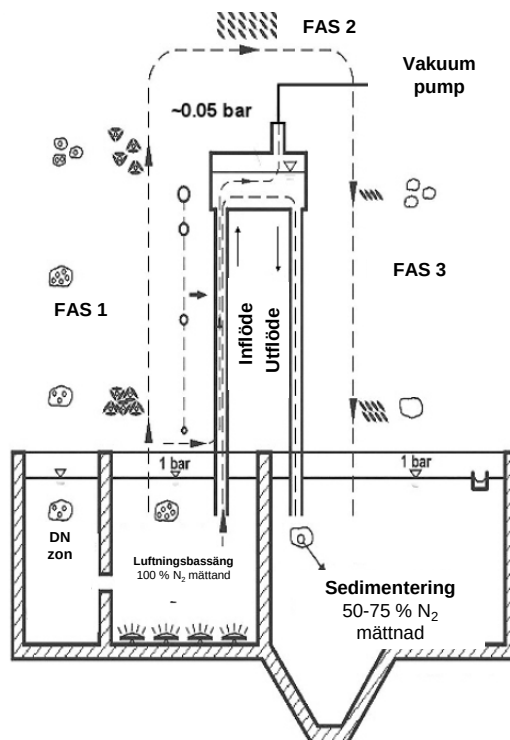
- a. Uppehållstid 4-7 sekunder
- b. Snabbt tryckfall till ca 0,05 bar.
- c. Mikrobubblor i slamflockarna sväller 20-25 gånger.
- d. Partiell sönderslagning av slamflockarna.

2. Fas 2:

- a. Uppehållstid 6-9 sekunder.
- b. Omblandning under lågttryck samt evakuering av gas.
- c. Kvävgas och andra gaser ventileras från slamflocken
- d. Sönderslagning av slamflocken.

3. Fas 3:

- a. Uppehållstid 5-8 sekunder
- b. Snabb tryckökning till atmosfärstryck
- c. Sönderslagna slamflockar flockas samman.



Figur 5-1: Principiell utformning av avgasningssystem för aktivt slam

5.2.1 Processer för reduktion av svårnedbrytbara organiska föreningar

När hänsyn ska tas till avskiljning svårnedbrytbara ämnen, exempelvis läkemedelsrester, kommer förutsättningarna för processutformningen att ändras dramatiskt. För att processteget för läkemedelsrester ska få plats i befintlig anläggning måste befintliga reningssteg nogt analyseras, och volymer i befintlig anläggning måste frigöras.

Frågan om reduktion av läkemedelsrester i avloppsvatten är inte alldeles enkel att hantera – särskilt om kravet ställs mer oprecist som en reduktion om > 90 %. Idag pågår forskning på flera ställen i världen, och inte minst vid försöksanläggningen vid Sjöstadverket i Stockholm. En sammanfattning av den hittillsvarande kunskapsnivån i sammanhanget kan se följande:

1. Definition av vilka läkemedelsrester som reduceras och till vilken grad;

2. Tillgängliga tekniska lösningar vid olika ambitionsnivå;

3. Tekniska komplikationer eller försvårande omständigheter

Att rena allt inkommande avloppsvatten till 90 % med avseende på läkemedelsrester kan anses som en ytterst svår och sannolikt kostnadskrävande uppgift. Tills vidare förutsätter vi att en reduktion av läkemedelsrester sker till 80 – 90 % och att detta begränsas till att gälla dimensionerande flöde.

De processer som visat sig ge bäst reduktion av läkemedelsrester vid pilotförsök är oxidationsprocesser inbegripande ozon och UV/Väteperoxid samt adsorption där ozon i kombination med en adsorptionsprocess, exempelvis aktivt kol, har visat sig ge bäst effekt. Däremot finns flera återstående frågor att besvara inom detta område och förekomsten och effekten av restprodukter i samband med starka oxidationsprocesser är ännu inte tillräckligt väldokumenterad för att ge någon vägledning hur området ska utvecklas framöver.

6 Analys av belastningsfall och utbyggnadsbehov

6.1 Principiella överväganden

Käppala avloppsreningsverk kan analyseras med utgångspunkt från ett begränsat antal kriterier inom ramen för det givna uppdraget. Dessa kriterier presenteras och diskuteras i det följande.

- En första huvudprincip för anläggningens utveckling är om det finns väl grundade skäl att göra en etappindelning av en utbyggnad. Denna fråga är från "miljöhistoriska" skäl likaväl som mer principiella utvecklingstekniska synpunkter viktig att ställa.
- En andra huvudprincip är att klarlägga och kvantifiera vilka flaskhalsar och "överkapaciteter" den nuvarande anläggningen har, dels i dagsläget, dels i ljuset av de givna utbyggnadsbehoven.
- En tredje huvudprincip är att sträva efter en så enkel och överskådlig process som möjligt, utan att en risk för negativa "interaktioner" mellan olika reningsprocesser skapas.

6.1.1 Frågan om etappindelning

Med utgångspunkt från den moderna vattenvården i Sverige kan vi med god erfarenhet konstatera, att reningsanläggningarna byggts ut i 20 års cykler. Under mellankrigstiden byggdes ett antal anläggningar med mekanisk rening, exempelvis Åkeshovs reningsverk i Bromma. Vissa av de större anläggningarna byggdes till och med under andra världskriget, som Henriksdals avloppsreningsverk. Den första etappen där bestod av förbehandling och en försedimentering.

Under 1950-talet kom biologisk rening att bli ett uppenbart behov. Denna utbyggnadsetapp varade fram till slutet av 1960-talet då fosforreduktion blev ett tvingande krav. Detta krav kom att initiera den förmodligen största satsningen i modern tid på kommunal avloppsvattenrening i Sverige.

De beramade algbloomingarna på västkusten under mitten av 1980-talet kom att initiera den omfattande kväveutbyggnaden. Denna kom till stor del att dominera 1990-talets utveckling av den svenska reningstekniken.

Med detta korta historiska perspektiv kan det finnas goda skäl för att se nästa utbyggnadsetapp av Käppala avloppsreningsverk i ett 20 års perspektiv.

En berättigad fråga är i detta sammanhang om hur anslutningen till Käppala kommer att utvecklas fram till år 2030. Tills vidare ser vi det som en ytterst klok åtgärd att studera två olika anslutningsnivåer. Dessa bör ses som möjliga etappindelningar av anläggningens framtida kapacitet och utformning.

6.1.2 Frågan om flaskhalsar

En viktig aspekt i utvecklingen av Käppala verket är att ha ett konsekvent syn på vilka delar av anläggningen som berörs av en ökad belastning samt då reningskraven skärps. Att klarlägga omfattningen av tänkbara och lämpliga åtgärder i detta stycke är en av utredningens huvuduppgifter. För att få en klar bild av situationen måste belastningen in till verket för de olika fallen klargöras. På så sätt blir det möjligt att ytterligare analysera flaskhalsarna i anläggningen och möjligheter till att använda befintlig anläggning optimalt.

Tre principiellt viktiga "flaskhalsar" måste identifieras vid Käppala avloppsreningsverk. Två av dessa finns redovisade mer eller mindre uttalat i den hittillsvarande presentationen av anläggningen:

- Hydrauliska flaskhalsar;
- Processtekniska flaskhalsar.

Den tredje typen av flaskhals skall formellt inte beröras av utredningen, men bör ändå hållas levande:

- Flaskhalsar relaterade till anläggningens kapacitet med hänsyn till slambehandlingsens olika delar

Av de två första typerna av flaskhalsar kan det med fog konstateras, att de hydrauliska begränsningarna är påtagliga i vissa stycken och måste hanteras med omsorg. Detta gäller förbehandlingsens silstation,

vars kapacitet begränsas av – i egentlig mening – av såväl processmässiga som hydrauliska skäl. En framtida fördjupad studie av såväl hydrauliken i anslutning till inloppet som hur transporten och hanteringen av rens skall utformas måste ske. I detta skede kan det endast konstateras att en förstärkning av kapaciteten är nödvändig.

Samtidigt kan en uppgradering av silgallren bli nödvändig, åtminstone i det fall så kallad MBR-teknik kommer till användning i det biologiska steget, se närmare diskussion nedan. Klara erfarenheter från åtskilliga MBR-anläggningar pekar på en väsentligt förbättrad avskiljning av fasta partiklar. Således förses idag många anläggningar med silgaller som har 2 mm spaltvidd, snarare än 3 – 6 mm.

Sandfången har tidigare varit en hydraulisk flaskhals men denna har åtgärdats, så att de nuvarande förhärskande flödena kan hanteras. Ett framtida ökat behandlingsbehov kan sannolikt mötas genom att ett eller fler av de nu avställda sandfången åter tas i drift. Denna fråga diskuteras närmare i följande avsnitt.

Försedimenteringsbassängerna har från processteknisk synpunkt en rimlig kapacitet. Vid flöden motsvarande en ytbelastning som överstiger ca 2,25 m/h uppstår en slamflykt som i olika grad påverkar efterföljande behandlingssteg.

Den biologiska reningen drivs idag med en slamhalt om 2 kg SS/m³. Vid en ökning upp till 3,6 kg SS/m³ har det konstateras att en relativt okontrollerad slamflykt uppstår från eftersedimenteringen till filteranläggningen. Å andra sidan har ingen allvarlig kapacitetsbegränsning av reningskapaciteten kunnat avläsas vid flöden upp till ca 5,5 m³/s. Däremot syns slammets sedimenteringsegenskaper vid nuvarande driftssätt inte vara goda. Indikationer på höga slamvolymindex finns enligt Käppalaverkets processpersonal. Detta förhållande uppges framför allt gälla den äldre delen.

Den totala biologiska reaktorvolymen om ca 150 000 m³ är en mycket god "kapacitetsresurs" inför de aktuella belastningsökningarna och skärpta reningskraven. Den tillgängliga blåsmaskinkapaciteten är idag långt ifrån utnyttjad. Snarare kan det ses som att kapaciteten skulle kompletteras för flera driftsfall som svarar mot lägre belastningar.

Mellansedimenteringsbassängernas processtekniska kapacitet bör ses i relation till slambelastning och slamkvalitet. Nuvarande

indikationer om en okontrollerad slamflykt vid ca 3,6 kg SS/m³ tyder på att dessa sedimenteringar i huvudsak kan anses processtekniskt begränsad snarare än hydrauliskt begränsade.

Det nuvarande slutpoleringssteget, sandfiltren drivs idag med en kontrollerad "polerande" fällning av fosforhalten. Driften har enligt processpersonalen varit stabil och säker, så länge inte bräddvatten belastar filtren. Den nuvarande begränsningen kan således ses som i första hand en processteknisk begränsning, snarare än en hydraulisk. Denna bild kan dock komma att kompliceras i framtiden, då väsentligt större flöden skall behandlas.

6.2 Analys av framtida belastningssituationer

Käppalaverkets läge i bergum, och med begränsade möjligheter till ytterligare utsprängningar till en rimlig kostnad är en viktig omständighet då anläggningen analyseras. Enligt vår bestämda uppfattning måste målet med en fortsatt utveckling vara att få ut så mycket som möjligt av befintlig anläggning och ändå ha marginal att säkerställa tillräckligt bra utgående värden från verket även vid planerade och oplanerade driftstörningar. Organiskbelastning för de två huvudfallen framgår av Figur 7-1.

Tabell 6-1: Framtida belastningar in till Käppala avloppsreningsverk, 700 000 p och 900 000 pe.

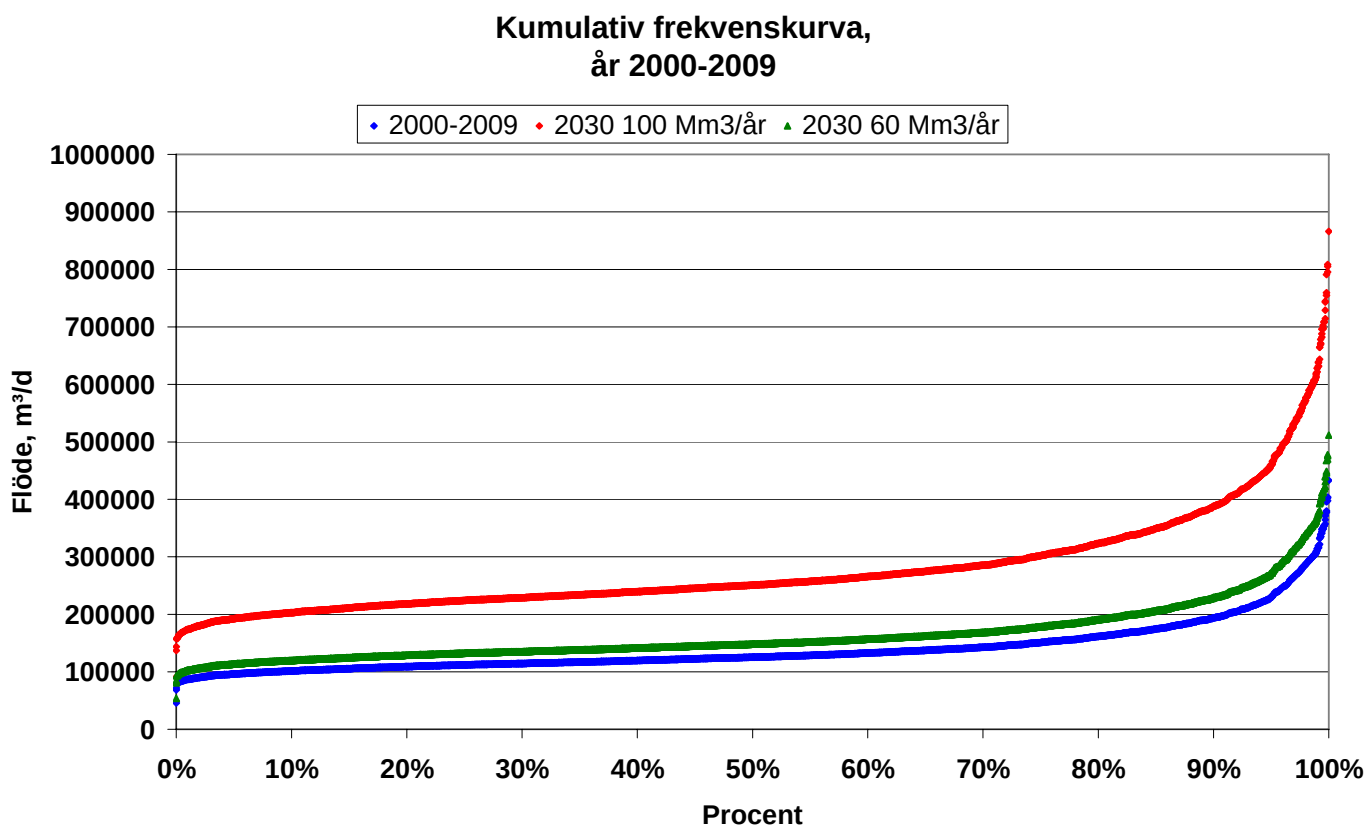
Parameter		700 000 pe	900 000 pe
Specifik Belastning			
BOD7	g/pe,d	70	70
Tot-N	g/pe,d	12	12
Tot-P	g/pe,d	1,5	1,5
Beräknad belastning			
COD	kg/d	102900	132300
BOD ₇	kg/d	49000	63000
Total-N	kg/d	8400	10800
NH ₄ -N	kg/d	6720	8640
Total-P	kg/d	1050	1350
PO ₄ -P	kg/d	525	675
SS	kg/d	49000	63000

6.3 Flödesanalys inkommande flöde till Käppalaverket

En ytterst väsentlig del av en flödesanalys är att studera historiska flödesdata vid avloppsreningsanläggningar. Vi har därför tagit fram en frekvenskurva för inkommande flöde år 2000-2009, se Figur 6-1 och Tabell 6-2. Dessa har tagits fram med hjälp av data från Käppala. Analysen visar följande:

- att för perioden år 2000-2009 60 % av är dygnsmedelflödet 1,75 m³/s;
- 80 % percentilen motsvarar 2,25 m³/s för ett årligt flöde på 56,5 miljoner m³;

Slutsats: Dimensionerande kapacitet enligt principförslaget (1989) är ej uppnådd.



Figur 6-1: Frekvenskurvor för år 2008 samt 2030 med 60 och 100 Mm³ årsflöde.

Tabell 6-2: Sammanställning av frekvensanalys av flödet, beräknade värden, dygnsflöde och momentanflöde

Period		2000-2009	2030, 60 Mm ³ /år	2030, 100 Mm ³ /år
Procentrang, %	Enhet	Dygnsflöde, m ³ /d	Dygnsflöde, m ³ /d	Dygnsflöde, m ³ /d
60	m ³ /d	133 000	157 000	266 000
	m³/s	1,54	1,82	3,08
80	m ³ /d	162 000	191 000	327 000
	m³/s	1,88	2,21	3,78
95	m ³ /d	230 000	272 000	462 000
	m³/s	2,66	3,15	5,35
99	m ³ /d	311 000	367 000	622 000
	m³/s	3,60	4,25	7,20

Under antagande att en påkoppling av ytterligare vatten kommer att medföra samma flödesfördelning som för 2008 har frekvenskurvan för fallet år 2030, med ett årsflöde på 60 000 000 m³/år upprättats. Denna analys resulterar i följande bedömningar:

- Ett Q_{dim} om 2,2 m³/s som gäller vid 60 % percentilen;
- Samma graf indikerar ett flöde på 3,8 m³/s för 80 % percentilen;
- Det maximala flödet blir 5,1 m³, vilket inträffar ytterst sällan, se Figur 6-1.

Motsvarande förhållanden för fallet med ett årligt flöde på 100 000 000 m³/år resulterar i följande:

- Ett Q_{dim} om 3,7 m³/s som gäller vid 60 %:s precentilen;
- Ett flöde om 4,25 m³/s motsvarar 80 %:s precentilen;
- Det maximala flödet blir 8,7 m³/s.

Resonemanget ovan ger en fingervisning om den mängd vatten som måste behandlas och frekvensfördelningen gör det möjligt att ansätta vilket vatten som ska behandlas till vilken grad denna behandling skall ske.

Resonemanget ovan ger en fingervisning om den mängd vatten som måste behandlas och frekvensfördelningen gör det möjligt att ansätta vilket vatten som ska behandlas till vilken grad.

Baserat på detta resonemang har följande ansats tagits fram för flödesfördelningen över anläggningen, se Tabell 6-3.

Tabell 6-3: Dimensionerande flöden för 60 Mm³/år samt 100 Mm³/år.

Parameter	Enhet	Processfall 1,2	Processfall 3,4
Antal anslutna	pe	700 000	900 000
Q _{medel}	m ³ /år	60 000 000	100 000 000
Q _{medel}	m ³ /d	164 000	274 000
Q _{dim}	m ³ /s	2,3	3,8
Q _{max, galler}	m ³ /s	6	9
Q _{max, förbehandling}	m ³ /s	6	9
Q _{max, bräddvattenrening}	m ³ /s	0-1	3-4
Q _{max, biologiskbehandling}	m ³ /s	5-6	5-6

Ur tabellen ovan kan urskiljas att dimensionerande flöden för utvecklingen av Käppala verket inte skiljer sig med avseende på belastande flöden den biologiska reningen, motsvarande 5-6 m³/s. Förbehandlingen, med avseende på ytor och uppehållstider, kan teoretisk beräknas klara av en belastning på upp till 9 m³/s. Uppenbarligen uppstår mer eller mindre uttalade störningar i processen nedströms försedimenteringen idag redan vid väsentligt lägre flöden. Det kommer därför att bli ändamålsenligt att förstärka även denna processdel i samband med en uppgradering av anläggningen. Möjligheten att rent hydrauliskt ta in ett sådant flöde in i förbehandlingen måste dock ifrågasättas. En strategi om vad som ska göras med det vatten som inte kan behandlas över förbehandling och biologi, bräddvattnet, måste utarbetas.

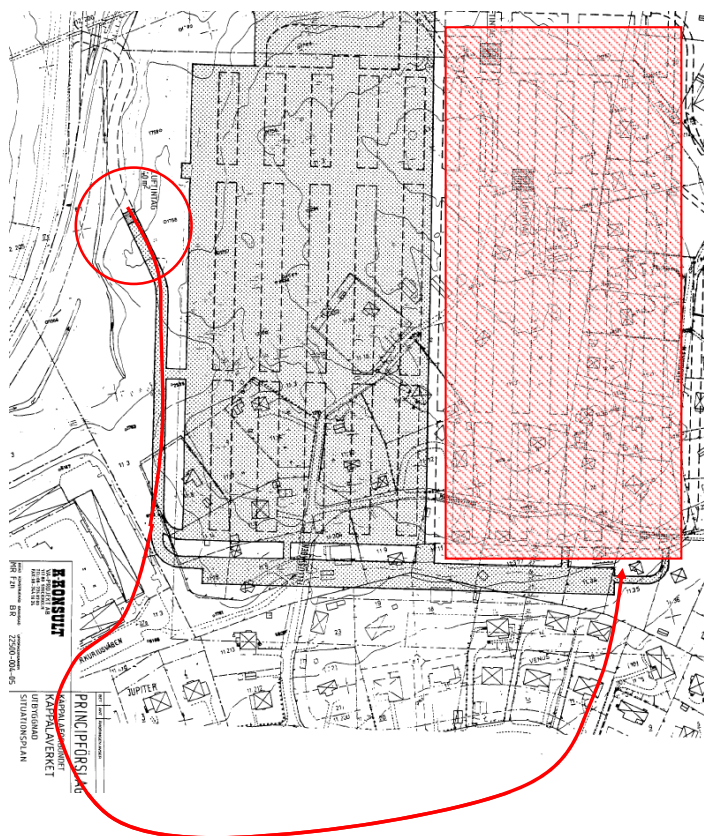
Det finns olika principer och kända metoder för att hantera och behandla bräddvatten. Kostnadsintensiva lösningar för bräddvatten rening som står stilla större delen av tiden är sett från nyckeltal, till exempel kr/kg fosfor reducerat, rimligen direkt avskräckande, men samtidigt måste alla goda exempel och alternativ vägas in och på så sätt ställas mot varandra i varje given situation.

7 Möjliga processtekniska lösningar

7.1 Expansionsmöjligheter i befintlig anläggning

En av förutsättningarna angivna i projektet vara att de delarna förlagda i bergrum inte kan expanderas uppåt och mot någon av sidorna. Detta innebär att den enda möjligheten som finns till expansion nere i berget är neråt.

Sweco har genom platsbesök vid Käppala verket styrkts i uppfattningen att en expansion nedåt i berget är fullt möjligt. Med åtgärder vid ytan samt i transporttunneln ner i berget kan befintligt påstick användas för att gå djupare ner i berget och nå en position under befintlig anläggning, se Figur 7-1.

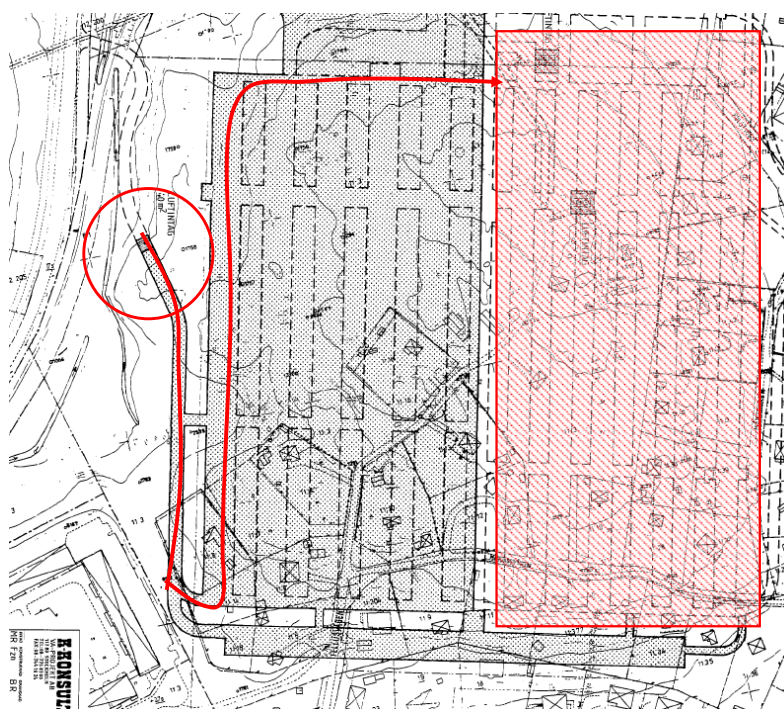


Figur 7-1: Befintlig påstick och schematisk väg ner under befintlig anläggning.

Tänkbara åtgärder genom att gå under befintlig anläggning kan vara bland annat att fördjupa luftningsbassängerna i den gamla delen och dels att spränga ut nya skepp.

Den kritiska delen i denna process är huruvida befintlig öppning ner i berget kan användas eller om en ny måste sprängas upp. Att spränga upp ett nytt påstick är en komplicerad och kostsam procedur och föregås av ett komplicerat tillståndsärende. Genom att använda befintligt påstick förenklas hanteringen avsevärt och tillståndet för en temporär transporttunnel via det befintliga påsticket ner till det undre planet är lättare att åstadkomma.

En ytterligare möjlighet att gå djupare i berget är att använda en befintlig bassäng som transporttunnel. Detta skulle kunna innebära att en bassänglängd i den nya anläggningen tas ur drift och där ur sprängs en ny nedgång till det undre planet, se Figur 7-2.



Figur 7-2: Schematisk skiss nedgång via befintlig bassäng.

7.2 Överväganden processalternativ

Tanken är att använda så mycket som möjligt av befintlig anläggning genom att optimera processen samt att använda ny och befintlig teknik för att utnyttja de befintliga volymerna optimalt.

Som konstaterats ovan, i avsnitt 7.1, finns möjligheten att expandera verket neråt i berget, dvs. skjuta nya skepp under befintlig anläggning. Detta resonemang har även förts fram vid tidigare

överbäganden om att utöka Käppalaverket, men har förkastats på grund av praktiska och ekonomiska skäl.

I nuläget är frågeställningen den samma men situationen är något förändrad. Det finns ingen möjlighet att expandera verket åt sidorna, utan enda möjligheten är neråt. Återigen innebär detta en stor investeringskostnad, trots att befintliga påstick kan användas, och samtidigt är det inte helt optimalt ur en praktisk synvinkel – renat vatten måste pumpas upp till befintlig utloppskanal för att överhuvudtaget kunna lämna anläggningen. Dessutom har teknikutvecklingen gällande, exempelvis membranteknik för separation, givit möjligheter för att utöka kapaciteten på avloppsreningsverk som för tio år sedan var i stort sett otänkbart utan att expandera anläggningen med nya volymer.

Ur dessa resonemang har fokus i detta arbete varit att hitta fungerande lösningar inom befintlig anläggning för att på ett säkert sätt nå de ställda utsläppskraven.

7.3 Dimensionerande flöde och belastning

Ur given information och ur flödesanalysen ovan kan följande tabell framställas, se Tabell 7-1. Denna redovisar framtida dimensionerande belastningar och flöden för två olika belastningsfall, 700 000 respektive 900 000 pe.

Tabell 7-1: Belastningsfall för 700 000 resp. 900 000 pe

Parameter	Processfall	Processfall	
Antal anslutna	700 000	900 000	pe
Summa flöde	60 000 000	100 000 000	m ³ /år
Q medel	164384	273973	m ³ /d
Qdim	8 219	13 699	m ³ /h
Qdim	2,3	3,8	m ³ /s
Qmax	6	9	m ³ /s
Qmax	21 600	32 400	m ³ /h
Qmax, förbeh	6,0	6,0	m ³ /s
Qmax, bio	5,0-6,0	5,0-6,0	m ³ /s
Qbrädd	0-1,0	3,0-4,0	m ³ /s
Specifik Belastning			
BOD ₇	70	70	g/pe/d
Tot-N	12	12	g/pe/d
Tot-P	1,5	1,5	g/pe/d
Beräknad belastning in till ARV			
COD	102900	132300	kg/d
BOD ₇	49000	63000	kg/d
Total-N	8400	10800	kg/d
NH ₄ -N	6720	8640	kg/d
Total-P	1050	1350	kg/d
PO ₄ -P	525	675	kg/d
SS	49000	63000	kg/d

7.4 Möjliga processlösningar

Det finns många möjliga processlösningar tillämpbara vid Käppalaverket. Fokus för arbetet har, som nämnts ovan, varit att använda befintlig anläggning i så stor utsträckning som möjligt, genvägen att spränga nya skepp under befintlig anläggning har förkastats, dels då nyteknik har efterfrågats och dels för att den lösningen känns opraktisk och inte särskilt intressant för detta idéförslag. I det följande ges en kortfattad sammanställning av möjliga processalternativ med kommentarer. Det skall observeras, att endast

ett fåtal av de möjliga modellerna ses som slutligen intressanta. Samtidigt finns utomordentliga möjligheter att kombinera olika delprocesser på så sätt att de uppställda kraven kan innehållas med goda säkerhetsmarginaler.

7.4.1 Vattenbehandlingen

Beroende på vilket processfall som studeras kommer olika processtekniska förstärkningsåtgärder att krävas. I det följande redovisas åtta olika alternativ med kommentarer för varje.

1. "Nollalternativ" - dvs. behåller nuvarande processlösningar

Kommentar: I den grad det är möjligt behålls nuvarande processlösning, dvs. gamla blocket fortsätter med biologisk fosforreduktion, nya blocket med fördenitrifikation med simultanfällning. Ingen ytterligare åtgärd vidtas på eftersedimenteringsbassänger och sandfilter.

2. Förfällning med järnsalt, möjligt i kombination med slamhydrolys

Kommentar: Förfällning introduceras till processen. Detta medför minskad organisk belastning på den biologiska reningen vilket ger ökade möjligheter. Dock finns det alltid risk för att en brist på kolkälla till biosteget uppstår: Detta är känsligt för både för en god biologisk fosforreduktion och en tillräcklig denitrifikation. Kolkälla kan dock produceras via olika hydrolysisprocesser internt på avloppsreningsverket. Goda referenser finns där förfällning har kombinerats med primärsamhydrolys och biologiskfosforreduktion.

3. Magnesiumfällning

Kommentar: Fällning med magnesium salter kan komma att spela en stor roll för återföring av näringsämnen från avloppsvatten. Genom att fälla med magnesium ammonium fosfat kan kväve och fosfor fällas ut och extraheras ur processen som ett fast material. Vissa stökiometriska krav på vattnet måste vara uppfyllda för att denna process ska fungera optimalt och recirkulation av avloppsvatten i högre grad kan vara aktuellt. I nuläget utförs försök med magnesiumfällning och många frågor måste besvaras innan processen är tillämpbar i större skala.

4. *Avgasning av aktivtslam*

Kommentar: Via en relativt nyutvecklad, systemet har varit i drift i 16 år, men ändå välbeprövad metod kan det aktiva slammet avgasas innan det når eftersedimenteringsbassängerna. Detta medför möjlighet till en väsentligt ökad slamhalt i biosteget och förbättrade sedimenteringsegenskaper för slammet vilket i sin tur medger en ökad belastning på den biologiska reningen. Eftersedimenteringsbassängerna kan dessutom utnyttjas på ett annat sätt än vid konventionella anläggningar genom att en ökad slamytbelastning är möjlig.

5. *Biologisk fosforreduktion med sidosrömshydrolys av returslam*

Kommentar: Hydrolys av returslam i en sidosröm i en så kallad SSH-reaktor medför ökad stabilitet för en biologisk fosforreduktion. En sidosrömsreaktor som inte påverkas av inkommande avloppsvattenflöden ger fördelar vid höga flöden. Producerad och inte utnyttjad VFA (lättlösliga fettsyror, engelska: Volatile Fatty Acids) kan sedan tillgodogöras i kväverenningsprocessen. Det finns också möjlighet att tillsätta rejektvatten från slambehandlingen i SSH-reaktorn och hydrolys av primärslam är även det en möjlighet i detta fall.

6. *Modifierad Kraus-process*

Kommentar: Käppala har goda erfarenheter av slamreaktivering i en separat luftningsbassäng från försök utförda under 1980- och 1990-talet, modellen kallas ofta Kraus-process och härstammar från en utveckling av aktivtslamprocessen under 1940-talet. Reaktiveringen av returslammet behöver inte ske i en kontinuerlig process. Det finns intressanta möjligheter att integrera en intermittert drift av en slamreaktiveringsprocess. Erfarenheter från hur en SBR-process drivs kan nyttjas i detta sammanhang. Framförallt medför en intermittert drift fördelar med hänsyn till simultan nitrifikation/denitrifikation. En slamreaktivering ger också klara fördelar i att risken för ursköljning av nitrifierande bakterier minskar.

7. *Membranseparering av aktivtslam*

Kommentar: En metod som blivit mer och mer använd, är membranseparation, eller också känt som MBR-process. Detta innebär kortfattat att separationssteget som traditionellt utgörs

av eftersedimenteringsbassänger och sandfilter ersätts av en membranbarriär som medger en mycket hög kvalitet på utgående vatten. Denna teknik är inte minst intressant i relation till de frågeställningar som ställts i detta uppdrag.

En utomordentligt intressant modifikation i detta fall är att nyttja membraner efter en hårdare belastad mellansedimentering. Membransteget kan då belastas väsentligt hårdare i jämförelse med den traditionella modellen. Ett sådant membransteg kan således fylla två olika funktioner:

- a. Att komplettera avskiljningen av aktivt slam efter en eftersedimentering, varigenom membransteget blir en sista barriär mot recipienten;
- b. Att ersätta några av sandfiltren – eller att utöka filterkapaciteten vid anläggningen.

8. *MBBR (Moving Bed Bio Reactor) för biologisk kvävereduktion*

Kommentar: MBBR, eller rörligt bärmaterial, kan användas i ett befintligt verk för att utöka kapaciteten. Anläggningen anpassas då efter en biologisk reningsprocess som bygger på biofilm på ett bärmaterial stor specifik yta. Kapaciteten kan då öka med fyllnadsgraden av bärmaterial. Vanligen är en MBBR-anläggning förhållandevis dyr i drift, eftersom den nödvändiga el-energitillsatsen är väsentligt högre än i en aktivt slamprocess med motsvarande prestanda.

Olika hybridprocesser har på senare år redovisats som komplimentering till en aktivt slamprocess. Dessa innebär att ett bärmaterial tillsätts en eller flera zoner i aktivt slamprocessen och bidrar därmed med en ökad biomassa. Detta har visat sig effektivt främst genom möjligheten till korta hydrauliska uppehållstider och låga slamåldrar.

7.4.2 Behandling av läkemedelsrester

Som nämnt ovan är området kring rening av läkemedelsrester fortfarande på forskningsstadiet. Däremot finns tillförlitliga resultat med avseende på reningseffekt med olika metoder. Det är mer än sannolikt att en kombination av olika metoder kommer att nyttjas i framtiden. En relativt framgångsrik modell är aktivt slamprocesser med väsentligt förhöjda slamåldrar – jämfört med hittills vanliga

applikationer. En ytterligare behandling bestående av oxidation med ozon och/eller adsorption med aktivt kol är de metoder som visat sig mest lämpade.

7.4.3 Bräddvattenrening

Enligt de resonemang som förts i texten ovan kan en bräddvattenrening komma att vara aktuell. En viktig fråga är vilken strategi som ska användas för att rena bräddvattnet. Nedan presenteras två metoder som kommit upp i liknande sammanhang.

1. Flockning på bärarmaterial med lamellsedimentering

Kommentar: Modellen bygger på tillsats av fällningskemikalie och polymer, flockning på bärarmaterial, vanligen välgraderad sand, med separation i lamellsedimentering. Tillsatsen av bärarmaterial medverkar till att flocken sedimenterar snabbt. Det är ett yteffektivt system som snabbt kan startas upp i samband med bräddningar.

2. Direktfällning med polymer och fällningskemikalie på lamellsedimentering

Kommentar: Denna modell är snarlik ovanstående, men har fördelen att kunna integreras i befintliga försedimenteringsbassänger. I detta fall används inte ett bärarmaterial, utan endast fällningskemikalie och polymer. Dessa tillsätts avloppsvattnet innan det leds in i befintliga försedimenteringsbassänger. Tillsatsen av kemikalier medför möjlighet till ökad hydraulisk belastning och därför, om rätt förutsättning finns, kan befintlig anläggning användas i större utsträckning. Avskiljningen av flockar förstärks genom att en del av befintliga försedimenteringsbassänger modifieras för lamellsedimentering.

7.4.4 Rejektvattenrening

Generellt sett kan rejecktvattnet från slamavvattningen stå för 10-15 % av den totala kvävebelastningen på ett kommunalt avloppsreningsverk. Olika metoder för rejecktattenbehandling finns och är i bruk i dag. Nedan presenteras två möjliga metoder, en beprövad och en ny spännande metod som kan komma att ge ny insikt i kemiskfällning.

1. *Anammoxprocess med SBR, med exempelvis membran separation efter dekantering*

Kommentar: Anammox, en anaerob oxidations process där ammonium omvandlas till kvävgas med hjälp av långsamt växande bakterier. Studier har visat att anammoxprocessen med fördel kan upprätthållas utan bärarmaterial i en SBR-reaktor. I själva verket är merparten av pågående forsknings- och utvecklingsprojekt i Europa om anammoxprocessen baserad på SBr-teknik. Möjligheten till processkontroll ökar dessutom avsevärt och med hjälp av, t.ex. avancerade separationsprocesser, exempelvis via membranfiltrering. Sammantaget ger detta en mycket god möjlighet till en aktiv processkontroll.

2. *Ammoniakdesorption*

Kommentar: Vid ammoniakdesorption, eller ammoniakstripping, drivs ammonium av från vätskefasen i form av ammoniak gas. Detta kan ske via pH-justering eller termiska metoder. Avskiljning av ammonium sker då ammonium i vätskefasen övergår till gasfasen via kontaktkolonner med stor yta. Ammoniumstripping kan fungera mycket bra om förutsättningarna är rätt, men kräver en viss del av eftertanke vid design och utformning.

3. *TMCS – Trans Membrane Chemi Sorption*

Kommentar: Utvecklingen av gasseparerande membran gått starkt framåt under senare år. Det är således idag möjligt att ersätta en desorber med membran som avskiljer ammonium (ammoniak). Tekniken, TMCS (TransMembraneChemiSorption), bygger på samma principer som en desorber. Ammonium överförs till ammoniak genom pH-höjning. Den bildade ammoniak passerar ett hydrofobt hålfibermembran och absorberas i en svavelsur vätsskeström på andra sidan membranväggen. Slutprodukten blir här, liksom vid desorption i avdrivningskolonn, ammoniumsulfat. För att metoden skall fungera bra krävs ammoniumhalter >500 mg/l samt en temperatur mellan 40 och 55°C. Avskiljningsgraden ligger mellan 90 och 95 %.

7.5 Huvudbehandlingslinjen

Vid valet av process för huvudbehandlingslinjen kan i stort sett två modeller väljas – en förstärkt rening baserad på tillsats av kemikalier eller processer som i högre utsträckning nyttjar elenergi. Kemikaliemodellen kan kortfattat tolkas som att kemikalier tillsätts för avskiljning av organisktmaterial och näringsämnen. Det andra alternativet, energi, innebär att avskiljningen främst sker via tillförsel av energi, exempelvis elström.

Möjligheten att införa nya processlösningar i befintlig anläggning avgörs av de yttre kraven och förslagen på modifiering av processen och samtidigt som anläggningen förändras finns möjligheter att se över process strategier och utformningar i takt med ökad kapacitet på anläggningen

7.5.1 Kemikalier

Ovan nämns flera alternativ för huvudbehandlingslinjen som kan definieras som en rening baserad på en tillsats av kemikalier, exempelvis tillsatts av fällningskemikalier som järnsulfat, järnklorid eller magnesiumsalter.

Möjlighet till förfällning med järnsulfat finns i nuläget vid Käppalaverket. Driftfallet med förfällning har frångåtts med avsikt att använda i så stor utsträckning som möjligt det tillgängliga organiska materialet till kvävereduktion, en strategi som visat sig nödvändig inte främst då Käppalaverket enligt driftpersonal visar tendenser till kol brist under vissa perioder under året.

Förbehandling, grovrening och försedimentering, utan kemikalietillsatser avlägsnar enbart partiklar utan möjlighet till avskiljning av lösta ämnen. En typisk förbehandling förväntas reducera 60 % av suspenderat material, 30 % av organiskt material och 5 -15 % av kväve- och fosforföreningar. Vid tillsats av tvåvärt järn erhålls en utfällning av fosfater och viss flockning av kolloidalt material. Via flockbildning blir avskiljningen av suspenderat material ca 50 % av organiskt material 40 %, av fosforföreningar upp mot 70 % och av kväveföreningar 15 -20 %. Med trevärda järn- eller aluminiumsalter kan avskiljningen förbättras betydligt med reduktion av suspenderat material upp till 85 %, organiskt material 60%, fosforföreningar 75 – 90 % och kväveföreningar ca 20%.

Trevärt järn innebär en betydlig förbättrad avskiljning jämfört med tillsats av enbart tvåvärt järn. Kostnaden för trevärt järn är dock högre och måste övervägas samtidigt som att tvåvärt järn oxideras till trevärt järn i exempelvis ett biologiskt steg. Möjlighet att kombinera dosering av två- och trevärt järn, t.ex. ökad andel trevärt järn vid höga föroreningsbelastningar av flöde/ halter, bör ställas mot ökade energikostnader. Dock återstår begränsningar hos järn - och aluminiumsalter då de inte förmår att avlägsna lösta ämnen som lågmolekylära organiska ämnen eller ammonium.

Flera metoder finns för att förbättra avskiljningen av lösta ämnen i inkommande avloppsvatten i befintliga reningsverk. En metod är utfällning av magnesiumammoniumfosfat och magnesiumhydroxid (20, 21). Kunskapen om denna möjlighet har funnits sedan åtskilliga år tillbaka (20). Kortfattat kan den sammanfattas till att utfällningens egenskaper utnyttjas för en reduktion av organiskt material och dessutom avlägsnar fosfor- och kväveföreningar. Utförda försök indikerar möjlighet till en 90 % reduktion av fosfor och en 70 % reduktion av kväve, därtill en 90 % reduktion av organiskt material.

Förbehandlingen av avloppsvatten får en stor roll i den framtida anläggningen oavsett hur en fortsatt biologisk rening kommer att utformas. När det gäller tillsats av magnesiumsalter förutses följande effekter (21):

- Med en mycket effektiv avskiljning av organiskt material (i mindre grad en förhöjning av lösta ämnen p.g.a. hydrolys vid förhöjt pH-värde) och beroende på nitritation/anammox i varierande grad återföring av nitrit/nitrat finns förutsättningar att driva efterföljande biologiska steg utifrån främst denitrifikation.
- Beroende på pH-höjning kan en viss ökning antas av patogena organismer
- Med ett effektivt avskiljande av organiskt material kommer mängden av biologiska svårnedbrytbara restprodukter (från DNA, cellväggar m.m.) från det biologiska steget att minska. Detta torde kunna minska behov av adsorptionsmaterial eller oxidationsmedel t ex för att avlägsna läkemedelsrester.

Vissa svårigheter återstår dock med fällning med magnesiumsalter. Det stökiometriska förhållandet mellan kväve, fosfor och magnesium måste uppgå till 1:1:1 för att åstadkomma en så god effekt som

möjligt av fällning. Detta innebär att då ammonium förekommer i stort överflöd jämfört med fosfor i inkommande avloppsvatten behövs mer eller mindre stora recirkulationsflöden. Detta kan vara en av de mest kritiska aspekterna med denna teknik.

Fällning med magnesiumsalter är en intressant teknik som bör utforskas i större skala. Att bygga Käppalaverkets framtida utveckling kring denna metod är dock inte att föredra i nuvarande kunskapsläge. Försök kan med fördel göras på delflöden eller i specifika försökslinjer för att dra mer lärdom hur fällning med magnesiumsalter kan utnyttjas.

7.5.2 Energi

Den biologiska reningsprocessen kan förstärkas via exempelvis bärarmaterial, MBBR, eller membranfiltrering, MBR. Bägge dessa metoder en ökad tillförsel av energi om än för olika avseenden. Tillförseln av energi kan hänföras till luftning, pumpning och omrörning för att säkerställa rätta processbetingelser. I en MBBR-process kan pumpning, syresättning och omrörning anses vara de största energiposterna. I en MBR-process med aktivslam däremot tillkommer, förutom pumpning, syresättning och omrörning, luftning för att hålla membranen rena från igensättning. Energibehovet för båda dessa processer överstiger generellt sett det i konventionella aktivslamsystem.

En aspekt som bör övervägas vid val av process för huvudbehandlingslinjen är det uttalade behovet av avskiljning av läkemedelsrester. Studier har visat att aktivslamprocesser kan nå en relativ hög avskiljning, upp till 70-80 %, via en ökad slamålder i aktivt slamsteget (17, 18, 19). I jämförelse med en MBBR-process har aktivt slam systemet visat sig ge klara fördelar för avskiljning av läkemedelsrester (17). I avseende till detta finns därmed ett mycket klart incitament för att behålla en aktivslamprocess vid Käppalaverket.

Det är mer än troligt att den befintliga aktivslamprocessen vid Käppalaverket måste förstärkas för att säkerställa tillräckligt bra rening och utsläppsvärden. Detta kan ske med hjälp av en eller flera av ovan beskrivna delprocesser, exempelvis med ett MBR-system. I följande avsnitt redovisas processlösningar för de fyra huvudprocessalternativen.

Ett förhållandevis energieffektivt delsystem är den ovan beskrivna modellen med avgasning av det aktiva slammet. Fördelen med detta

system är att det är lätt att installera och kan ske i en linje i taget utan att något större driftavbrott behöver ske. Avgasningsutrustningen kan också avpassas i höjdlängd enligt leverantören.

Genom att införa reaktivering av returslammet ges möjligheten att utöka den biologiska kapaciteten i befintliga volymer. I kombination med sidströmhydrolys av returslammet, s.k. SSH-process, kan bio-p kapaciteten utökas och förstärkas. Goda resultat från reningsanläggningar i Danmark har visat att användandet av returslamluftning och SSH ökat den organiska och hydrauliska kapaciteten (9). En viktig fråga här med avseende på de danska erfarenheterna är huruvida dessa har sitt ursprung i det faktum att många danska anläggningar inte använder försedimenteringsbassänger i samma uträckning, vilket även diskuterats i andra rapporter (13).

Vid en slamåterluftning av returslammet, i vissa rapporter kallad *in situ* bioaugmentation (10) av returslam, kan dessutom rejektivatten från avvattningen av rötslam tillsättas som ammoniumkälla för nitrifierare. Rejektivatten kan även tillsättas SSH-reaktorerna för att stabilisera pH-värdet vid returslamhydrolys. Fallstudier har visat att dessa processformer har visat stora fördelar mot konventionell processutformning för biologisk fosforreduktion.

Det finns väl grundade skäl att analysera dessa delprocesser framförallt i ljuset av de mer långtgående krav som kan förutses för Käppalaverket i framtiden. I samtliga fall finns det, tack vare den nuvarande grundstrukturen i anläggningens utformning, goda möjligheter att bygga ut i etapper. Dessa etapper kan anpassas till aktuella behov och rimliga tidshorisonter. Samtidigt skapas möjligheter att utvärdera de olika delprocesserna i en större pilotskala innan beslut fattas om en större investering.

7.6 Rening av läkemedelsrester

Rening med avseende på läkemedelsrester är i nuläget ett aktuellt forskningsämne. Forskningen kan sägas ha inslag av såväl grundforskning som tillämpad forskning. Det finns för närvarande inga klara direktiv finns om vilka ämnen som är mest aktuella för rening samt huruvida befintliga analysmetoder är tillräckligt noggranna. Däremot finns gott om forskningsstudier där vissa svårnedbrytbara ämnen av särskilt intresse har återkommit vid flera tillfällen (7).

Dessa ämnen innefattar bland annat blodtryckssänkande mediciner lugnande- och smärtstillandemedel samt antidepressiva medel. Även antibiotikum och vanliga antiinflammatoriska medel och östrogen från p-piller kan anses aktuella i detta fall.

Mängden artiklar inom området avskiljning av läkemedelsrester har ökat markant under senare år. I majoriteten av artiklarna har läkemedelsrester och avskiljning av läkemedelsrester i vattenfasen studerats (19). Att reduktionen är hög i vattenfasen behöver inte nödvändigtvis innebära att ämnet brutits ned i avloppsreningsverket utan att det kan återfinnas i slammet. Antalet studier på läkemedelsrester i slam är i dagsläget begränsat.

7.6.1 Behandlingsmetoder

Med försök på pilotanläggningar i Sverige, exempelvis Stockholm Vattens försök med rening av avskiljning av läkemedelsrester ökar kunskapen lokalt och så småningom verkar även någon sorts konsensus formas kring vad som är möjligt i konventionella avloppsreningsverk (17), (18). En hög slamålder, 10-15 dygn, vanligt förekommande vid biologisk kvävereduktion har dock visat bättre avskiljning av läkemedel än reningsverk utan kvävereduktion (19). Extrema slamåldrar, upp till 559 dygn, har dock inte inneburit någon fördel mot exempelvis en slamålder på 89 dygn. Förbättrad avskiljning genom ett aktivslam steg har även påvisats vid betydligt lägre slamåldrar och förmodligen kan en slamålder på 20-35 dygn ge tillräckligt god avskiljning för ett kompletterande reningssteg i mindre utsträckning.

Jämförande studier (18) har redovisat ett ursprungsläge för avancerad rening av läkemedelsrester. Genom att jämföra olika processlösningar, exempelvis aktivslam med eller utan försedimentering för biologisk kväve och fosforreduktion eller membran bio reaktorer, har vissa trender kunnat urskiljas gällande slamålder och hydraulisk uppehållstid i den biologiska reningen. Anläggningar med biologisk kväve- och fosforreduktion redovisar en högre avskiljning än reningsverk utan biologisk rening av kväve och fosfor. Konventionella reningsverk med aktivslam gav en reduktion på 50-90 % av aktuella läkemedel (18) och med ett membran separationsteg, typ MBR installerat, erhöles ytterligare upp till 15 %. Dessa siffror bekräftas också i Stockholm Vattens studie (18) där anges, att en biologisk rening enbart förväntas uppnå 70-90 % läkemedelsreduktion.

För att säkerställa ytterligare rening, eller en konstant hög avskiljning krävs extra åtgärder. Från Stockholm Vattens försök på avskiljning av läkemedelsrester har intressant slutsatser dragits genom en jämförande studie av olika metoder för rening, (17).

Enligt den litteraturstudie som genomförts i samband med Stockholm Vattens läkemedelsprojekt vid Sjöstadsverket (17) förekommer två beprövade reningstekniker mer ofta än andra, nämligen ozonering respektive kombinationen av ultraviolett ljus och tillsats av väteperoxid. Två andra grupper metoder visade sig också förekommande, nämligen filtrering genom aktivt kol och dels membranfiltrering med nano- eller ultrafilter eller omvänd osmos.

Ekotoxikologiska studier utförda på fiskar som utsatts för renat avloppsvatten visade att två kompletterande avloppsreningstekniker gav bäst rening. Dessa två metoder var ozonering i låg dos (17)(19), 5 g O₃/m³, samt rening med aktivt kol. Förslagsvis bör ozonering kompletteras med filtrering av aktivt kol då ozonbehandlingen verkar generera biologiskt aktiva ämnen, restprodukter, särskilt vid högre doser över 15 g O₃/m³ (17).

Lokala erfarenheter från Stockholm Vattens försök med rening av läkemedelsrester har visat att ozonbehandling i kombination med filtrering i granulerat aktivt kol, GAC, är det mest effektiva kombinationen om reningsresultatet ska uppnå 90 % på utvalda parametrar.

Toxikologiska studier utförda på alger (20) visar att toxiciteten för utvalda läkemedel, bland annat diclofenac, minskar drastiskt efter ozonering även vid korta kontakttider om 1-5 minuter. Dessutom visades att tillväxthastigheten för algerna ökade efter ozoneringen vilket härleddes till biprodukter som gav upphov till en ökad mängd tillgängligt kol.

7.6.2 Tillämpning vid Käppalaverket

Erfarenheter från forskarvärlden har visat att ett aktivtslam steg anpassat för biologisk kvävereduktion har en betydligt förbättrad avskiljning av exempelvis läkemedelsrester än ett reningsverk utan biologisk kvävereduktion. Genom att behålla en aktivslamprocess kan en avskiljning upp till 70-80 % erhållas enbart över den biologiska reningen.

För att nå reningsgrader upp till 90 % krävs dock kompletterande reningssteg där ozonering och aktivt kol visat sig fungera bäst även i en kombination av dessa två (17). Erfarenheter från bland annat Sjöstadsverket (17) visar att uppehållstiden är en parameter som måste tas hänsyn till vid dimensionering av en anläggning med syfte att avskilja läkemedelsrester. Då ozon tillämpas som oxidationsmetod krävs en viss lägsta kontakttid mellan ozonet och mediet som ska behandlas, i detta fall renat avloppsvatten. Erfarenheter från försök (17) visar att en kontakttid mellan 11 och 30 minuter krävs för att erhålla god effekt av ozoneringen.

Ozon oxiderar inte bara läkemedelsresterna utan även annat organisktmaterial i avloppsvattnet. Då ozonet är selektivt kommer det att oxidera olika föreningar i en viss ordning. Utan en fullständig klassificering går det inte att fastställa någon ordning och olika organiska föreningar kommer att oxideras vid olika tidpunkter. Det kommer även att bildas en viss mängd hydroxylradikaler som inte är selektiva utan som oxiderar allt i dess väg.

Ozonanläggningen dimensioneras efter den dos som önskas. Enligt studier har en dos mellan 5-15 g O₃/m³ visat sig effektiv. I kombination med långtgående biologisk rening kan tänkas att en lägre dos är tillräckligt för att nå en 90 % reduktion av läkemedelsrester.

Följande fall använts för att dimensionera en ozon anläggning, motsvarande belastning från 700 000 och 900 000 pe, se Tabell 7-2.

Tabell 7-2: Upphållstider (minuter) för olika system för avskiljning av läkemedelsrester.

Parameter	Enhet	Värde	Värde
Belastning	pe	700 000	900 000
Dimensionerande, flöde	m ³ /s	2,3	3,8
Dimensionerande, flöde	m ³ /h	8 280	13 680
Upphållstid, reaktionstank	min	7,5	7,5
Volym, reaktionstank	m ³	1 035	1 710
Ozon dos	g O ₃ /m ³	5	5
Ozon mängd	kg O ₃ /h	42	68
Ozon dos	g O ₃ /m ³	15	15
Ozon mängd	kg O ₃ /h	124	205

Uppehållstiden i reaktionstanken måste utvärderas i mindre skala innan någon fullskaleutbyggnad kan göras.

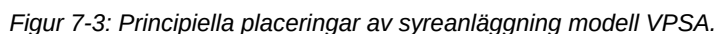
Med tanke på de uppehållstider som rekommenderas, måste här gränsdragningar göras om vad som är ekonomiskt och miljömässigt försvarbart i relation till vilken behandlingsgrad som eftersträvas. Genom att upprätthålla en tillräckligt hög slamhalt för biologisk kvävereduktion åstadkoms även en avskiljning av läkemedelsrester till 70 -80 %. Denna reduktion kan förstärkas med låg dos ozonering, 5 g O₃/m³ med varierande effektivitet beroende på ämne upp till 85-99 % (19).

Den erforderliga reaktorvolymen för ozonering kan med fördel delas upp på flera enheter. Den mest "ambitiösa" reningseffekten skulle kräva en volym om ca 1 710 m³. Denna volym kan inrymmas med vissa åtgärder i sandfiltersteget. Där finns redan definierade reaktortankar som har en volym på ca 1 800 m³.

Ozonen produceras på plats via ozongeneratorer. Moderna ozonanläggningar tillverkar ozon från koncentrerad syrgas, där i huvudsak två tillämpningsalternativ finns. Antingen transporteras flytande syrgas, LOX, till anläggningen eller så koncentreras syrgas från omgivande luft på plats, så kallad Vakuum Pressure Swing Adsorption eller VPSA.

VPSA-tekniken tillverkar syrgas på plats genom att separera syre och kväve i luften och lagra den koncentrerade syrgasen i en bufferttank innan syrgasen leds vidare till ozongeneratorn. Ur den filosofiska synpunkten att det är vackrare att producera något på plats, som dessutom blir närproducerat, än att transportera det till verket har VPSA-tekniken föredragits i denna utredning. Båda metoderna har sina fördelar och detta bör undersökas närmare när tiden är mogen.

VPSA enheten behöver inte vara i direkt anslutning till ozongeneratorn. Däremot finns krav på att ozongeneratorn ska vara i närheten av kontaktpunkten. Ur det avseendet att tillgänglig yta för extra utrymmen för ny maskinutrustning nere i berganläggningen begränsad och att kontaktpunkten för ozon med största sannolikhet är nedströms eftersedimentering och filtrering måste hänsyn tas till detta.



Tänkbara placeringar på syreanläggningen visas i Figur 7-3. Genom att placera syreanläggningen vid inloppstunneln för ventilation kan trycksatt syrgas ledas ner i berget till stationen för ozongenerering, möjlig placering i nisch enligt Figur 7-4. Möjligheten att placera en VPSA enhet i direkt anslutning till ozongeneratoren bör också övervägas.



Genom att placera en ozongenereringsanläggning i närheten av utloppet, där ozoneringen med största sannolikhet kommer att ske, kan avståndet från genereringen av ozon till kontaktpunkt minimeras. Frånluften från ozonkontaktbassängerna kan komma att behöva behandling för att rena luften från överbliven ozon.

I den fortsatta delen av denna utredning har oxidation med VPSSA beredning av syrgas samt ozon valts ut som reningsmetoder med avseende på läkemedelsrester. Här bör poängteras att

Osäkerhet gällande effektiva metoderna för avskiljning av läkemedelsrester samt vilka parametrar som kan och bör analyseras. Skräver onekligen vidare undersökning innan slutgiltiga beslut kan fattas om fortsatt utbyggnad av Käppalaverket.

7.7 Bräddvattenbehandling

7.7.1 Inledning

Studier, på bland annat Ryaverket i Göteborg, har visat att en behandling av de första vattenmängderna som uppstår i en bräddningssituation på ett avloppsreningsverk har en avgörande effekt på fosforhalten i det samlade utsläppet. Genom att införa bräddvattenrening kommer en bräddsituation inte att påverka utgående värden i samma utsträckning som då bräddat vatten leds orenat ut i recipienten.

I den anläggnings- och flödesanalys som utförts för Käppalaverket har ett behov av en bräddvattenrening identifierats. Detta stycke syftar till att resonera kring olika aspekter och alternativ för bräddvattenrening.

Enligt en undersökning som Naturvårdsverket utfört, baserat på inrapporterad data till Svenska Miljöportalen, bräddar i genomsnitt ca 5 % av flödet till reningsverk. Undersökningen redovisades vid VAMässan 2009. Denna relativt begränsade volym beräknas dock stå för ca 12 % av den totala fosforbelastningen från anläggningen. Motsvarande siffror för BOD₇ är ca 10 % medan kväve endast utgör ca 1,5 %. Med detta vill Naturvårdsverket alltså peka på att åtgärder för att minska bräddningarna vid reningsverk är ett effektivt sätt att minska fosforbelastningen från reningsverk.

Rapporten redovisar bräddvattenrening från några av de största avloppsreningsverken i Sverige. De metoder som behandlats är Actiflo, vid Västra Strandens avloppsreningsverk i Halmstad, skivfilter i kombination med kemiskfällning, magasinering av flödestoppar och direktfällning vid Sjölanda avloppsreningsverk i Malmö samt slutligen grovrening, förbigång av biosteget samt behandling i sandfilter vid Henriksdals avloppsreningsverk i Stockholm. Den sist nämnda metoden är den metod som tillämpas i nuläget vid Käppalaverket.

Enligt beräkningar utförda i rapporten blev kostnaderna för de redovisade exemplen med Actiflo och kombinationen magasinering/direktfällning i samma storleksordning. Metoden med skivfilter/fällning blev ca fyra gånger dyrare medan Henriksdalsmetoden endast skulle motsvara ca 20 % av kostnaderna för de två förstnämnda metoderna, se även Tabell 7-3.

Tabell 7-3: Jämförande schematiska kostnadsberäkningar för bräddvattenrening

Reningsprocess	Driftkostnad
Actiflo	4,5 kr/m ³
Skivfilter med kemiskfällning	19 kr/m ³
Magasinering och direktfällning	4,3 kr/m ³
Grovrening och behandling i sandfilter	0,8 kr/m ³

Kostnaderna i tabellen ovan är i de tre första fallen helt dominerade av kapitalkostnaderna och trots den grova uppskattningen kan ändå tabellen ge en fingervisning om hur olika metoder förhåller sig till varandra, se Tabell 7-3.

Då bräddvatten rening övervägs måste noga eftertanke ges åt hur anläggningen ska utformas beroende på de yttre och inre förutsättningarna för respektive avloppsreningsverk. Följande aspekter bör beaktas:

- Anläggningen kommer att vara ur drift större delen av tiden.
Kostnaden för anläggningen måste ställas mot drifttiden och mängden renade föroreningsparametrar.
- Anläggningen måste kunna startas upp snabbt och leverera bra resultat inom en kort tid efter uppstart.

Som vanligt gäller också att anläggningen ska vara lätt att driva med låga driftkostnader.

I denna utredning över Käppalaverket, där tillgängligt utrymme är mycket begränsat, kommer olika alternativ för bräddvattenrening att presenteras. Med hänvisning till tabellen ovan, Tabell 7-3, kommer endast de alternativ som kan anses vara rimliga baserade på dels visade kostnader och erfarenheter från Käppala. Detta innebär, att

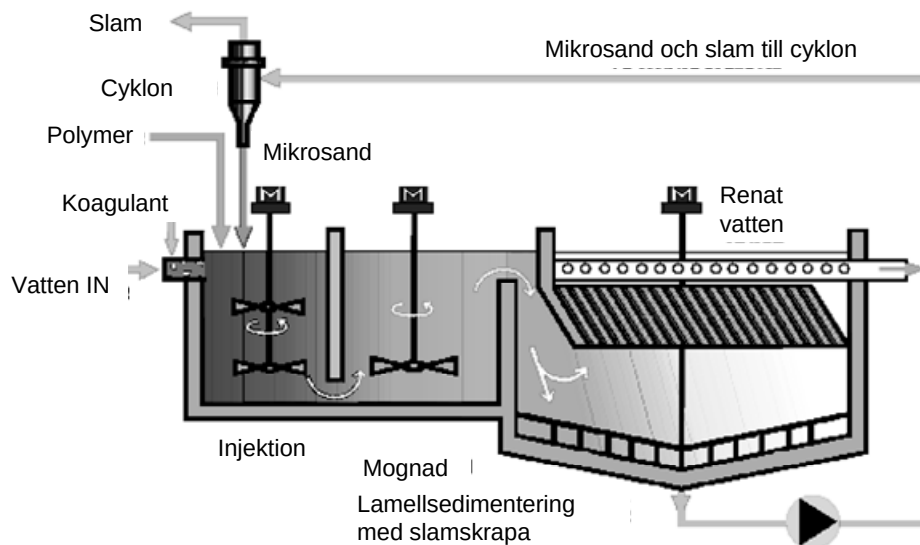
den fortsatta framställningen begränsas till flockning på ballastmaterial och en utvecklad direktfällningsmetod.

7.7.2 Flockning på ballastmaterial

System för flockning på ballastmaterial använder fällningskemikalie och flockningsmedel i kombination med ett ballast material med hög densitet för att optimera och maximera reduktion av suspenderat material. Löst material flockas och binds till en bärare som ökar sedimentationshastigheten avsevärt. Detta möjliggör att en ny anläggning kan byggas som ett kompakt system. Det finns flera olika system för att åstadkomma detta, bland annat marknadsförs två konkurrerande system i Europa idag: Actiflo® och DensaDeg®. Fokus i detta skede kommer att ligga på Actiflo som tillåter en kortare uppehållstid än DensaDeg, vilket är en kritisk parameter av utrymmesskäl - kortare uppehållstid innebär en mindre bassängvolym.

7.7.3 Actiflo

Actiflosystemet innebär en flockning och lamellsedimenteringsanläggning där mikrosand tillsätts för att förbättra sedimenteringshastigheten på flocken. Genom att utnyttja lameller i sedimenteringsbassängen kan systemet göras mycket kompakt och således har anläggningen en hög hydraulisk kapacitet. Actiflosystemet har utvecklats under en lång tid och första referensen med flockning på sand återfinns redan 1958 (Christ et al, 1958, "Wasserwirtschaft-Wassertechnik, vol 8, 1958 pp 361-364). En schematisk skiss presenteras i Figur 7-5.



Figur 7-5: Principschema över Actifloanläggning

Erfarenhetsvärden på reduktionsgraden av föroreningar i bräddvattnet ger till följande möjligheter med systemet:

- BOD₇ ca 80 %
- SS ca 90 %
- Totalkväve ca 15 %
- Totalfosfor ca 80-95 %

Actiflosystemet innebär en kompakt lösning som kan anpassas efter rådande förhållanden och dimensioneras efter olika flöden. Erfarenheter från anläggningar i Sverige ger bra information angående anläggningsutformning och driftkostnader.

7.7.4 Direktfällning

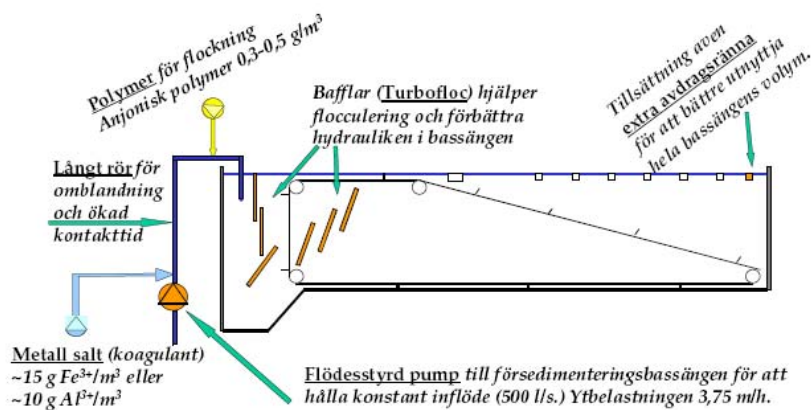
Vid direktfällning tillsätts fällningskemikalierna efter grovreningen. Efter inblandningen anordnas ibland en flockningszon, där utflockning av suspenderat material och bildade fosforföreningar kan ske. Erfarenheter från de flesta anläggningar som drivs med förfällning visar att ganska begränsade åtgärder för att åstadkomma en god flockning krävs.

Vid direktfällning kan man få 80 - 90 % avskiljning av totalfosfor. Totalfosforkoncentrationerna i det renade vattnet blir 0,5 – 1,3 Tot-P mg/l. Den lösta organiska substansen kan inte avskiljas med direktfällning varför avskiljningen av organiskt material blir ca 70 %.

Reduktionsgraden av föroreningar i bräddvattnet uppskattas till följande:

- BOD₇ 60 - 75 %
- SS 75 - 85 %
- Totalkväve 15 %
- Totalfosfor 80 - 90 %

En acceptabel ytbelastning på försedimenteringen är 3,75 m³/m²,h, vilket innebär att försedimenteringsbassängerna kan belastas ytterligare. Flockning och således avskiljning kan förbättras ytterligare genom att införa goda förhållanden för inblandning av kemikalier samt bafflar för att förbättra flockbildning i bassängen, se exempel i Figur 7-6.



Figur 7-6: Principschema för direktfällning i försedimenteringsbassäng (från Direktfällning på Ryaverket 2005-08).

För att öka den hydrauliska belastningen på försedimenteringen ytterligare kan lameller introduceras i bassängen. En total projicerad yta kan då medge en ytbelastning på upp till 6 m³/m²,h.

Användningen av lamellsedimentering i försedimenteringssteget har kommit till en omfattande användning de senaste åren ute i Europa, där kravet på att begränsa byggvolymen och ytor sedan länge varit ett uttalat krav. Exempelvis byggs idag det centrala avloppsverket för Budapest, dimensionerat för 1,5 miljoner pe med ett försedimenteringssteg baserat på lamellsedimentering. Andra länder som sedan länge tillämpar lamellsedimentering i försedimenteringen är Frankrike, Belgien, Storbritannien och Österrike.

I Käppalaverkets fall innebär denna metod att hela flödet leds in i försedimenteringen som anpassats efter direktfällningsmetoden med tillsats av fällningskemikalie och polymer samt eventuellt bafflar och lameller.

Alla försedimenteringsbassänger behöver inte nödvändigtvis omfattas av en fullt utbyggd direktfällning, dvs. med lameller och ev. bafflar. Istället kan en ombyggnad ske i etapper och anpassas efter mer aktuella behov. Den nya delen, som tar större delen av flödet, kan exempelvis anpassas helt med lameller medan den gamla delen behåller sin ursprungliga utformning och förstärks enbart med fällningskemikalie och flockningsmedel. Huvuddelen, 60-70 %, av flödet leds in i den nya delen och där finns också goda möjligheter till direktfällning på lameller.

En positiv sidoeffekt av att installera lameller i befintliga försedimenteringar är att dessa kan förkortas. Detta löser i sin tur två problem, i och för sig av lägre dignitet:

- a. Slammets uppehållstid i försedimenteringen förkortas, vilket påverkar slammets förtjockningsegenskaper positivt och dessutom undviks att en oönskad biologisk aktivitet startar i slammet innan det når rötkamrarna;
- b. En tilläggsvolym skapas som kan användas i det biologiska reningssystemet, exempelvis som slamselektor eller för den ovan beskrivna slamhydrolysen.

Direktfällning är förmodligen den bästa metoden för att hantera bräddvattenrening enligt processfall 1 och 2, dvs. för 700 000 pe, då det maximala flödet in till anläggningen är beräknat till 6 m³/s. Möjligheten att behandla mer vatten i den biologiska reningen, upp till 6 m³/s, gör också direktfällning intressant i processfall 1 och 2. Med

ökad avskiljning över försedimenteringen i och med direktfällning finns också möjlighet att bräddningen på filtersteget kan fungera bättre. Förbättrad avskiljning över försedimenteringen kan även ge förbättrade egenskaper i efterföljande reningssteg, exempelvis den biologiska reningen, då bland annat finpartikulärt material avlägsnas.

7.8 Behandling av rejektivatten

7.8.1 Rejektivattenmängder

Då kapaciteten för kväverening vid Käppala är en av begränsningarna inom befintlig anläggning bör möjligheten att reducera interna strömmar inom avloppsreningsverket övervägas så tidigt som möjligt i ett utvecklingsskede.

Rejektivatten från slamavvattningen av rötslam innebär en internbelastning på mellan 10-15 % av den totala kvävebelastningen på ett avloppsreningsverk. Möjligheten att reducera denna mängd bör därför vara av högt intresse i denna situation.

Tidigare har silbandspressar för avvattning av rötat slam använts vid Käppalverket. Silbandspressar använder mycket spolvatten som späder ut rejektivattnet. Käppala silbandspressar har dock avpolletterats till förmån för ett helt nytt system för slamavvattning. Det nya systemet som används idag innebär en satsvis avvattning i hydrauliska pressar av modell Bucher. Pressarna använder inget spolvatten alls och således blir mängden rejektivatten och koncentrationen av föroreningsparametrar mycket annorlunda.

Enligt uppgifter från Käppala har följande data för rejektivatten tagits fram, se Tabell 7-4.

Tabell 7-4: Förväntade karakteristika på rejektivattnet vid Käppalaverket

Parameter	Enhet	Värde
Flöde	m ³ /år	300 000
Flöde	m ³ /dygn	860-1 000
Temperatur	°C	22
PO4-P	mg/l	75
NH4-N	mg/l	1 200
SS	mg/l	400

Baserat på givna data från Käppalaverket uppskattas rejektivattenmängden stå för cirka 10-12 % av den totala belastningen på verket med avseende på kväve och fosfor. Möjligheten att reducera denna kvävemängd torde te sig attraktivt.

7.8.2 Ammoniakdesorption

Ammoniakdesorption, eller ammoniakstripping, innebär att ammonium och andra flyktiga ämnen avlägsnas en lösning. Detta kan ske främst via två metoder, via pH-justering eller via temperaturökning av lösningen. Vid VEAS avloppsreningsverk strax utanför Oslo tillämpas ammoniakdesorption med framgång.

Där överskottsvärme finns tillgängligt kan ammoniakstripping via värme te sig attraktivt då metoden i sig inte kräver några extra tillsatser av kemikalier. Den andra metoden, där pH justeras, är enligt samma resonemang tänkbar där överskottsvärme inte finns tillgängligt. Däremot måste då kemikalier tillsättas för att justera pH. Nedan följer en kortfattad sammanfattning av ammoniakstripping.

Allmänt

Fördelningen mellan ammonium och ammoniak i en vattenlösning beskrivs av syra-basjämvikten;



I jämvikten reagerar ammoniumjonen som syra och ammoniaken reagerar som bas. Syrakonstanten (K_a) för reaktionen är;

$$\frac{[NH_3][H^+]}{[NH_4^+]} = 5,6 \times 10^{-10} \quad (\text{Ekvation 7.2})$$

Jämviktskonstanten, $pK_a = -\log K_a = 9,25$.

Av jämvikten framgår att brytpunkten för jämvikt d.v.s. lika mängd av ammonium respektive ammoniak föreligger vid pH-värdet 9,25. Ökas pH-värdet drivs reaktionen åt höger, andelen ammoniak ökar i förhållande till ammonium. Sjunker pH-värdet under pH 9,25 drivs jämvikten åt vänster och ammoniummängden ökar i förhållande till mängd

Beräkningsunderlag

Jämvikten ammonium/ammoniak i vattenlösning är temperatur- och pH-beroende. Vidare påverkas jämvikten av salthalten i lösningen.

För att beräkna andelen ammonium respektive ammoniak i filtratet samt hur halterna varierar med drift- och årstidsväxlingar (variationer i temperatur samt pH-värde) har följande samband utnyttjats.

Jonstyrka

Salthalten (eg. jonstyrkan) i omgivande medium påverkar syrakonstantens värde. Konstantens tabellvärde ($K_a = 5,6 \times 10^{-10}$) gäller för ideala lösningar med mycket låga koncentrationer, teoretiskt vid oändlig utspädning. I praktiken avviker dock en elektrolytlösning från de ideala förhållandena beroende på elektrostatiska krafter. Dessa medför att aktivitetsfaktorerna avviker från värdet ett (1), motsvarande "oändlig utspädning" även vid relativt låga koncentrationer. För en given utspädd lösning bestäms aktiviteten i huvudsak av lösningens jonstyrka.

Jonstyrkan något förenklat beräknas enligt:

$$I = \frac{1}{2} \cdot (C_A \cdot Z_A^2 + C_B \cdot Z_B^2 + C_C \cdot Z_C^2 + \dots) = \frac{1}{2} \cdot \sum C_i \cdot Z_i^2 \quad (\text{Ekvation 7.3})$$

I = Jonstyrka

C = Koncentrationen av jonlagen A, B, C...

Z = Laddning

Vid jonstyrkor under $I = 0,5$ kan aktiviteten beräknas med utgångspunkt från lösningens jonstyrka enligt följande (Debye och Hückel modifierad enligt Davies):

$$\gamma_i = -A \cdot z^2 \cdot \frac{\sqrt{I}}{1 + \sqrt{I}} - 0,2I \quad (\text{Ekvation 7.4})$$

$$A = 1,82 \times 10^6 \times (\epsilon \times T)^{-3/2}$$

$$\epsilon = 78,4 (\text{dielektricitetskons tan } t)$$

$$T = ^\circ K$$

K_a påverkas då så att $k_a = K_a / \gamma_A^a \cdot \gamma_B^a$. Så länge kvoten γ_a / γ_b är konstant, vilket i allmänhet är fallet vid konstant jonstyrka, är alltså k_a konstant. Då högre noggrannhet krävs (vid slutlig dimensionering) kan ekvationen (4) ovan behöva modifieras något, exempelvis i enlighet med Truesdell-Jones modell beroende på faktiska salthalter.

pH-värde

Jämvikten förskjuts i förhållande till omgivningens surhetsgrad. Om k_a kan anses konstant så kommer ammonium-ammoniakjämvikten att förskjutas vid pH-ändringar enligt följande;

$$pH = pK_a + \log \frac{[NH_4^+]}{[NH_3]} \quad (\text{Ekvation 7.5})$$

Vid alkalisering kommer således lösningens ammoniaktryck att öka d.v.s. jämvikten förskjuts åt höger.

Temperatur

Jämviktskonstanten för olika reaktioner är temperaturberoende. Den ideala syrakonstanten gäller vid 298°K (25°C). Vid stigande temperatur kommer ammonium-ammoniakjämvikten att förskjutas åt höger d.v.s. andelen ammoniak ökar i förhållande till ammonium.

Jämviktskonstantens temperaturberoende beskrivs bl.a. i van't Hoff's ekvation;

$$\log \frac{K_2}{K_1} = \frac{\Delta \bar{H}^\circ}{2,303R} \left(\frac{T_2 - T_1}{T_2 T_1} \right) \quad (\text{Ekvation 7.6})$$

K = Jämviktskonstant
 T = Temperatur
 R = Allmänna gaskonstanten
 H = Entalpi

7.8.3 Demmonifikation och Anammox

Anammox är syrefri oxidation av ammonium med nitrit till kvävgas (14). Reaktionen identifierades först teoretiskt kring 1975 och har dokumenterats under senare år i flertalet experimentella system.

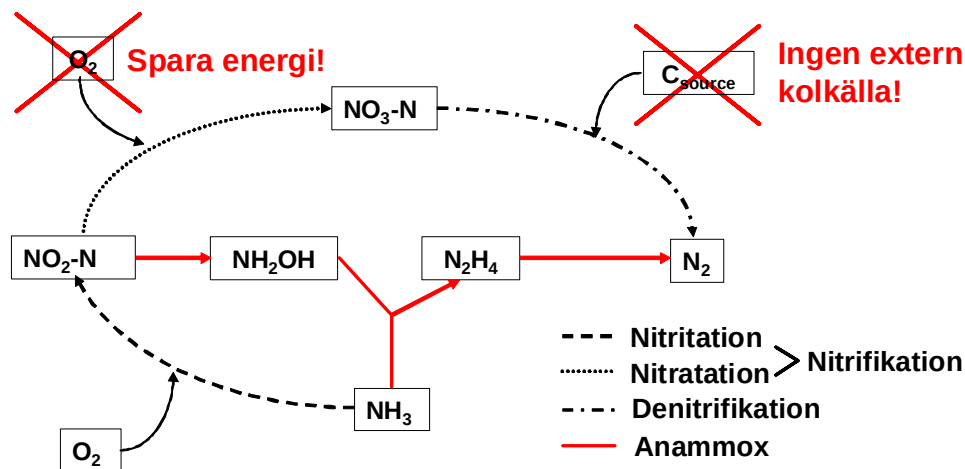
I Sverige har de tekniska aspekterna av Anammox systemet studerats främst vid Himmerfjärdsverket där en fullskale anläggning är i drift sen några år tillbaka, men även genom forskning och utveckling på KTH. Första årens försök i pilotanläggning redovisade vissa svårigheter med att generera en anammoxkultur även påvisade även påverkan av hämningar (15). Däremot, med ökad förståelse och kunskap om processen bedöms det inte i nuläget vara svårt att etablera en anammoxkultur under goda tillväxtbetingelser.

Tekniken bakom anammox bygger på att oxidera hälften av rejektivattnets ammoniumhalt till nitrit, s.k. partiell nitritation, varefter kvarvarande ammonium oxideras av bildad nitrit till kvävgas, Anammox, enligt följande schematiska formel, se Ekvation 7.7:



Försök har utförts med både tvåstegs och enstegs behandling. En försöksupställning enligt en tvåstegs reaktion, dvs. partiell nitritation följt av ett andra steg med anammox har fördelen att rätt betingelser erhålls automatiskt för att avlägsna kväve ur rejektivatten. Oxidation av ammonium ger sänkt pH och hämmar således nitratbildning. Ett efterföljande syrefritt steg leder till att anammoxreaktionen sker (15). Utveckling av processen och systemtekniken ledde dock till en enstegsprocess som innebär att nitritation och anammox sker parallellt. Detta grundades på att anammoxreaktionen var snabbare än ammoniumoxidationen och genom att utnyttja detta faktum skulle samma volym kunna användas för både partiell nitritation/anammox som för partiell nitritation. Det låga pH-värdet i första steget ger också upphov till potentiell lustgasbildning och även korrosion. Kombinerad partiell nitritation/anammox möjliggör drift vid ett högre pH-värde.

En vidare schematisk bild av händelseförloppet visas i Figur 7-7.



Figur 7-7: Schematiskt händelseförlopp deammonifikation..

Några potentiella processtekniska fördelar jämfört med konventionell nitrifikation och denitrifikation sammanställs nedan i Tabell 7-5.

Tabell 7-5: Processtekniska fördelar med anammox, från (15) jämförd med en konventionell nitrifikation/denitrifikationsprocess

Faktor	Potentiell fördel
Syrebesparing	Deammonifikationsprocessen (partiell nitritation och anammox) erfordrar enbart ca 40 % av syrebehovet vid nitrifikation följt av denitrifikation.
Kemikaliebehov	Inget organiskt material erfordras. Detta faktum gör anammox speciellt intressant för vatten med hög ammoniumhalt men låg halt av nedbrytbart organiskt material, exempelvis rektvatten från avvattnings av rötslam.
El-förbrukning	Minska syrebehov för anammox jämfört med traditionell kväveavskiljning ger möjlighet till inbesparing av el-energi för luftning.
Driftkostnader	Minskat syrebehov och inget kemikaliebehov ger betydande möjlighet att minska driftkostnader vid partiell nitritation/anammox.

Processen har vissa nackdelar, bland annat är den förknippad med vissa svårigheter för att erhålla bra levnadsbetingelser för anammox bakterierna.

För den partiella nitritationen måste halten av ammonium och nitrit vara ungefär densamma, ett stökiometriskt förhållande på 1,32 krävs för anammoxreaktionen med hänsyn till cellsyntes (14). Detta kan

dock lösas genom att tillgodose förbrukning av alkalinitet och genom att hålla en låg syrehalt.

För att erhålla Anammox-reaktionen där anammox bakterier oxiderar ammonium med nitrit måste hänsyn tas bland annat till att för höga nitrithalter kan hämma Anammox-reaktionen. Fördubblingstiden för anammox bakterierna är även lång, cirka 2 veckor, och tillväxttiden för en bakteriekultur kan således vara några månader.

Som nämnt ovan har fördjupade kunskaper om processen och förbättrad processteknik medfört ökade möjligheter för att framgångsrikt driva en deammonifikationsprocess.

Två huvudlinjer har i stort sett dominerat diskussionen kring att finna ett system för att behålla och driva en Anammox-reaktion (16), nämligen:

- Olika typer av system med bärmaterial
- SBR-system

I fallet Käppala ser bör en utformning med ett SBR-system te sig intressant, av följande skäl:

- a. Eftersom omfattande studier för närvarande bedrivs med SBR-teknik och anammox kan åtskilliga erfarenheter hämtas från aktuella resultat;
- b. En SBR-anläggning kan – förutsatt att den är rätt dimensionerad – svara för en konventionell nitrifikation/denitrifikation av rektvatten;
- c. En SBR-anläggning kan också relativt enkelt konverteras till annan processteknik, utan att gjorda investeringar blir obsoleta.

7.8.4 Tillämpning vid Käppalaverket

I Käppalaverkets fall kan det vara värt att värdera effekterna av en rektvattenrening, oavsett hur verket utvecklas i övriga processteg. De olika metoderna för rektvattenrening presenterade ovan kan alla te sig attraktiva för Käppalaverket. Följande resonemang kan användas för att diskutera kring detta.

Beroende av vilket processförslag som installeras, se avsnitt 7 till 10, nedan kommer även olika stora volymer att frigöras i den biologiska reningen. Där finns även möjlighet att driva rejektivattenrening enligt väletablerade metoder. Möjligheten att falla tillbaka på en väletablerad metod får inte underskattas och ny teknik är inte ett ändamål i sig. En möjlig placering av ett processteg för rejektivattenbehandling presenteras i Figur 7-8, men som sagt finns goda möjligheter till placering nere i berget beroende av valet av processlösning.

Med utgångspunkten i befintlig anläggning och med de erfarenheter som driftpersonalen vid Käppala har redovisat kan följande generella förutsättningar för fortsatt utbyggnad ställas upp.

Grovreningen är en flaskhals enligt de erfarenheter som Käppalaverket har redogjort för. Bräddning sker innan galler redan för flöden understigande 6 m³/s. Detta innebär att grovreningen måste

förstärkas. Enligt principförslaget är dimensionerande flöde för rens gallren 10 m³/s och det måste antas gälla för denna idéstudie.

Sandfången kommer även de att anpassas till ett flöde på 6 m³/s.

Den maximala begränsande hydrauliska belastningen för biosteget är okänt. 5,5 m³/s har dock tagits in och behandlats biologiskt.

I det fall avskiljning av läkemedelsrester ska installeras måste samtliga processfall, 1-4, omvärderas främst med avseende på tillgängliga utrymmen i bergrummen.

För de olika processalternativen eller belastningsfallen kan några generella överväganden som berör alla fall göras.

Med kännedom från befintlig anläggning vet vi att redan vid slamhalter på ca 3,5 mg MLSS/l uppstår problem med slamflykt vid moderata flöden, upp till 3,3 m³/s, möjligtvis till följd av ett generellt sett högt SVI-värde för slammet. Utifrån detta och med en önskan att behandla så mycket som möjligt av inkommande avloppsvatten biologiskt samt vetskapen att upp till 5,5 m³/s kan tas in i biologin växer följande situation fram:

1. Slamhalten i bassängerna måste öka får att nå reningskraven
2. Slamegenskaperna med avseende på sedimenteringsegenskaper måste förbättras.
3. Slutsepareringen i sandfiltret måste förstärkas då filtren blir överbelastade vid höga flöden och bräddning. Detta kan möjligtvis åtgärdas via förbättrad separering över försedimenteringen vid höga flöden samt förbättrade slamegenskaper från biosteget.

Utöver dessa grundläggande konstaterade processtekniska förbättringar som måste göras finns kravet av avskiljning av läkemedelsrester. Där måste överväganden göras bland annat i hur en anläggning för läkemedelsrester ska kunna utformas inom befintlig anläggning.

I det fall membranteknik ska användas för separation eller filtrering ställs högre krav på förbehandlingen, främst med avseende på grovreningen via galler. För att kunna säkerställa en god design av membransystemet måste befintliga galler, 3 mm "step screen",

anpassas till hålsilar med högst 2 mm:s öppningar. Utformningen av membranreaktorn måste också anpassas till rådande situation oavsett om membranerna används för separation eller filtrering. Detta innebär åtgärder i fördelningen av aktivslam över membranheterna, rengöring av membranerna med citronsyra och hypoklorit, renblåsning samt uttag av det filtrerade vattnet, det så kallade permeatet.

Membranmodulerna placeras i en rad små bassänger. Bassängerna skall vara små dels för att det blir mindre volymer tvättlösning när membranerna skall tvättas och dels för att det blir en mindre membranyta som tas ur drift under service/rengöring.

Membranerna rengörs med intermittant luftning under drift, men måste också kunna rengöras på plats och möjligen även i en separat tank. Då det byggs en ny kompakt anläggning bör det vara ganska billigt att placera ett traverssystem över membranbassängerna för att kunna sköta detta halv- eller helautomatiskt.

Anläggningen kan byggas för flera olika driftsätt, t ex med intermittant luftning, fördenitrifikation eller efterdenitrifikation. Detta beror naturligtvis på hur volymerna bestyckas med omrörare/luftare. Installationen av samtliga membran eller driften med den höga slamhalten behöver inte göras fullt ut direkt. Anläggningen kan kompletteras efterhand.

I det fall membranteknik föreslås, antingen som en del av utbyggnaden eller som en huvudseparation, kommer samtliga processtekniska förutsättningar vara uppfyllda och fullt genomförbara inom befintlig anläggning.

8 Processfall 1

8.1 Belastning

Processfall 1 innebär kortfattat en belastning på 700 000 pe med nuvarande reningskrav. Till detta tillkommer rening av läkemedelsrester.

Enligt den flödes- och belastningsanalys som utförts och redovisats i tidigare stycken innebär processfall 1 en belastningssituation enligt Tabell 8-1.

Tabell 8-1: Processfall 1, belastningsdata.

Parameter	Enhet	Processfall 1
Antal anslutna	pe	700 000
Flöde	m ³ /år	60 000 000
Qmedel	m ³ /d	164 000
Qdim	m ³ /s	2,3
Qmax, galler	m ³ /s	6
Qmax, förbehandling	m ³ /s	6
Qmax, bräddvattenrening	m ³ /s	0-1
Qmax, biologiskbehandling	m ³ /s	5-6
COD	kg/d	102 900
BOD7	kg/d	49 000
Total-N	kg/d	8 400
Total-P	kg/d	1 050
SS	kg/d	49 000

Tabell 8-2: Utsläppskrav för processfall 1.

Variabel/Kravnivå	Nuvarande kravnivå	
	Halt, mg/L	Årsutsläpp, t/år
BOD7	8	700
Kväve (N)	10	700
Fosfor (P)	0,3	12

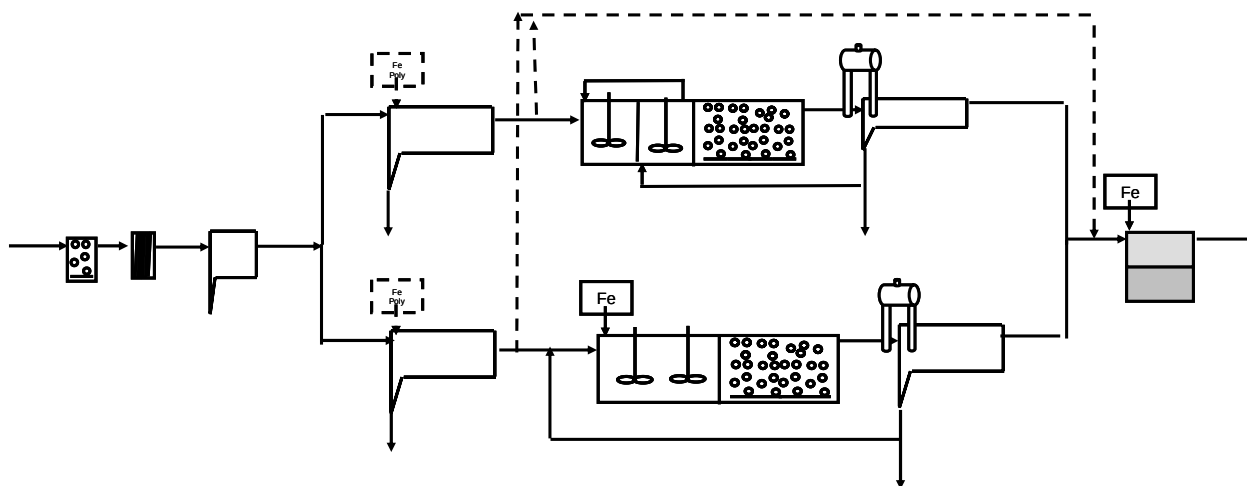
Frågor som nu kan ställas, speciellt med tanke på avsnitt 6.3 ovan, är vad denna belastningssituation verkligen innebär för befintlig anläggning? Hur långt kan befintlig anläggning utnyttjas? Orsaken till att det är berättigat att ställa dessa frågor är att belastningen inte skiljer sig nämnbart från dimensionerad belastning.

8.2 Processfall 1 utan rening av läkemedelsrester

8.2.1 Processteknisk utformning

Baserat på den situation som beskrivits ovan föreslås Käppalaverket utvecklas enligt följande koncept.

Systemstrukturen för processfall 1 skisseras i Figur 8-1. Kortfattat kan detta summeras i att befintlig anläggning behålls till större delen med förstärkning i förbehandlingen och i det biologiska reningssteget.



Figur 8-1: Systemstruktur för processfall 1

Vid höga flöden då bräddning förbi biologin sker används försedimenteringen som direktfällningsbassänger, dvs. en fällningskemikalie och polymer tillsätts för förbättrad avskiljning av bland annat suspenderat material. Bräddning sker på filter efter fällning, flockning och försedimenteringen på flöden som uppgår till mellan 0-1 m³/s då huvudflödet överstiger 6 m³/s. Genom att förstärka försedimenteringen med lameller kan avskiljningen över försedimenteringen förbättras även vid högre flöden. I nuvarande situation sker flykt av partiklar från försedimenteringen redan vid medelhöga flöden. En möjlighet kan vara att förstärka försedimenteringen i den nya delen, som tar huvuddelen av flöden, med lameller. I kombination med tillsatts av fällningskemikalie och polymer kan på så sätt direktfällning användas och tillämpas på höga flöden.

Ett mål är att behandla så stor mängd som möjligt biologiskt. Erfarenheter från anläggningen anger att 5,5 m³/s in till den biologiska reningen är möjligt rent hydrauliskt och genom att förstärka och säkra egenskaperna hos den biologiska reningen kan denna mängd med fördel behandlas biologiskt.

Sweco har genomfört platsbesök i Polen hos leverantören av denna utrustning. Dokumenterade resultat (6) från olika anläggningar i världen visar goda möjligheter till att utöka kapaciteten vid befintliga avloppsreningsverk utan att för den delen komplettera befintlig anläggning med komplicerad processutrustning.

Därmed har avgasningsutrustningen presenterats kortfattat. I resterande delar av dokumentet kommer avgasning enbart att nämnas utan ytterligare beskrivning.

Fosfor reduceras enligt befintlig princip med biologisk fosforreduktion i den gamla anläggningen och simultanfällning i den nya. Fällning sker även på sandfiltren enligt nuvarande driftsätt.

8.2.2 Dimensionerande beräkningar för Processfall 1

Med de i avsnitt 5 valda dimensionerande belastningarna för processfall 1 har processdimensionering för den biologiska reningen utförts enligt nuvarande reningskrav enligt ovan.

Vid beräkningarna för processfall 1 har följande förutsättningar gällt, se Tabell 8-3. Processberäkningarna för gamla och nya delen var för sig om inte annat anges. Utgångspunkten för dimensionerande

beräkningar för samtliga process fall är befintliga volymer, givna hastigheter och temperaturer.

Tabell 8-3: Dimensionerande uttryck för processfall 1, biologisk rening

Parameter	Enhet	Nya anl. Värde	GA. anl. Värde
Flödesfördelning	%	70	30
Slamhalt	g MLSS/m ³	4,0	4,0
	g MLVSS/m ³	2,8	2,8
Slamålder	d	10	10
Temperatur	°C	12,0	12,0
Slamproduktion	kg SS/kg BOD ₅	0,85	0,85
Nitrifikationshastighet	g N/kg VSS/h	1,6	1,6
Denitrifikationshastighet	g N/kg VSS/h	1,5	1,5
Volym, Anaerob	m ³	7 300	2900
Volym, Anox	m ³	40 000	16 000
Volym, Ox	m ³	43 900	29 300
Volym, DeOX	m ³	3 300	4 300
Volym, Total	m ³	94 500	52 500
F/M-kvot	kg BOD ₅ /kg MLSS/d	0,042	0,033

Genom att använda avgasningstekniken av slammet innan det når eftersedimenteringen kan den organiska kapaciteten i befintlig anläggning utnyttjas mer optimalt. Möjlighet att öka slamhalten i de biologiska reaktorerna bygger på att slammet erhåller betydligt bättre sedimenteringsegenskaper och därur belastningen på eftersedimenteringen ökas. Dimensionerande beräkningar för hela eftersedimenteringsytan följer i Tabell 8-4.

Tabell 8-4: Dimensionerande beräkningar processfall 1, eftersedimentering.

Parameter	Enhet	Nya anl. Värde	G:A anl, värde
Yta total	m ²	7 200	5 300
Ytbelastning, Q _{dim}	m/h	0,80	0,47
Ytbelastning, Q _{max} , bio	m/h	1,93	1,12
Slamytbelastning, Q _{dim}	kg MLSS/m ² /h	4,32	1,86
Slamytbelastning, Q _{max} , bio	kg MLSS/m ² /h	10,40	4,48

Den beräknade slamybelastningen i detta processfall ligger väl inom ramen för rekommenderad slamybelastning vid avgasning av aktivt slam. Leverantörer redovisar värden på 4-6 kg MLSS/m²/h vid dimensionerande flöde, ungefär en fördubbling mot konventionella dimensionerande värden.

Genom att öka slamhalten i luftningsbassängen förväntas utloppsvärden med avseende på kväve nås genom biologisk kvävereduktion. Fosforreduktion sker via biologisk fosforreduktion i den gamla delen, enligt nuvarande driftsätt, via simultanfällning i den nya delen samt fällning på sandfilter.

Förväntade reningsresultat för processfall 1 redovisas i Tabell 8-5.

Tabell 8-5: Förväntade reningsresultat, processfall 1.

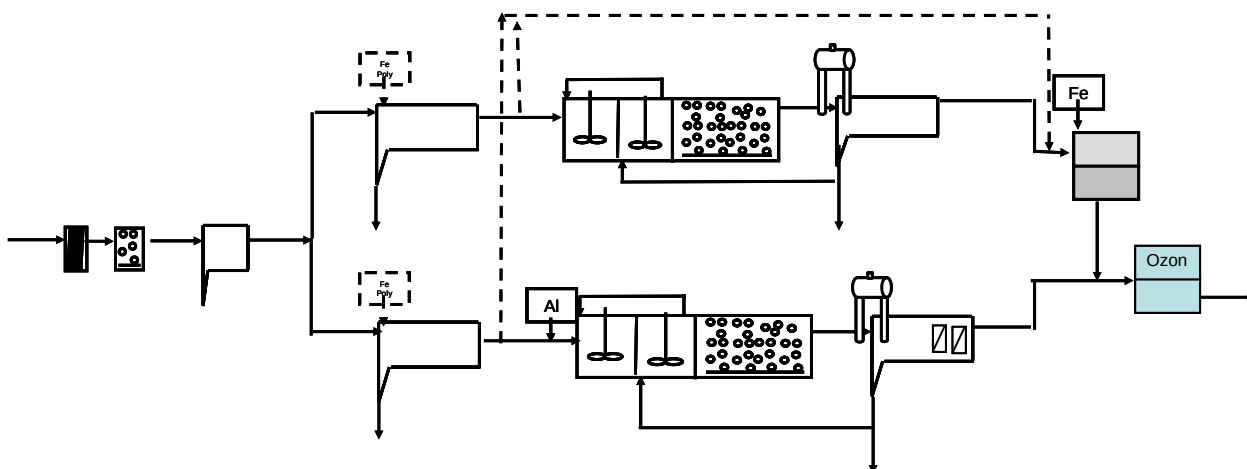
Parameter	Enhet	Värde
BOD ₇	mg/l	<7,0
Tot-N	mg/l	< 8
Tot-P	mg/l	<0,3
SS	mg/l	<2

8.3 Processfall 1 med rening av läkemedelsrester

8.3.1 Processteknisk utformning

I det fall processfall 1 ska inbegripa läkemedelsavskiljning måste befintlig anläggning anpassas till detta. Enligt det resonemang som förts fram i avsnitt 7.6.2 innebär en säkerställd läkemedelsreduktion införandet av ett ozoneringssteg.

För processfall 1 inklusive läkemedelsavskiljning föreslås en kombination av befintlig anläggning kompletterad med avgasning samt ett membransteg för filtrering enligt Figur 8-2.



Figur 8-2: Systemstruktur för processfall 1 med rening av läkemedelsrester

Detta processfall innebär att den gamla delen behålls oförändrad förutom med införande av avgasning av det aktiva slammet mellan luftningsbassängen och eftersedimenteringen. Från eftersedimenteringen går det reade vattnet till befintliga sandfilter.

Den nya delen ställs om till biologisk fosforreduktion via UCT-processen på samma sätt som den gamla delen samt kompletteras med avgasning samt membranfiltrering i eftersedimenteringen. Här är dock membranfiltreringen inte konfigurerat som ett konventionellt MBR-system utan används snarare som tertiär filtrering, liknande sandfilter. Genom att använda eftersedimenteringen i kombination med avgasning blir slambelastningen på membransteget betydligt lägre och ett mindre membransystem blir möjligt.

Kemiskfällning på membranlinjen kommer att krävas för att nå utgående krav på fosfor. För att minimera risken med utfällning på membranytan används aluminiumsalter som fällningskemikalie.

Efter sand- och membranfiltrering konstrueras ett reningssteg för avskiljning av läkemedel innan reat avloppsvatten skickas till recipient. Genom att använda sandfiltren som poleringssteg kan även bräddat vatten efter försedimenteringen beskickas sandfiltren och på så sätt förbättra hanteringen av bräddvatten, där möjlighet att förbigå bräddvatten från försedimenteringen till sandfiltret behålls. Kombinerat med en flödesfördelning där en något större mängd avloppsvatten beskickas den nya delen, fördelning ca 70-30 nya och gamla delen.

Reduktion av läkemedelsrester sker med ozon där kontaktreaktorerna utgörs av sandfilter som byggts om. Denna metod och möjlig utformning har redovisats i Avsnitt 7.6.

8.3.2 Dimensionerande beräkningar

Processberäkningar för processfall 1 med läkemedelsavskiljning redovisas i detta stycke. Skillnaden mot processfall 1 utan läkemedelsavskiljning är införandet av membranfiltrering samt slutgiltig polering med ozon.

I detta processfall redovisas nya och gamla delen för sig enligt följande tabeller, Tabell 7-6 och 7-7:

Tabell 8-6: Dimensionerande beräkningar för den biologiska reningen processfall 1 med läkemedelsavskiljning

Parameter	Enhet	Nya delen Värde	G:A delen Värde
Flödesfördelning	%	70	30
Slamhalt	g MLSS/m ³	4,0	4,0
	g MLVSS/m ³	2,8	2,8
Slamålder	d	10	10
Temperatur	°C	12,0	12,0
Slamproduktion	kg SS/kg BOD5	0,85	0,85
Nitrifikationshastighet	g N/kg VSS/h	1,6	1,6
Denitrifikationshastighet	g N/kg VSS/h	1,5	1,5
Volym, Anaerob	m ³	7 300	2 900
Volym, Anox	m ³	40 000	16 000
Volym, Ox	m ³	43 900	29 300
Volym, DeOX	m ³	3 300	4 300
Volym, Total	m ³	94 500	52 500
F/M-kvot	kg BOD5/kg MLSS/d	0,06	0,05
Total slamålder	d	19	25

Eftersedimenteringen för gamla delen behålls oförändrad om ändock kompletterad med avgasning av det aktiva slammet då det lämnar luftningsbassängen.

I den nya delen anpassas eftersedimenteringen med avgasning samt membranfiltrering. Genom att använda en sedimenteringsbassäng mellan luftningsbassängen och membranheterna minskar belastningen på membranytan och ett mindre membransystem kan användas. Dimensionerande parametrar redovisas i Tabell 8-7.

Tabell 8-7: Dimensionerande beräkningar processfall 1 med rening av läkemedelsrester, eftersedimentering och filtrering

Parameter	Enhet	Nya anl. Värde	G:A anl, värde
Yta total	m ²	7 200	5 300
Effektiv sedimenteringsyta	m ²	5 400	5 300
Ytbelastning, Q _{dim}	m/h	1,06	0,47
Ytbelastning, Q _{max, bio}	m/h	2,55	1,12
Slamytbelastning, Q _{dim}	kg MLSS/m ² /h	4,24	1,86
Slamytbelastning, Q _{max, bio}	kg MLSS/m ² /h	10,21	4,48
Membranflux, Q _{dim}	l/m ² /h	15	
Membranflux, Q _{max bio}	l/m ² /h	35	
Nödvändig membranyta, Q _{dim}	m ²	383 000	
Nödvändig membranyta, Q _{max, bio}	m ²	396 000	
Antal membranheter, Q _{dim}	st	255	
Antal membranheter, Q _{max bio}	st	264	
Antal membrantankar	st	15	
Yta membrantankar	m ²	1770	

Filtreringen från nya delen sker via membranfilter. För den gamla delen behålls en del av sandfiltersteget, se Tabell 8-8.

Tabell 8-8: Dimensionerande beräkningar sandfilter steget kopplat till gamla anläggningen, processfall 1.

Parameter	Enhet	Nya anl. Värde	G:A anl, värde
Antal sandfilter	st		15
Yta total	m ²		900
Filterhastighet, Q _{dim}	m/h		2,7
Filterhastighet, Q _{max, bio}	m/h		10,2

Filterhastigheten vid $Q_{\max \text{ bio}}$ inkluderar även ett bräddflöde från försedimenteringen på 0,75 m³/s.

Antalet sandfilter för filtrering av renat vatten från den gamla delen uppgår till 15 stycken, dvs. hälften av befintliga sandfilter. Dessa beskickas även av bräddvatten efter försedimenteringen. Resterande sandfilter, som ej används för filtrering, anpassas till kontaktreaktorer för ozon med avseende att reducera läkemedelsrester.

Tabell 8-9: Förväntade reningsresultat, processfall 1 med rening av läkemedelsrester

Parameter	Enhet	Värde
BOD ₇	mg/l	<4,0
Tot-N	mg/l	8
Tot-P	mg/l	<0,3
SS	mg/l	<2

I och med avgasningen mellan luftningsbassänger och eftersedimenteringsbassängerna skapas en möjlighet att höja slamhalten i luftningsbassängen. Enligt beräkningarna ovan har en slamhalt om ca 4 mg MLSS/l använts och därmed nås reningskraven uppställda för processfall 1. 4 mg MLSS/l är i sig ingen dramatisk förändring mot nuvarande driftfall, men erfarenheter från anläggningen visar att problem uppstår nedströms luftningsbassängen, i eftersedimenteringen och slutligen sandfiltren, redan vid slamhalter på ca 3 mg MLSS/l och flöden upp mot 3-4 m³/s.

9 Processfall 2

9.1 Belastning

Processfall 2 innebär en belastning på 700 000 pe med nuvarande reningskrav. Till detta tillkommer rening av läkemedelsrester.

Enligt den flödes- och belastningsanalys som utförts och redovisats i tidigare stycken innebär processfall 1 en belastningssituation enligt Tabell 9-1

Tabell 9-1: Processfall 2, belastningsdata.

Parameter	Enhet	Värde, Processfall 2
Antal anslutna	pe	700 000
Flöde	m ³ /år	60 000 000
Q _{medel}	m ³ /d	164 000
Q _{dim}	m ³ /s	2,3
Q _{max, galler}	m ³ /s	6
Q _{max, förbehandling}	m ³ /s	6
Q _{max, bräddvattenrening}	m ³ /s	0-1
Q _{max, biologiskbehandling}	m ³ /s	5-6
COD	kg/d	102900
BOD7	kg/d	49000
Total-N	kg/d	8400
Total-P	kg/d	1050
SS	kg/d	49000

Utsläppskraven framgår av Tabell 9-2 nedan.

Tabell 9-2: Utsläppskrav för processfall 2.

Variabel/Kravnivå	Strängare kravnivå	
	Halt, mg/L	Årsutsläpp, t/år
BOD ₇	4	350
Kväve (N)	5	350
Fosfor (P)	0.1	6

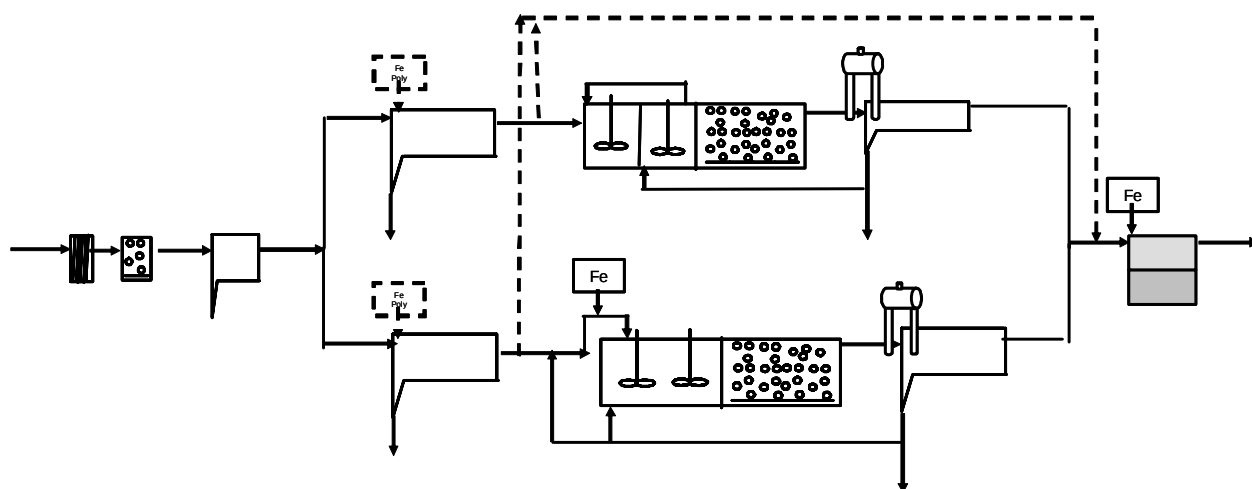
I likhet med processfall 1 innebär detta fall inte någon markant ökning av belastningen in till reningsverket, men däremot har utsläppskraven skärpts betydligt.

9.2 Processfall 2 utan rening av läkemedelsrester

9.2.1 Processteknisk utformning

Den processtekniska lösningen baseras i stort på processfall 1. Möjligheterna till en utveckling av processfall 1 för även processfall 2 ligger i den kapacitet som det biologiska reningssteget har erhållit i och med införandet av avgasningen av det aktiva slammet mellan luftningsbassängerna och eftersedimenteringen. I processfall 1 räknades den biologiska reningen innehålla en slamhalt på 4, 0 mg MLSS/l. Genom att höja slamhalten till 5,0 mgMLSS/l erhålls en betydligt bättre organisk kapacitet.

Systemstrukturen för processfall 2 framgår av Figur 9-1.



Figur 9-1: Systemstruktur processfall 2

ra02s 2009-09-11

För processfall 2 anpassas den nya delen för biologisk fosforreduktion via sidströmhydrolys, SSH.

Sidströmshydrolysen har visat sig framgångsrik på många anläggningar i Danmark (9) och innebär att en delström av returslammet hydrolyseras innan det beskickas luftningsbassängen. Genom att hydrolysera returslammet i en sidoreaktor kan bakterier för biologisk fosforreduktion växa till utan störningar från inkommande avloppsvatten exempelvis vid höga flöden. Den biologiska fosforreduktionen blir på så sätt mindre känslig än vid konventionella bio-p processer. Uppehållstiden i SSH-reaktorn är cirka 30 timmar.

På samma sätt som processfall 1 kommer processfall 2 innefatta direktfällning över försedimenteringen samt möjlighet till ytterligare rening av bräddvatten i befintliga sandfilter.

Direktfällningen samt förbättrade slamegenskaper i den biologiska reningen förväntas minska belastningen på sandfiltren från eftersedimenteringsbassängen samt förbiledningen av bräddvatten från försedimenteringen.

Fosforreduktion sker via biologisk fosforreduktion med SSH och UCT-process i det nya respektive gamla biologiska reningssteget.

9.2.2 Dimensionerande beräkningar

Processberäkningar för Processfall 2 redovisas i detta stycke. I detta processfall redovisas nya och gamla delen för sig enligt följande tabeller, se Tabell 9-3 och Tabell 9-4.

Tabell 9-3: Dimensionerande beräkningar för den biologiska reningen processfall 2 utan rening av läkemedelsrester

Parameter	Enhet	Nya delen Värde	G:A delen Värde
Flödesfördelning	%	67	33
Slamhalt	g MLSS/m ³	5,4	4,5
	g MLVSS/m ³	3,8	3,2
Slamålder	d	10	10
Temperatur	°C	12,0	12,0
Slamproduktion	kg SS/kg BOD ₅	0,85	0,85
Nitrifikationshastighet	g N/kg VSS/h	1,6	1,6
Denitrifikationshastighet	g N/kg VSS/h	1,5	1,5
Volym, Anaerob	m ³	16 500	2 900
Volym, Anox	m ³	30 700	20 300
Volym, Ox	m ³	47 500	29 300
Volym, DeOX	m ³	0	0
Volym, Total	m ³	94 500	52 500
F/M-kvot	kg BOD ₅ /kg MLSS/d	0,04	0,04
Total slamålder	d	31	30

Eftersedimenteringen behålls oförändrad. Dimensionerande beräkningar för eftersedimenteringen presenteras i Tabell 9-4.

Tabell 9-4: Dimensionerande beräkningar processfall 2, eftersedimentering

Parameter	Enhet	Nya anl. Värde	G:A anl, värde
Yta total	m ²	7 200	5 300
Ytbelastning, Q _{dim}	m/h	0,8	0,5
Ytbelastning, Q _{max, bio}	m/h	1,8	1,2
Slamytbelastning, Q _{dim}	Kg MLSS/m ² /h	4,1	2,3
Slamytbelastning, Q _{max, bio}	kg MLSS/m ² /h	9,9	5,5

Efter biologisk rening och eftersedimentering renas avloppsvattnet i befintligt filtersteg, se Tabell 9-5

Tabell 9-5: Dimensionerande beräkningar sandfilter steget kopplat till gamla anläggningen.

Parameter	Enhet	Värde
Antal sandfilter	st	30
Yta total	m ²	1 800
Filterhastighet, Q_{dim}	m/h	4,6
Filterhastighet, $Q_{max, bio}$	m/h	12,0

Filterhastigheten vid $Q_{max, bio}$ inkluderar även ett bräddflöde från försedimenteringen.

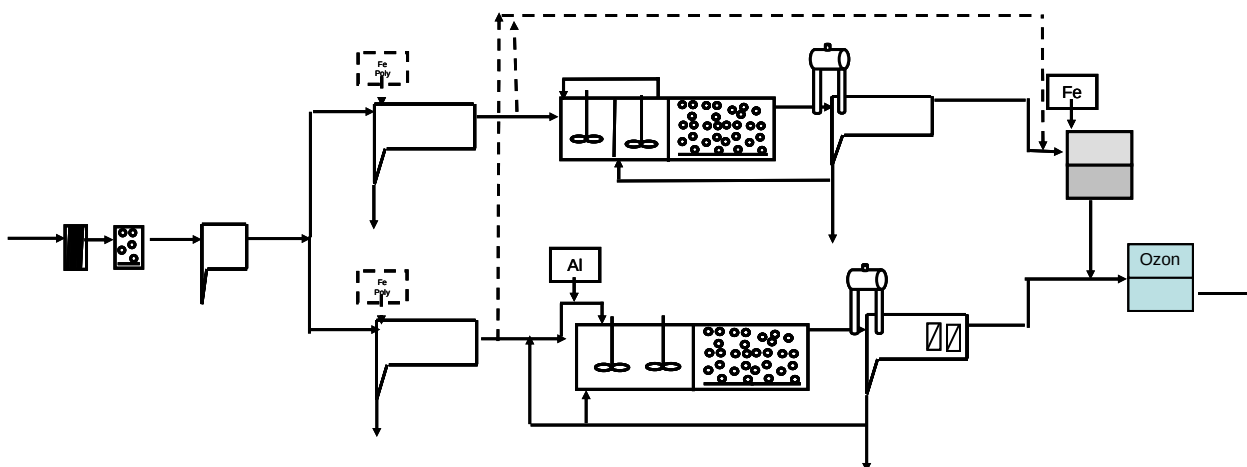
Tabell 9-6: Förväntade reningsresultat, processfall 2 utan rening av läkemedelsrester

Parameter	Enhet	Värde
BOD ₇	mg/l	<3,0
Tot-N	mg/l	< 5,0
Tot-P	mg/l	<0,1
SS	mg/l	<2

9.3 Processfall 2 med rening av läkemedelsrester

9.3.1 Processteknisk utformning

Processfall 2 inklusive rening av läkemedelsrester medför inga skillnader mot för processfall 1 inklusive rening av läkemedelsrester. I och med installationen av avgasningen efter luftningsbassängen samt membranfiltrering på en del av flödet kan slamhalten hållas tillräckligt hög för att erhålla långtgående fosfor och kvävereduktion och på så sätt uppnå de uppsatta reningskraven.



Den gamla delen drivs även här med biologisk fosforreduktion enligt UCT. Den nya är, likt processfall 2, utformad för SSH-process. Bräddvattenbehandling sker via direktfällning över försedimenteringen samt beskickning av befintliga sandfilter enligt processfall 1.

Processberäkningar för Processfall 2 med läkemedelsavskiljning redovisas i detta stycke. Som nämnt ovan skiljer sig denna processlösning processtekniskt inte nämnbart från processfall 1 med rening av läkemedel. Genom att justera slamhalten i luftningsbassängen kan reningsnivån ökas med avseende på kväve och fosfor. Den nya delen, är likt processfall 1, kompletterad med membranfiltrering uppströms poleringssteget med för rening av läkemedel.

I detta processfall redovisas nya och gamla delen för sig enligt följande tabeller:

Tabell 9-7: Dimensionerande beräkningar för den biologiska reningen processfall 1 med rening av läkemedelsrester

Parameter	Enhet	Nya delen Värde	G:A delen Värde
Flödesfördelning	%	70	30
Slamhalt	g MLSS/m ³	4,0	4,5
	g MLVSS/m ³	3,8	3,2
Slamålder	d	10	10
Temperatur	°C	12,0	12,0
Slamproduktion	kg SS/kg BOD ₅	0,85	0,85
Nitrifikationshastighet	g N/kg VSS/h	1,6	1,6
Denitrifikationshastighet	g N/kg VSS/h	1,5	1,5
Volym, Anaerob	m ³	16 500	2 900
Volym, Anox	m ³	30 700	20 300
Volym, Ox	m ³	47 500	29 300
Volym, DeOX	m ³		
Volym, Total	m ³	94 500	52 500
F/M-kvot	kg BOD ₅ /kg MLSS/d	0,03	0,05
Total slamålder	d	35	24

Eftersedimenteringen för gamla delen behålls i princip oförändrad, kompletterad med avgasning av det aktiva slammet då det lämnar luftningsbassängen.

I den nya delen anpassas eftersedimenteringen med avgasning samt membranfiltrering. Genom att använda utnyttja en sedimenteringsbassäng mellan luftningsbassängen och membranheterna minskar belastningen på membranytan och ett mindre membransystem kan användas. Dimensionerande parametrar redovisas i Tabell 9-8.

Tabell 9-8: Dimensionerande beräkningar Processfall 2, eftersedimentering och filtrering

Parameter	Enhet	Nya anl. Värde	G:A anl, värde
Yta total	m ²	7 200	5 300
Effektiv sedimenteringsyta	m ²	5 400	5 300
Ytbelastning, Q_{dim}	m/h	1,1	0,5
Ytbelastning, $Q_{max, bio}$	m/h	2,6	1,1
Slamytbelastning, Q_{dim}	kg MLSS/m ² /h	5,7	2,3
Slamytbelastning, $Q_{max, bio}$	kg MLSS/m ² /h	13,8	5,6
Membranflux, Q_{dim}	l/m ² /h	15	
Membranflux, $Q_{max, bio}$	l/m ² /h	35	
Nödvändig membranarea, Q_{dim}	m ²	383 000	
Nödvändig membranarea, $Q_{max, bio}$	m ²	396 000	
Antal membranenheter, Q_{dim}	st	255	
Antal membranenheter, $Q_{max, bio}$	st	264	
Antal membrantankar	st	15	
Yta membrantankar	m ²	1770	

Filtreringen från nya delen sker via membranfilter. För den gamla delen behålls en del av sandfiltersteget, se Tabell 8-8.

Tabell 9-9: Dimensionerande beräkningar sandfiltersteget kopplat till gamla anläggningen

Parameter	Enhet	Nya anl. Värde	G:A anl, värde
Antal sandfilter	st		15
Yta total	m ²		900
Filterhastighet, Q_{dim}	m/h		2,7
Filterhastighet, $Q_{max, bio}$	m/h		9,6

Reduktion av läkemedel sker via oxidation med ozon i en del av befintliga sandfilter som anpassas till reaktionstank för ozon.

Filterhastigheten vid $Q_{\max \text{ bio}}$ inkluderar även ett bräddflöde från försedimenteringen på 0,75 m³/s.

Förväntade reningsresultat av detta processfall framgår av Tabell 8-10:

Tabell 9-10: Förväntade reningsresultat, processfall 2 med läkemedelsrester.

Parameter	Enhet	Värde
BOD ₇	mg/l	3,0
Tot-N	mg/l	< 5
Tot-P	mg/l	< 0,1
SS	mg/l	<2

10 Processfall 3

10.1 Belastning

Processfall 3 innebär en belastning på 900 000 pe med nuvarande reningskrav. Till detta tillkommer rening av läkemedelsrester.

Enligt den flödes- och belastningsanalys som utförts och redovisats i tidigare stycken innebär processfall 1 en belastningssituation enligt Tabell 10-1, vilket är en betydlig ökning mot nuvarande belastning samt jämfört med processfall 1 och 2.

Tabell 10-1: Processfall 3, belastningsdata

Parameter	Enhet	Processfall 3
Antal anslutna	pe	900 000
Flöde	m ³ /år	100 000 000
Q _{medel}	m ³ /d	274 000
Q _{dim}	m ³ /s	3,8
Q _{max, galler}	m ³ /s	6
Q _{max, förbehandling}	m ³ /s	6
Q _{max, bräddvattenrening}	m ³ /s	0-3
Q _{max, biologiskbehandling}	m ³ /s	5-6
COD	kg/d	132 300
BOD ₇	kg/d	63 000
Total-N	kg/d	10 800
Total-P	kg/d	1 350
SS	kg/d	63 000

Tabell 10-2: Kravnivå för processfall 3

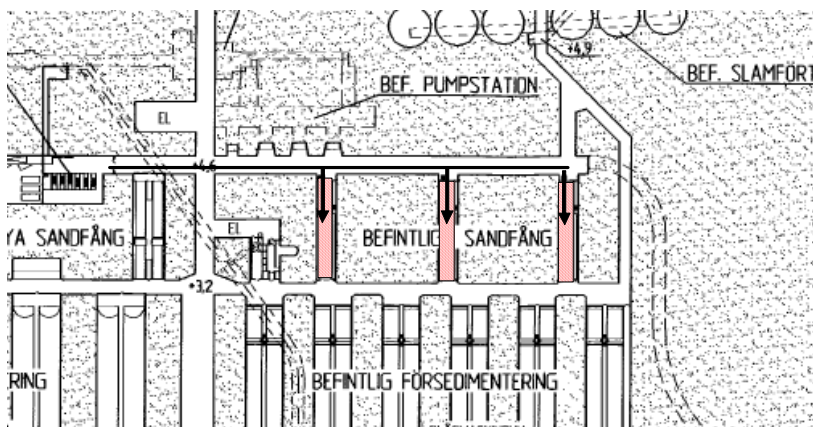
Variabel/Kravnivå	Nuvarande kravnivå	
	Halt, mg/L	Årsutsläpp, t/år
BOD ₇	8	700
Kväve (N)	10	700
Fosfor (P)	0,3	12

10.2 Bräddvattenhantering

Den stora skillnaden mot tidigare processfall är behovet av en bräddvattenrening. Maximalt inkommande flöde till avloppsreningsverket är 9 m³/s enligt flödesanalysen redovisad tidigare i rapporten. Förbehandling och biosteget har kapaciteten upp till 6 m³/s. Möjligt kan förbehandlingen till och med försedimenteringen hantera högre flöden, men biosteget har en maximal hydraulisk kapacitet på 5,5-6 m³/s.

I avsnitt 7.5 redovisades olika metoder för bräddvattenrening., flockning på ballastmaterial och direktfällning. I detta fall är de olika metoderna tillämplbara i olika utsträckning. Direktfällning har ju föreslagits i de tidigare processfallen, 1 och 2, i samband med höga flöden och bräddning på filtersteget. Även i processfall 3 kan direktfällning vara aktuellt i kombination med flockning på ballastmaterial.

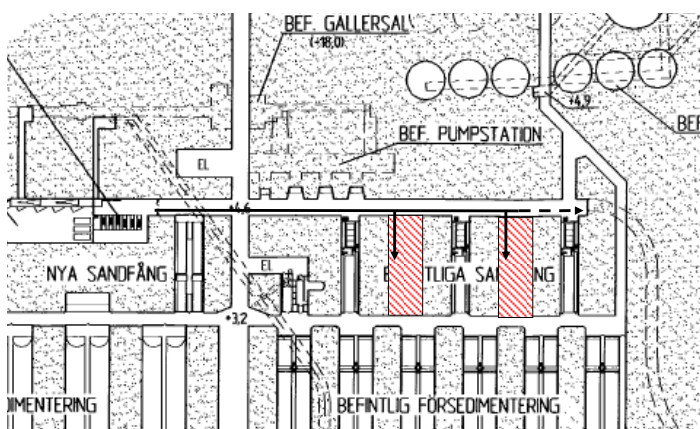
En möjlig variant av flockning på ballastmaterial är en s.k. Actiflo-anläggning. Utformningen finns redovisad ovan i avsnitt 7.5. I Käppalas fall finns olika möjligheter till placering av denna anläggning för bräddvattenrening, exempelvis enligt Figur 10-1. De gamla sandfången är i nuläget avställda och finns fortfarande tillgängliga att använda i processen. Vid höga flöden bräddas inkommande avloppsvatten till bräddtunneln efter gallren. Från fingallren bräddas vattnet förbi inloppskanalen till befintliga sandfång och vidare till inloppskanalen för de gamla avställda sandfången. Där skulle sedan vattnet passera olika överfall till en inloppspump för varje Actifloenhet. På så vis kan systemet automatiseras och varje enhet kan kopplas in efter behov. Renat vatten kan recirkuleras tillbaka till inloppskanalen för Actiflo anläggningen och på så sätt optimera uppstarten av Actiflo anläggningen samt skölja ur inloppskanalen innan systemet stängs av då inflödet till verket minskat tillräckligt mycket.



Figur 10-1: Möjlig placering av Actiflo enheter.

Genom att pumpa vattnet, dvs. lyfta det, till varje Actiflo enhet kan hela den befintliga bergsvolymen i utrymmet för de gamla avställda sandfången användas och dessutom kan flödeskontroll till respektive Actiflo enhet kontrolleras. Däremot innebär användningen av befintliga bergsvolymer begränsningar i hur Actiflo enheten kan utformas för att erhålla optimala hydrauliska egenskaper. Dessutom måste plats för maskinutrustning säkerställas i direktanslutning till Actiflo enheterna.

En alternativ möjlig placering av ett reningssteg för bräddvatten redovisas i Figur 10-2. Där bereds nya utrymmen i befintligt berg mellan de gamla avställda sandfången. I det berg som finns orört mellan de gamla sandfången kan då ett anpassat utrymme sprängas ut och inrymma all utrustning som krävs. Actiflo enheten kan då anpassas optimalt efter önskat flöde och all maskinutrustning kan ställas i direkt anslutning till enheten.



Figur 10-2: Alternativ placering av Actiflo i nya bergtrum.

Tabell 10-3: Dimensionerande värden Actiflo

Parameter	Enhet	Värde
Antal enheter	st	2
Kapacitet, enhet	m ³ /s	1,5
Kapacitet, total	m ³ /s	3,0
Volym, Flockning	m ³	90
Uppehållstid Flockning	min	1,0
Volym, Injektion	m ³	90
Uppehållstid Injektion	min	1,0
Volym, Mogning	m ³	180
Uppehållstid Mogning	min	2,0
Volym, Lamellsedimentering	m ³	340
Area, Lamellsedimentering	m ²	56
Ytbelastning, Lamellsedimentering	m/h	96
Uppehållstid, Lamellsedimentering	min	4,0

Denna bräddvattenrening kan anses vara generellt tillämpbar för processfall 3 och 4. Däremot kan ett resonemang kring etappvis utbyggnad medföra att direktfällningen redan är tillämpad på reningsverket. Att driva två separata bräddvattenreningar kan inte anses vara försvarbart. Möjligheten till att förstärka upp hydrauliken kring en eventuell direktfällningsanläggning bör övervägas speciellt då möjligheten att använda sandfiltren till kompletterande bräddvattenrening kvarstår, se processfall 3 och 4.

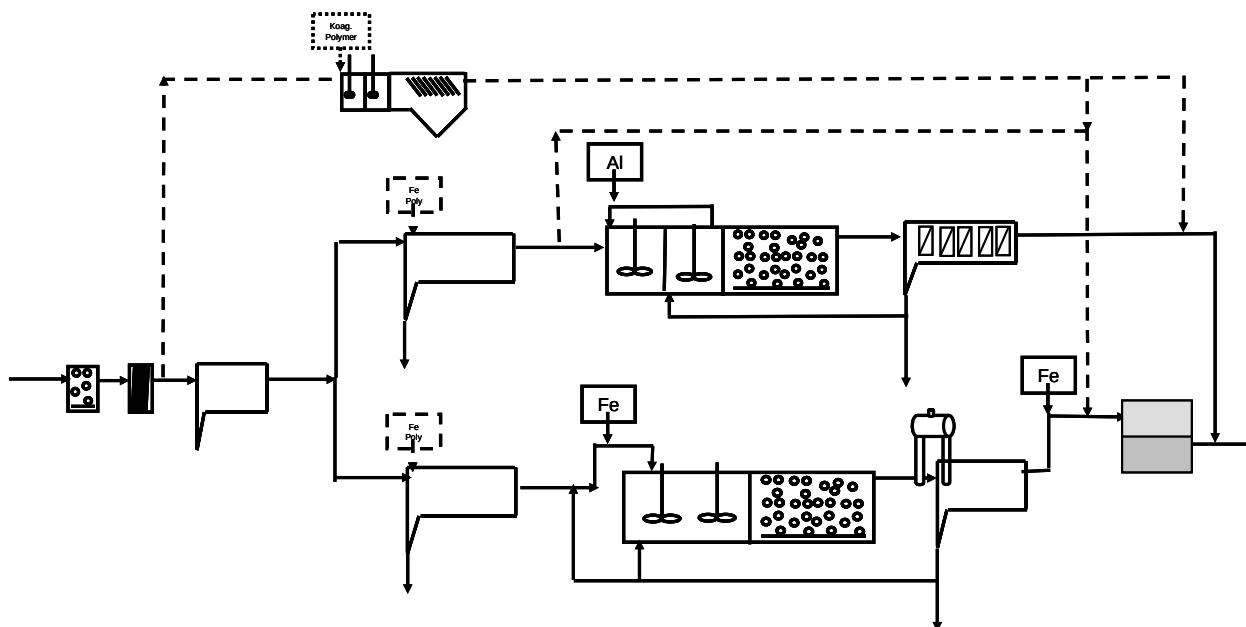
10.3 Processfall 3 utan rening av läkemedelsrester

10.3.1 Processteknisk utformning

Hydrauliskt skiljer processfall 3 sig inte mycket i huvudvattenlinjen mot processfall 1 och 2, se Figur 10-3. I huvudsak behandlas 6 m³/s i ordinarie förbehandling och upp till 6 m³/s i den biologiska reningen. Belastningen av föroreningsparametrar har dock ökat avsevärt och behandlingslinjen måste anpassas därefter.

Den gamla delen anpassas till ett komplett MBR-system. Detta innebär biologisk fosforreduktion med UCT-processen med ett komplett membranfiltreringssteg innan renat avloppsvatten leds till recipient. Genom att öka belastningen något till den gamla delen kan

den nya delen behållas mer eller mindre oförändrad. Nya delen av den biologiska reningen anpassas till biologisk fosforreduktion med SSH-process samt avgasning och på så sätt skapa förbättrade slamegenskaper finns möjligheten att öka kapaciteten i biosteget.



Figur 10-3: Systemstruktur för processfall 3 utan rening av läkemedelsrester

Utgående renat avloppsvatten från den nya delen renas ytterligare i sandfiltersteget som behålls, dels för fosforreduktion men också för filtrering av bräddvatten. Genom att behålla en del av sandfiltren i drift för filtrering av utgående vatten från den nya anläggningen, som inte är kompletterat till ett MBR-system, är filtren tillgängliga för att rena bräddvatten från antingen direktfällning eller Actiflo enheterna. Sandfiltren kommer dessutom att vara betydligt lägre belastade än i nuvarande situation vilket bör utnyttjas för detta ändamål, dvs. bräddvattenrening.

10.3.2 Dimensionerande beräkningar

Med de i avsnitt 5 valda dimensionerande belastningarna för Processfall 3 har processdimensionering för den biologiska reningen utförts enligt nuvarande reningskrav enligt ovan.

Tabell 10-4: Dimensionerandeberäkningar för processfall 3, biologisk rening

Parameter	Enhet	Nya delen Värde	G:A delen Värde
Flödesfördelning	%	60	40
Slamhalt	g MLSS/m ³	4,0	10,0
	g MLVSS/m ³	2,8	7,0
Slamålder	d	10	10
Temperatur	°C	12,0	12,0
Slamproduktion	kg SS/kg BOD ₅	0,85	0,85
Nitrifikationshastighet	g N/kg VSS/h	1,6	1,6
Denitrifikationshastighet	g N/kg VSS/h	1,5	1,5
Volym, Anaerob	m ³	30 000	7 000
Volym, Anox	m ³	30 700	20 000
Volym, Ox	m ³	35 000	25 500
Volym, DeOX	m ³	2 400	
Volym, Total	m ²	94 500	52 500
F/M-kvot	kg BOD ₅ /kg MLSS/d	0,03	0,05
Total slamålder	d	35	24

Tabell 10-5: Dimensionerande beräkningar Processfall 3, eftersedimentering och filtrering

Parameter	Enhet	Nya anl. Värde	G:A anl, värde
Yta total	m ²	7 200	5 300
Ytbelastning, Q _{dim}	m/h	1,14	1,0
Ytbelastning, Q _{max, bio}	m/h	4,6	1,6
Slamytbelastning, Q _{dim}	kg MLSS/m ² /h	7,2	10,3
Slamytbelastning, Q _{max, bio}	kg MLSS/m ² /h	13,8	16,3
Membranflux, Q _{dim}	l/m ² /h		14
Membranflux, Q _{max bio}	l/m ² /h		30
Nödvändig membranyta, Q _{dim}	m ²		391 000
Nödvändig membranyta, Q _{max, bio}	m ²		617 000
Antal membranheter, Q _{dim}	st		260
Antal membranheter, Q _{max bio}	st		412
Antal membrantankar	st		17
Yta membrantankar	m ²		1500

ra02s 2009-09-11

Vid dimensionerande beräkningar på sandfiltret beskickas hela filtersteget med utgående vatten från nya anläggningen med möjlighet att även behandla bräddvatten dels efter direktfällningen i försedimenteringen men även från Actiflo enheterna, se Tabell 10-6.

Tabell 10-6: Dimensionerande beräkningar sandfiltersteget kopplat till nya anläggningen.

Parameter	Enhet	Nya anl. Värde	G:A anl, värde
Antal sandfilter	st	30	
Yta total	m ²	1800	
Filterhastighet, Q_{dim}	m/h	4,6	
Filterhastighet, $Q_{max, bio}$	m/h	13,2	

Processfall 3 förväntas ge utgående reningsresultat enligt Tabell 10-7.

Tabell 10-7: Förväntade reningsresultat, processfall 3 utan läkemedelsrester.

Parameter	Enhet	Värde
BOD ₇	mg/l	5,0
Tot-N	mg/l	< 6
Tot-P	mg/l	< 0,2
SS	mg/l	<2

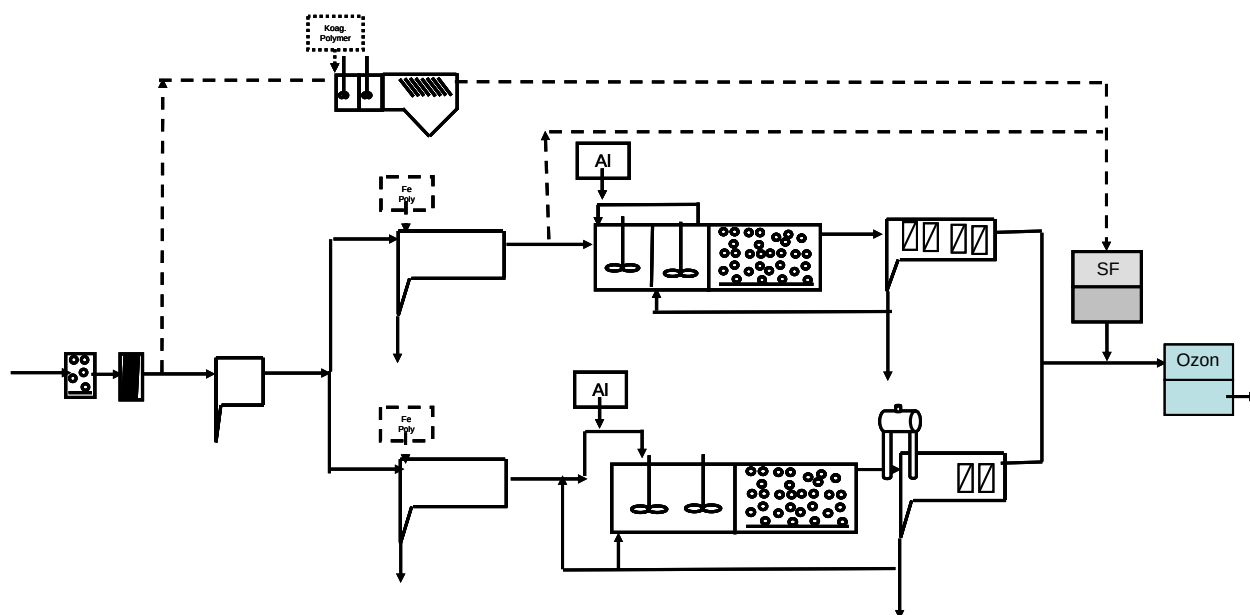
10.4 Processfall 3 med rening av läkemedelsrester

10.4.1 Processteknisk utformning

Möjligheterna till att anpassa anläggningen för avskiljning av läkemedelsrester har presenterats i processfallen 1 och 2 ovan. Utformningen för processfall 3 skiljer sig inte mycket och följer samma princip.

I Processfall 3 utan rening av läkemedelsrester hade den gamla delen anpassats till ett MBR-system. I detta fall kan den delen lämnas oförändrad. För den nya delen anpassas eftersedimenteringsbassängerna för att inbegripa membranfiltrering. Anledningen till att detta är nödvändigt är att för att säkerställa möjligheten för att ha en tillräckligt hög slamhalt i luftningsbassängerna. Enligt tidigare resonemang har

avgasningstornet medfört en möjlighet till ökad slamhalt i luftningssteget utan någon ytterligare åtgärd i eftersedimenteringen. Detta är möjligt till en viss gräns och därefter kan inte funktionen garanteras och ytterligare åtgärder måste vidtas för att säkerställa ett tillräckligt bra utgående vatten för nästkommande reningssteg.



Figur 10-4: Systemutformning processalternativ 3 med rening av läkemedelsrester

Genom att installera membranfiltrering enligt den modell som redovisats ovan, där filtreringen föregås av en sedimenteringsbassäng, kan en effektiv filtrering ske innan avloppsvattnet skickas vidare till efterföljande reningssteg, i detta fall ozonering för läkemedelavskiljning.

Kväve och fosforreduktion sker via biologiska processer, UCT för gamla delen samt SSH för nya delen. Därtill tillkommer kemiskfällning för att säkerställa kontinuerligt låga halter av fosfor.

10.4.2 Dimensionerande beräkningar

Dimensionerande beräkningar har utförts för processfall 3 enligt ställda krav och enligt ovan beskriven processteknisk utformning, se Tabell 10-8.

Tabell 10-8: Dimensionerandeberäkningar för processfall 3, biologisk rening

Parameter	Enhet	Nya delen Värde	G:A delen Värde
Flödesfördelning	%	60	40
Slamhalt	g MLSS/m ³	4,0	10,0
	g MLVSS/m ³	2,8	7,0
Slamålder	d	10	10
Temperatur	°C	12,0	12,0
Slamproduktion	kg SS/kg BOD ₅	0,85	0,85
Nitrifikationshastighet	g N/kg VSS/h	1,6	1,6
Denitrifikationshastighet	g N/kg VSS/h	1,5	1,5
Volym, Anaerob	m ³	30 000	7 000
Volym, Anox	m ³	30 700	20 000
Volym, Ox	m ³	35 000	25 500
Volym, DeOX	m ³	2 400	
Volym, Total	m ³	94 500	52 500
F/M-kvot	kg BOD ₅ /kg MLSS/d	0,03	0,05
Total slamålder	d	21	42

Eftersedimenteringen har anpassats dels till att innefatta ett komplett membranseparationssteg samt även ett membranfiltreringssteg föregånget av en eftersedimentering.

Tabell 10-9: Dimensionerande beräkningar Processfall 3, eftersedimentering och membranfiltrering

Parameter	Enhet	Nya anl. Värde	G:A anl, värde
Yta total	m ²	7 200	5 300
Effektiv sedimenteringsyta	m ²	6590	-
Ytbelastning, Q_{dim}	m/h	1,3	1,0
Ytbelastning, $Q_{max, bio}$	m/h	2,0	1,6
Slamytbelastning, Q_{dim}	kg MLSS/m ² /h	5,0	10,3
Slamytbelastning, $Q_{max, bio}$	kg MLSS/m ² /h	7,9	16,3
Membranflux, Q_{dim}	l/m ² /h	17	14
Membranflux, $Q_{max, bio}$	l/m ² /h	35	30
Nödvändig membranyta, Q_{dim}	m ²	338 000	322 000
Nödvändig membranyta, $Q_{max, bio}$	m ²	260 000	508 000
Antal membranheter, Q_{dim}	st	225	340
Antal membrantankar	st	10	20
Yta membrantankar	m ²	609	1500

Genom att installera de ovan föreslagna åtgärderna förväntas uppställda krav på utsläppsvärden uppnås, se Tabell 10-10.

Tabell 10-10: Förväntade reningsresultat, processfall 3 med läkemedelsrester.

Parameter	Enhet	Värde
BOD ₇	mg/l	5,0
Tot-N	mg/l	< 8
Tot-P	mg/l	< 0,2
SS	mg/l	<2

11 Processfall 4

11.1 Belastning

Processfall 4 innebär kortfattat en på 900 000 pe med strängare reningskrav. Detta fall, tillsammans med tillkommande krav på avskiljning av läkemedelsrester, torde vara det mest komplicerade fallet i denna utredning. Däremot har de tidigare processfallen presenterat goda verktyg för att hantera denna situation.

Enligt den flödes- och belastningsanalys som utförts och redovisats i tidigare stycken innebär processfall 4 en belastningssituation enligt Tabell 10-1.

Tabell 11-1: Processfall 4, belastningsdata.

Parameter	Enhet	Processfall 4
Antal anslutna	pe	900 000
Flöde	m ³ /år	100 000 000
Q _{medel}	m ³ /d	274 000
Q _{dim}	m ³ /s	3,8
Q _{max, galler}	m ³ /s	6
Q _{max, förbehandling}	m ³ /s	6
Q _{max, bräddvattenrening}	m ³ /s	0-3
Q _{max, biologiskbehandling}	m ³ /s	5-6
COD	kg/d	132 300
BOD ₇	kg/d	63 000
Total-N	kg/d	10 800
Total-P	kg/d	1 350
SS	kg/d	63 000

Utsläppskraven för processfall 4 framgår av Tabell 11-2.

Tabell 11-2: Utsläppskrav processfall 4.

Variabel/Kravnivå	Strängare kravnivå	
	Halt, mg/L	Årsutsläpp, t/år
BOD ₇	4	350
Kväve (N)	5	350
Fosfor (P)	0,1	6

11.2 Bräddvattenhantering

För processfall 4 kan även den för processfall 3 föreslagna bräddvattenhanteringen tillämpas. Beroende på en eventuell etappvis utbyggnad kan detta innefatta direktfällning eller Activflo.

11.3 Processfall 4 utan rening av läkemedelsrester

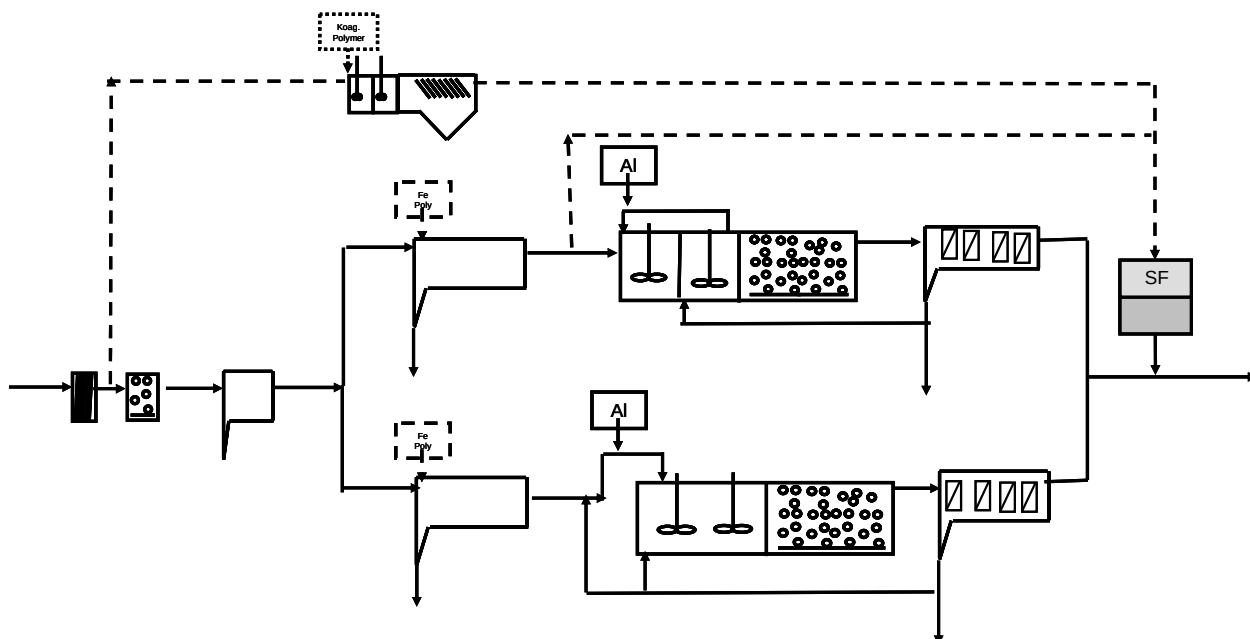
11.3.1 Processteknisk utformning

Processfall 4, 900 000 pe, en ökad belastning i kombination med skärpta utsläppskrav. Ur en rent intuitiv känsla ställs därmed förutsättningarna för anläggningen på sin spets.

För att utnyttja tillgängliga luftningsvolymerna maximalt föreslås att både den gamla och nya delen konverteras till ett komplett och konventionellt MBR-system med membranfiltrering efter luftningsbassängen.

Införandet av ett MBR-system ställer högre krav på förbehandlingen och främst fingallren. I detta alternativ föreslås, enligt diskussion i avsnitt 7.9, en förstärkning av fingallerstationen med håll silar, 2 mm diameter.

Genom att införa konventionell membranfiltrering avseende hela flödet utan avgasning och mellansedimentering erhåller anläggningen en mycket stor kapacitet för biologisk kväve och fosforreduktion.



Figur 11-1: Systemutformning processfall 4 utan läkemedesrening.

Ny delen anpassas för biologisk fosforreduktion med SSH och gamla delen behåller sin UCT-process. Ytterligare kvävereduktion sker via kemiskfällning. Genom att installera kompletta MBR-system i båda linjerna skapas en mycket stor organisk kapacitet i anläggningen. Dessutom ger membranseparationen ett per definition vatten fritt från suspenderad substans och därmed kan sandfiltersteget frigöras från ordinarie drift.

Därmed blir en volym i befintlig anläggning "övertalig". Ett alternativ kan vara avställning av sandfiltersteget eller att anpassa det delvis för ytterligare rening av bräddvatten från antingen actifloenheter eller direktfällningslinjen.

Bräddvattenreningen kvarstår enligt processfall 3 med möjlighet till direktfällning, beroende på eventuell etapputbyggnad, och Actiflo. Här finns också en möjlighet att beskicka befintliga sandfilter med bräddvatten, dels från Actiflo enheterna men också från förbigången efter försedimenteringen.

11.3.2 Dimensionerande beräkningar

Dimensionerande beräkningar för processfall 4 redovisas nedan i Tabell 11-3. Notera här den slamhalt som använts i luftningsbassängerna och kontempera utvecklingen av MBR-tekniken över de senaste åren. Borta är de glädje kalkyler som redovisat extrema slamhalter för membranseparation. 30 gMLSS/l är inte en realitet och konsensus bland leverantörer av dylik utrustning verkar vara mellan 8 och 12 gMLSS/l. Enligt nedan beräknas den biologiska reningen med en slamhalt på 8 gMLSS/l vilket kan anses vara konservativt.

Tabell 11-3: Dimensionerandeberäkningar för processfall 4, biologisk rening

Parameter	Enhet	Nya delen Värde	G:A delen Värde
Flödesfördelning	%	60	40
Slamhalt	g MLSS/m ³	8,0	8,0
	g MLVSS/m ³	5,6	5,6
Slamålder	d	10	10
Temperatur	°C	12,0	12,0
Slamproduktion	kg SS/kg BOD ₅	0,85	0,85
Nitrifikationshastighet	g N/kg VSS/h	1,6	1,6
Denitrifikationshastighet	g N/kg VSS/h	1,5	1,5
Volym, Anaerob	m ³	30 000	7 000
Volym, Anox	m ³	28 000	20 000
Volym, Ox	m ³	35 000	25 500
Volym, DeOX	m ³	2 400	
Volym, Total	m ³	94 500	52 500
F/M-kvot	kg BOD ₅ /kg MLSS/d	0,07	0,09
Total slamålder	d	42	33

Dimensioneringen av membranfiltreringen framgår av Tabell 11-4.

Tabell 11-4: Dimensionerande beräkningar Processfall 4, eftersedimentering och membranfiltrering

Parameter	Enhet	Nya anl. Värde	G:A anl, värde
Yta total	m ²	7 200	5 300
Ytbelastning, Q_{dim}	m/h	1,3	1,0
Ytbelastning, $Q_{max, bio}$	m/h	2,0	1,6
Slamytbelastning, Q_{dim}	kg MLSS/m ² /h	5,0	10,3
Slamytbelastning, $Q_{max, bio}$	kg MLSS/m ² /h	7,9	16,3
Membranflux, Q_{dim}	l/m ² /h	14	14
Membranflux, $Q_{max, bio}$	l/m ² /h	30	30
Nödvändig membranyta, Q_{dim}	m ²	587 000	391 000
Nödvändig membranyta, $Q_{max, bio}$	m ²	396 000	264 000
Antal membranenheter, Q_{dim}	st	390	260
Antal membrantankar	st	17	10

Genom att använda ett komplett MBR-system för hela avloppsreningsverket skapas en mycket stor organisk kapacitet med möjlighet till långtgående biologisk rening. Givna utsläppskrav kan därmed säkerställas.

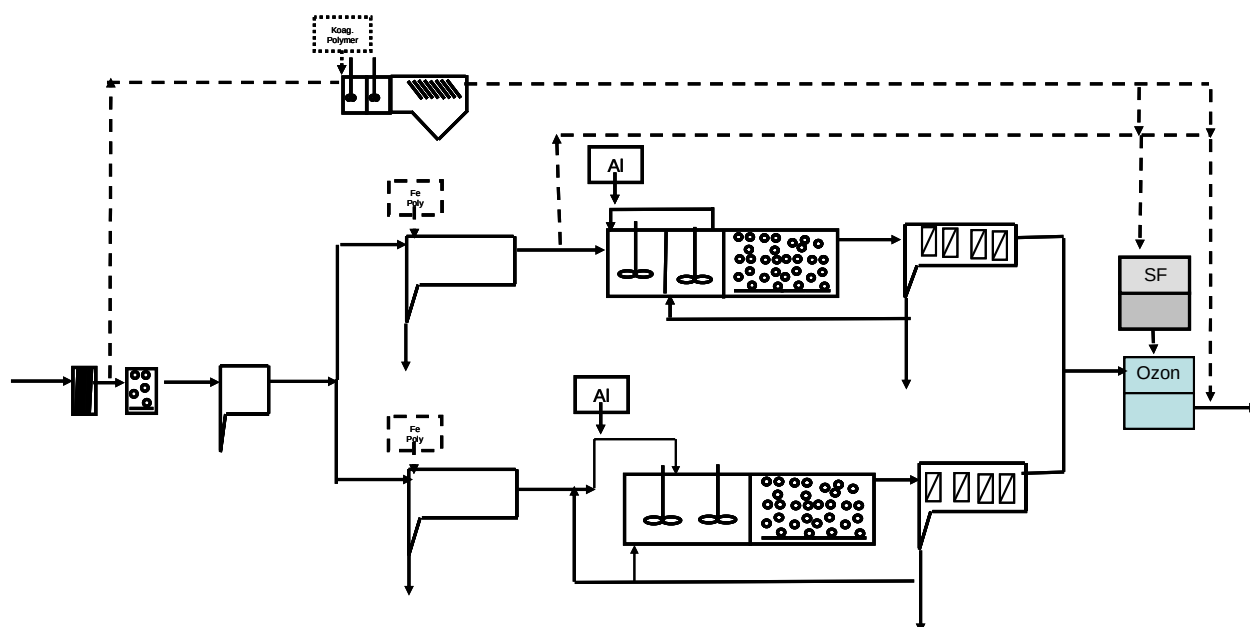
Tabell 11-5: Förväntade reningsresultat, processfall 4 utan läkemedelsrester.

Parameter	Enhet	Värde
BOD ₇	mg/l	2,0
Tot-N	mg/l	< 5,0
Tot-P	mg/l	< 0,1
SS	mg/l	<2

11.4 Processfall 4 med rening av läkemedelsrester

11.4.1 Processteknisk utformning

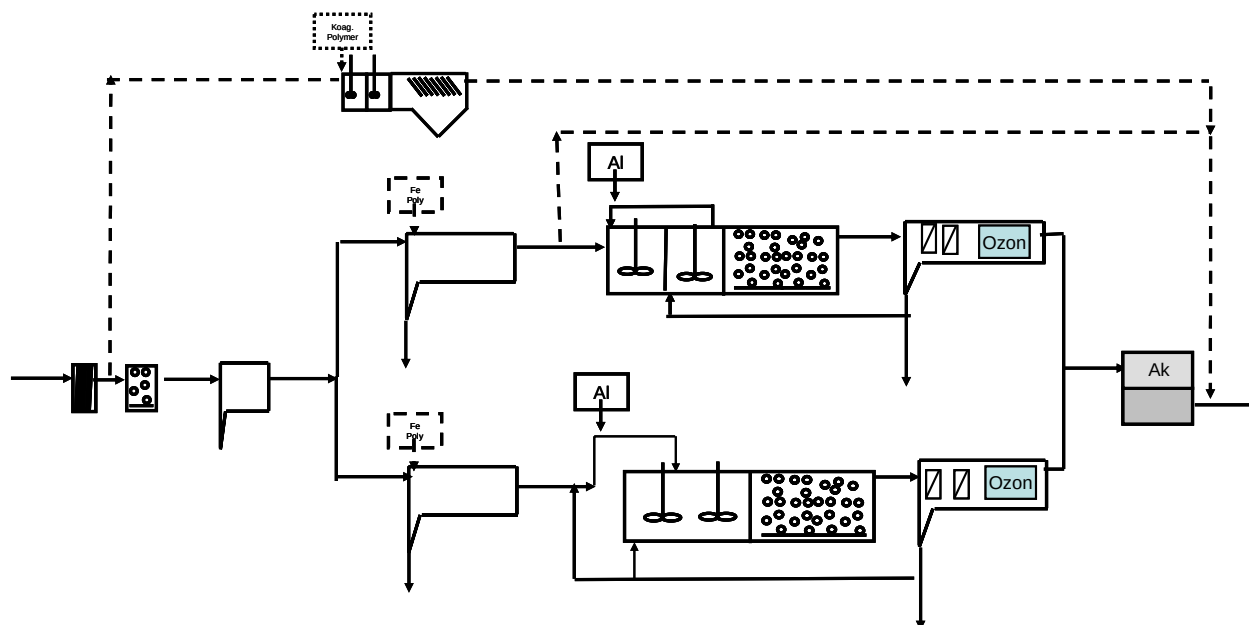
För att säkerställa tillräckligt låga utgående värden i och med ökad belastning upp till 900 000 pe samt marginal för långtgående läkemedelsavskiljning föreslås en membran anläggning för slutseparering efter den biologiska reningen. Till skillnad från tidigare alternativ innefattar denna lösning ingen avgasning av det aktiva slammet innan det når eftersedimenteringen där nu membranenheter installeras. Med den ökning av slammängd som ett MBR-system medger finns många alternativ till processlösningar för den biologiska reningen som annars inte skulle vara möjliga inom tillgängliga volymer.



Figur 11-2: Systemutformning processfall 4 med rening av läkemedel

Likt tidigare processförslag sker biologisk fosfor- och kvävereduktion via SSH- och UCT-process i nya respektive gamla delen. Detta kompletteras med fällningskemikalier. Membranfiltrering efter luftningsbassängerna säkerställer ett utgående vatten fritt från partiklar.

För att visa möjligheterna med ett MBR-system och vilka volymer som kan frigöras i och med införandet av membranfiltrering kan följande systemutformning studeras, se Figur 11-3.



Figur 11-3: Systemutformning alternativt processalternativ 4 med rening av läkemedelsrester

Ur Figur 11-3 framgår att båda behandlingslinjerna har kompletterats med ett MBR-system, med totalt 36 st membranfilter reaktorer. Dessa upptar en sammanlagd area om ca 2 000 m² respektive 1 500m² i nya respektive gamla eftersedimenteringen. I det fall membranfiltren används strikt i en MBR-applikation, jämför tidigare då de förgicks av avgasning och en förminskad eftersedimentering, innebär membranfiltren ett sista steg inför vidare behandling. Resterande area i eftersedimenteringsbassängerna blir då tillgängliga för andra processer, dvs. 5 200 m² och 3 800 m² motsvarande en volym av ca 32 000 m³ och 15 000 m³ respektive för nya och gamla delen.

Detta innebär en avsevärd volym som görs tillgänglig, ca 30 % av totala volymen av biosteget, som kan utnyttjas i processen. Exempelvis kan ozonering ske, vilket enligt resonemang ovan innebär ett volymsbehov av ca 1 700 m³ vid dimensionerande flöde. Vidare kan volymer för rejektivattenvolymer inbegripas i dessa nya friställda volymer. Dessutom blir möjligheten till att installera ett filtersteg med aktivt kol är inte längre volymbegränsat. Slutligen frigörs hela volymen för sandfiltren att användas i någon annan funktion än som filtersteg.

Däremot finns en hel del anläggningstekniska problem som måste lösas på plats i en närmare utformning av en sådan systemutformning.

11.4.2 Dimensionerande beräkningar

I tabellerna nedan följer dimensionerande beräkningar för processalternativ 4 enligt systemutformning redovisad i Figur 11-2.

Tabell 11-6: Dimensionerandeberäkningar för processfall 4, biologisk rening.

Parameter	Enhet	Nya delen Värde	G:A delen Värde
Flödesfördelning	%	60	40
Slamhalt	g MLSS/m ³	8,0	8,0
	g MLVSS/m ³	5,6	5,6
Slamålder	d	10	10
Temperatur	°C	12,0	12,0
Slamproduktion	kg SS/kg BOD5	0,85	0,85
Nitrifikationshastighet	g N/kg VSS/h	1,6	1,6
Denitrifikationshastighet	g N/kg VSS/h	1,5	1,5
Volym, Anaerob	m ³	30 000	7 000
Volym, Anox	m ³	30 000	20 000
Volym, Ox	m ³	35 000	25 500
Volym, DeOX	m ³		
Volym, Total	m ³	97 400	52 500
F/M-kvot	kg BOD5/kg MLSS/d	0,03	0,05
Total slamålder	d	21	42

Tabell 11-7: Dimensionerande beräkningar processfall 4, eftersedimentering och membranfiltrering

Parameter	Enhet	Nya anl. Värde	G:A anl, värde
Yta total	m ²	7 200	5 300
Ytbelastning, Q_{dim}	m/h	1,1	1,0
Ytbelastning, $Q_{max, bio}$	m/h	1,6	1,5
Slamytbelastning, Q_{dim}	kg MLSS/m ² /h	9,1	8,3
Slamytbelastning, $Q_{max, bio}$	kg MLSS/m ² /h	13,2	11,9
Membranflux, Q_{dim}	l/m ² /h	14	14
Membranflux, $Q_{max, bio}$	l/m ² /h	30	30
Nödvändig membranyta, Q_{dim}	m ²	587 000	391 000
Nödvändig membranyta, $Q_{max, bio}$	m ²	848 000	565 000
Antal membranenheter, Q_{dim}	st	391	260
Antal membrantankar	st	33	22

De förväntade reningsresultaten från anläggningen för processalternativ 4 med läkemedelsrester redovisas nedan i Tabell 11-8.

Tabell 11-8: Förväntade reningsresultat, processfall 4 med läkemedelsrester.

Parameter	Enhet	Värde
BOD ₇	mg/l	3,0
Tot-N	mg/l	< 5,0
Tot-P	mg/l	< 0,1
SS	mg/l	<2

12 Rejektvattenbehandling

Rejektvattenbehandling är ett effektivt sätt att redan i en separat processreducera kvävebelastningen från slamavvattningen på anläggningen. Det finns åtskilliga metoder för hur detta kan ske och nedan presenteras ungefärlig utformning av två intressanta varianter, ammoniakdesorption och anammox.

Den slutliga utformningen av rejecktavattenbehandlingen bestäms delvis av vilken modell som väljs för vattenbehandlingen. Som framgått av ovan kommer olika tekniska lösningar att ge olika stora "överskottsvolymer". Dessa kan i sin tur nyttjas på olika sätt. En möjlighet är att bygga in 5 enheter i anslutning till var och en av de befintliga luftningsbassängerna i den nya delen. Detta kan exempelvis ske då membranteknik tillämpas i biosteget kommer volymer i eftersedimenteringsbassängerna att frigöras. Detta frigör volymer där en rejecktavattenbehandling kan ske. Exempelvis vid Processfall 4 frigörs ytor och volymer i både det nya och det gamla eftersedimenteringsblocket. Därmed finns möjligheten att anpassa en delvolym av befintliga biologiska reaktorer till behandling av rejecktavatten. En uppenbar fördel med denna modell är att olika former av "ympning" kan ske på ett enkelt sätt från eller till rejecktavattenbehandlingen.

Olika metoder för rejecktavattenbehandling har redovisats ovan i avsnitt 7.8 ovan. Det är inte helt självklart vilken metod som är bäst lämpad i det enskilda fallet. I följande stycken resoneras kring olika metoder och utformning.

12.1 Ammoniakdesorption

Enligt förslag ovan i avsnitt 7.4.4 har förslag på en anläggning för ammoniakdesorption tagits fram. Anläggningen föreslås bestå av ett förbehandlingssteg, en desorptionskolonn (stripper) och en absorptionskolonn (skrubber) kopplade i serie. Avdrivning av ammoniak sker i en fyllkroppskolonn med luft (motström) vid förhöjt pH-värde och en temperatur av 40-50°C eller högre. Den ammoniakhaltiga avdrivningsluften leds efter droppavskiljning till en absorptionskolonn där luften tvättas med en svavelsur lösning (valfri syra kan här användas). Bildad ammoniumsulfatlösning tappas av så

att en koncentration strax under 380 g/l erhålls. Luften används sedan för återigen för desorption i ett slutet, cirkulerande system.

12.1.1 Processteknisk utformning

Halten suspenderat material från avvattningen har angivits till 400 g/m³, vilket i sin tur kräver en förbehandling innan en ammoniakdesorption är aktuell. Förbehandlingen föreslås ske via kemiskfällning och filtrering via ett kontinuerligt spolande sandfilter. Som huvudkoagulant kan användas järn (Fe³⁺)- alternativt aluminiumföreningar. Då alkaliniteten är låg krävs pH-justering med lut för att upprätthålla optimalt fällnings-pH. Förbrukningen blir då i huvudsak stökiometrisk mot tillsatt järn eller aluminium².

Efter fällning beräknas halten suspenderade ämnen vara <10 mg/l. Viss reduktion av fosforhalterna kommer även att ske. Ett alternativ skulle här kunna vara att justera upp pH-värdet före filter så att ammoniumöverskottet till ammoniak för att på så sätt få eventuella karbonatutfällningar i sandfiltret och på så sätt öka tillgängligheten på desorberanläggningen. Detta förutsätter förstås fällning med järn samt att sandfiltren dubblas så att ett kan tvättas (organisk syra) medan det andra är i drift.

Vid den kemiska fällningen kommer även partikelbundna fraktioner av exempelvis kväve och fosfor att avskiljas (den senare även genom utfällning av metallfosfat). Vidare kommer viss del av föroreningarna att tas ur systemet via slamavdraget. Det bedöms dock att dessa mängder är små och hänsyn har därför inte tagits till detta förhållande i föreliggande översiktliga förslag.

Utformning av respektive kolonn samt dimensionerande data redovisas i sammandrag i tabell 1.

Anläggningens principiella utformning framgår av processchema i figur 1 nedan.

² Används polyaluminiumklorid innehåller produkten viss alkalimängd som något minskar behovet av lut.



Anläggningsens utformning med huvuddimensioner och belastningsdata redovisas i tabell 1. Vid redovisad design bör ammoniumhalten i utgående behandlat vatten inte överstiga 10 mg/l (ca 8 mg/l $\text{NH}_4\text{-N}$) vid genomsnittlig belastning. Vid maximal belastning kan halten i utgående behandlat vatten stiga till ca 15 mg $\text{NH}_4\text{-N/l}$.

Tabell 12-1. Huvuddata för desorptions- och absorptionskolonner

Parameter	Enhet	Desorption	Absorption
Kolonndiameter	mm	3 000	3 000
Kolonnarea	m²	7,1	7,1
Bäddhöjd	mm	4 400	3 400
Vattenflöde	m³/h	40	175
Hydraulisk belastning	m/h	5,7	25
Temperatur	°C	40-50	>40°C (utan kylning)
Tryck	mbar	1013	1013
Gasflöde	m³/h	80 000	80 000

För att minimera driftkostnaderna bör även värmeåtervinning installeras på utgående vatten från desorptionskolonnen. Totalt sett erhålls ett visst energiöverskott, som är relativt högt beroende på höga ingående halter, varför det bedöms att extern energi normalt inte behöver tillföras processen.

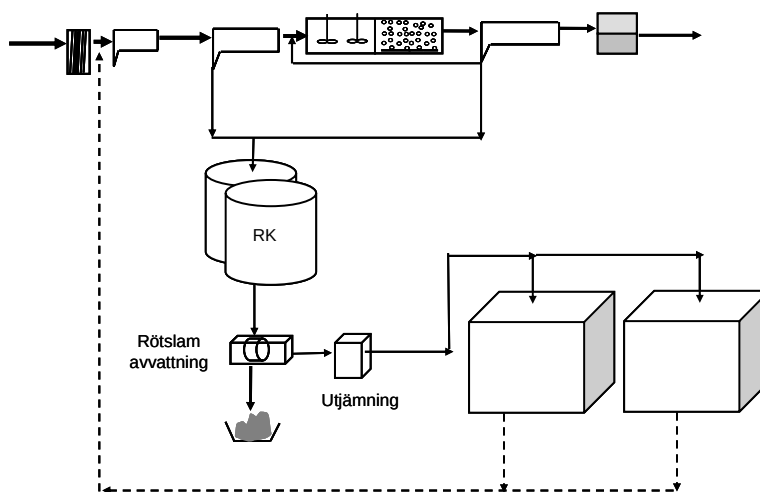
12.2 Anammox

Anammox, eller anaerob ammoniumoxidation med nitrit, har implementerats på flera anläggningar i Europa och vid Himmerfjärdens avloppsreningsverk söder om Stockholm. Utformningen av en anammox anläggning kan ske på olika sätt. Då tillväxthastigheten för anammoxbakterier är långsam är en biofilm eller granulsystem nödvändigt.

Genom att utnyttja bärmaterial kan en enstegsprocess tillämpas. En enstegsprocess innebär att den partiella nitritationen och anammox reaktionen sker i samma reaktor. Detta är möjligt då bärmaterialet erhåller två ytskikt med aktiva mikroorganismer, ett yttre skikt med oxidation av ammonium till nitrit samt ett inre skikt med anammox.

12.2.1 Processteknisk utformning

En möjlig utformning på en behandlingsanläggning för rejektivatten inbegripande Anammox är en enstegsprocess, som med fördel kan ske i SBR-reaktorer (16), med bärmaterial eller granulerat slam.



Figur 12-2: Principschema Anammox i SBR.

12.3 Konventionell rejektivattenbehandling

En bedömning av en biologisk rejektivattenbehandling baseras på att av temperatur och koncentrationsskäl blir kväveomvandlingen 3 gånger så effektiv som i vattenbehandlingen. Uppskattningsvis krävs 3 % av luftningsinsatser för att hantera 10 % av kvävebelastningen. Reaktorerna kan antingen utformas som 2 enheter om vardera 3 740 m³ eller 1 500 m³ fördelat på fem enheter. Detta kan implementeras i befintliga luftningsbassänger beroende på val av biologisk processlösning och den volym som därur frigörs.

13 Utvärdering av processförslag

I detta avsnitt redovisas nyckeltal och bedömda kostnader för de olika processalternativen. Jämförelsen kommer att göras främst med avseende på huvudbehandlingslinjerna. Detta då de olika kompletterande som kan göras utöver behandling av inkommande avloppsvattenmängder, dvs. rejektvatten och läkemedelsavskiljning, inte i sig är nödvändiga för att säkerställa utsläppskraven.

13.1 Kostnadsbedömningar

De kostnader som redovisas i detta stycke ska hanteras i allra högsta grad som preliminära och bör enbart användas för inbördes jämförelse. På samma sätt kommer kostnaderna behandlas för att redovisa relevanta nyckeltal.

Tabell 13-1: Sammanställning av drift- och investeringskostnader.

		Processfall ³							
		1		2		3		4	
Byggnadsdel	Enhet	UL	ML	UL	ML	UL	ML	UL	ML
Bräddvattenrening	Mkr	71	71	71	71	95	95	95	95
Biologisk rening	Mkr	116	678	116	678	615	1152	1357	1357
Läkemedelsavskiljning	Mkr		54		54		70		70
Total anläggningskostnad	Mkr	187	803	187	803	710	1317	1452	1522
Kapitalkostnad	Mkr/år	19	80	19	80	71	132	145	152
Drift- och underhållskostnad	Mkr/år	69	92	69	92	121	126	153	159
Total årskostnad	Mkr/år	88	172	88	172	192	258	298	311
Specifik investeringskostnad	kr/pe	267	1147	267	1147	1014	1881	2074	2174
Specifik reningskostnad, N	kr/kgN	37	73	32	63	59	79	82	87

³ UL utan läkemedelsrening, ML med läkemedelsavskiljning

Kommentar till investerings- och driftkostnader

Investeringskostnaderna och drift och underhållskostnaderna presenterade i Tabell 13-1 och **Fel! Hittar inte referenskölla.** måste ses som preliminära och användas främst i jämförande syfte. Som synes är några av processfallen mycket investeringskrävande vilket kan härledas till införandet av membranseparation som utan tvekan är en kostnadsintensiv utrustning. Kostnaderna nedan inkluderar bygg, maskin, el och styr, entreprenadkostnader, konsulter och administration samt eventuella oförutsedda tillkommande kostnader.

Att utföra en detaljerad kalkyl av drift- och underhållskostnader i detta skede när näst intill omöjligt. Däremot har en bedömning gjorts baserat på erfarenheter och angivna ungefärliga kostnader för olika processenheter och utrustning. Bedömningen av drift- och underhållskostnader innefattar för samtliga alternativ elenergi, fällningskemikalier, polymer, kolkälla samt eventuell utökning av bergrum och transporter. För de fall membranseparation används har årskostnader för byte av membran inkluderats. I det fall bräddvattenrening med Actiflo har tillämpats har kostnaden för nya bergutrymmen enligt ovan föreslagen placering inkluderats. Nya bergutrymmen har även uppskattats till utrustningen för ozongenerering.

Driftkostnaderna kan jämföras med 2008 års driftkostnader som var ungefär 60 Mkr. Ur Tabell 13-1 ovan ses driftkostnaderna öka främst i de alternativ då membranfiltrering tillkommit. Detta grundar sig i en ökad energi förbrukning för exempelvis renblåsning av membranerna samt rengöringskemikalier.

Specifik kostnad för kvävereningen, kr/kg N, är beräknad på den totala årskostnaden för varje processfall.

13.2 Övriga bedömningar

13.2.1 Biogasproduktion

Produktionen av biogas (Metangas) kommer givetvis att öka med ökad anslutning till Käppalaverket. Det är däremot inte givet att ökningen blir proportionell mot den ökade anslutningen, särskilt i de fall en högre reningseffekt krävs. Då utgående kvävehalt skall hållas under 5 mg/l kommer behovet av organiskt kol för denitrifikationen att

öka. Detta innebär i sin tur, att två modeller kan bli aktuella. Den första modellen har redan inkluderats i processanalysen: En förbättrad hydrolys av slammet, som i sin tur frigör lättillgängligt organiskt kol – för såväl biologisk fosforreduktion som en längre gående denitrifikation.

Den andra modellen innebär, att en extern kolkälla nyttjas för denitrifikationen. I detta fall kan Mer primärslam tillföras rötningen – genom en mer omfattande förfällning. Detta sker dock till priset av en biologisk fosforreduktion och en "intern" denitrifikation.

13.2.2 Utsläppsavgifter

De avgifter som kan förekomma gällande utsläpp är i nuläget begränsat till miljöskyddsavgifter, som kortfattat kan innebära vite för avloppsreningsverket då gränsvärden och riktvärden inte efterföljs.

Däremot förekommer en diskussion angående utsläppsskatter för aktörer inom VA-branschen (27). Möjligheten till ett avgiftssystem för avloppsreningsverk håller i nuläget på att utredas, med inriktning på vattendirektivet och på Baltic Sea Action Plan - BSAP, och de förslag som finns bygger egentligen på två principer. Ena principen är en avgiftssystem som baseras på utsläppt mängd kväve och fosfor i kg/år. Detta system skulle omfatta jordbruk, industri och VA-sektorn men med en inriktning på subventioner för jordbruk och den starkt konkurrens utsatta industrisektorn. Rent intuitivt skulle detta kunna innebära att VA-sektorn får ta kostnader som sedan fördelas ut på de andra sektorerna. Detta är helt emot PPP-principen, eller Polluter Pays Principle där förorenaren betalar, och bland annat Svenskt Vatten har motsatt sig detta.

Ett tänkbart alternativ kan vara en tillämpning liknande det system för NOx utsläpp från den energiproducerande sektorn, där industrier betalar för utsläppt mängd NOx men får tillbaka pengar för varje producerad kWh. En tänkbar implementering av detta systemet i VA-sektorn kan exempelvis vara en avgift på utsläppta mängder kväve och fosfor, specifikt för den aktuella myndigheten, där avloppsreningsverken får tillbaka pengar baserat på antal anslutna personer. Genom driftoptimering och utbyggnader kan då utsläppsavgiften räknas hem och är avloppsreningsverket bättre än snittet vinner man pengar på systemet.

Utredningarna väntas presenteras under våren 2010 och Svenskt Vatten kommer att följa upp detta noga.

Det är därmed inte möjligt att i nuläget avgöra huruvida Käppalaverket kommer att utsättas för några utsläppsavgifter. Gällande eventuella miljöskyddsavgifter så medför de föreslagna åtgärderna beskrivna i detta dokument att gränsvärden och riktlinjer förväntas uppnås och därmed kommer det inte att bli aktuellt med några miljöskyddsavgifter.

13.2.3 Slamegenskaper

Flera processtekniska modifieringar bedöms medverka till förbättrade separations egenskaper i slammet:

Genom lamellsedimentering i försedimenteringen förkortas slammets uppehållstid i dessa bassänger, och därmed kan en snabbare förtjockning av slammet ske.

Med installation av ett avgasningssteg förbättras bioslammets separationsegenskaper vilket också förbättrar den fortsatta förtjockningen.

13.2.4 Drift och driftsäkerhet

De valda delprocesserna baseras i varje fall på väl beprövad teknik, även om den inte alltid finns representerad i Sverige. I samtliga fall återfinns de "nya" processlösningarna i stort antal representerade vid anläggningar i drift i såväl Europa som Nordamerika. Det är dessutom viktigt i sammanhanget att understryka att anläggningen har totalt 11 parallella linjer, varför det i de allra flesta fall finns en mycket god reningskapacitet, även om en linje är avställd för reparation och underhåll.

Föreslagna processlösningar ger också en flexibel anläggning och i kombination med automatisk processtyrning och kontrollstrategier kan nya system enkelt övervakas via SCADA.

14 Diskussion kring föreslagna åtgärder

Med de föreslagna åtgärderna för respektive processfall 1-4 redovisade ovan förväntas Käppalaverket klara av de nya förutsättningar som presenterats i detta utredningsuppdrag. De processlösningar som presenterats är de som förevisats mest attraktiva för att utnyttja befintlig anläggning till det yttersta.

Vissa av processerna kommer att kräva stora investeringar och relativt stora ingrepp i befintlig anläggning men detta bör vägas mot möjligheten att spränga ut nya utrymmen under befintlig anläggning. Käppalaverket är dock tidigt ute med dessa frågor än så länge finns tid att grundligt utvärdera vilka alternativ som passar Käppalaverket bäst, ur både teknisk och ekonomisk synvinkel.

En av fördelarna med de processförslag som presenterats ovan är att samtliga på ett eller annat sätt kan utvärderas i pilotskala. Detta bör med fördel utföras innan beslut tas om fortsatt utveckling av förslagen. Detta är också speciellt viktigt då alla avloppsreningsverk är unika på sitt eget sätt.

Avgasningsutrustning kan enkelt anpassas till en luftningsbassäng och utvärderas till fullo. Försök i mindre skala är också möjliga och kan utföras inom en relativt kort tidsrymd. Utöver avgasning av det biologiska aktiva slammet kan även avgasning av rötslam vara en aspekt som måste tittas närmare på. Möjligheten att extrahera bunden gas ur rötslammet via vakuum borde vara högaktuell med referens till att maximera rötgasproduktionen.

En membranläggning i olika utföranden kan också anpassas till utvärdering i pilotskala vilket är tillbörligt då dimensionering av membransystemet ska göras. Utbyggnaden med membran behöver inte föras fullt ut direkt. Ett begränsat antal eftersedimenteringsbassänger kan i ett första steg kompletteras med membranenheter. Sedan kan anläggningen byggas ut efterhand beroende på hur flödesbelastningen på verket utvecklas.

En utbyggnad av anläggningen med membranteknik kommer att medföra att volymer i befintlig anläggning frigörs. Detta tillåter t.ex. en rejektvattenbehandling i existerade volymer utan att för den delen

göra avkall på den biologiska kapaciteten eller eventuell sedimenteringsvolym.

Vad gäller systemet för bräddvattenrening, direktfällning och Actiflo, måste en noggrann analys av den hydrauliska kapaciteten i verket göras och ställas mot en flödesanalys för att hitta det rätta systemet vid rätt tidpunkt. Om möjligheten finns att förstärka hydrauliken i förbehandlingen och medför möjligheten till en ökad hydraulisk belastning på förbehandlingen och främst försedimenteringen måste direktfällning ställas som ett alternativ mot en Actiflobehandling av bräddvatten. I kombination med en möjlig avlastning av befintliga sandfilter i och med ett membranfiltreringssteg kan direktfällning på sandfilter vara en mycket attraktiv lösning för hur bräddvatten ska hanteras.

Frågeställningen kring rening av läkemedelsrester och metoder för rening av läkemedelsrester måste höjas och utvecklas. Enligt resonemang ovan är kännedomen om problematiken med olika metoder och analysförfarande fortfarande ett relativt nytt forskningsområde och mer kunskap inom området måste fram. Detta gäller speciellt området med restprodukter från t.ex. oxidationsmetoder så som ozon och UV/väteperoxid. Däremot verkar konsensus inom forskarvärlden vara att ett aktivt slamssystem med hög slamålder ger god avskiljning av läkemedelsrester, upp till 80 %. För att reducera de resterande 10 % krävs ytterligare reningssteg. Här kan frågan ställas vad dessa ytterligare 10 % gör för nytta, ur ett rent miljömässigt och ett ekonomiskt perspektiv. Kan mängden, motsvarande 10 %, reduceras på annat håll exempelvis via uppströms arbete? Många aspekter och frågor kvarstår innan klara riktlinjer för läkemedelsavskiljning slutligen har kristalliserats.

De ovan föreslagna processlösningarna kan med fördel delas upp i mindre komponenter och kombineras till ytterligare olika modeller. Som nämnt ovan finns ofta inte enbart en lösning på ett processfråga men med denna kännedom om hur verket kan utvecklas för att möta nya belastningar och strängare utsläppskrav ter sig framtiden ljus.

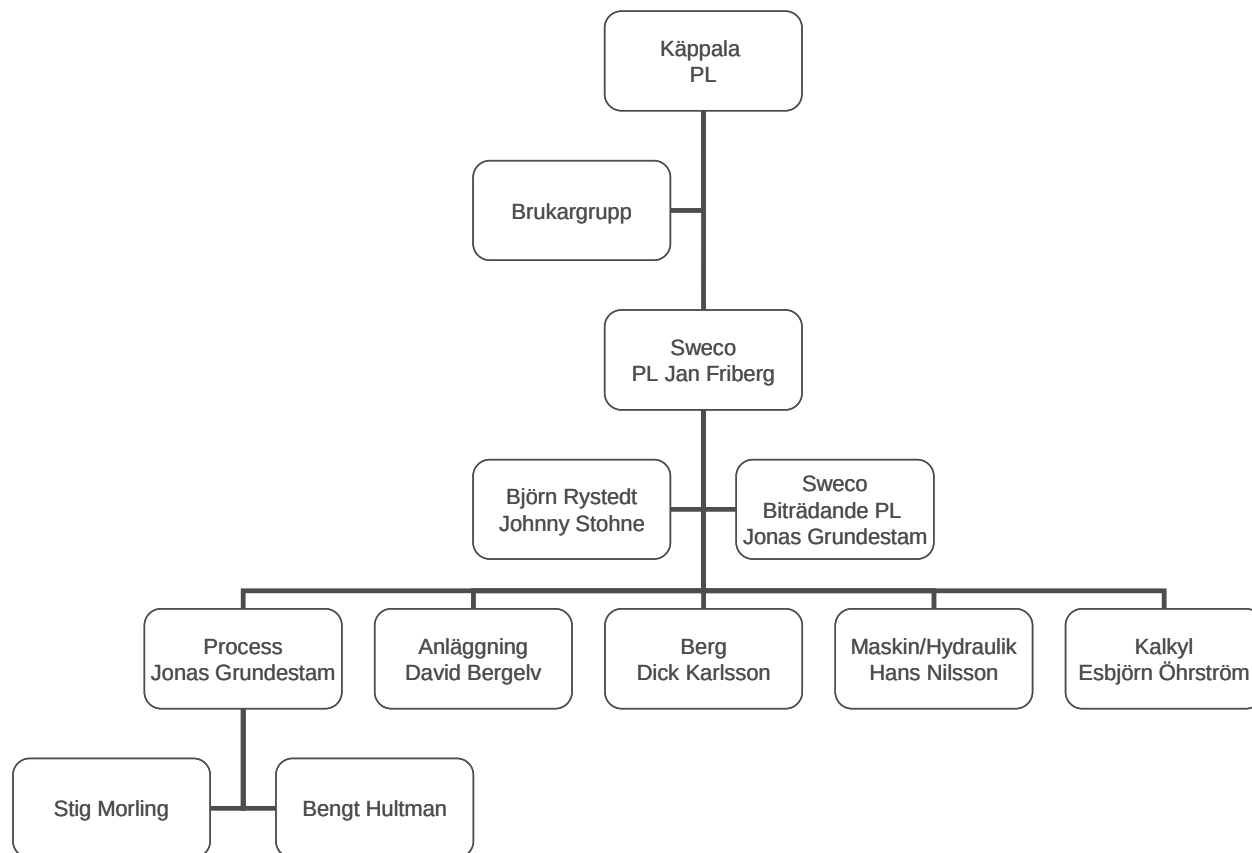
15 Projektgenomförande

I redovisat idéförslag har ett antal lösningar presenterats, vilket bör utredas noggrannare både i pilotskala och i fullskaleförsök. I en fördjupad förstudie kan olika alternativ utredas på ett teoretiskt plan men även via pilot- och fullskaleförsök. Förstudien redovisar både tekniska lösningar, rambeskrivningar där samtliga ingående komponenter redovisas och slutligen tas detaljerade kostnadskalkyler fram. I kostnadskalkylerna redovisas entreprenad och byggherrekostnader inklusive konsultkostnader.

Swecos bredd är en klar fördel i ett projekt såsom detta. Med en samlad kompetens inom Stockholm kan resurser för varje tillfälle och frågeställning plockas fram smidigt och enkelt och detta har visat sig vara en fördel vid flera stora miljö- och infrastrukturprojekt.

15.1 Organisation

Den projektorganisation som Sweco föreslår för den initiella fördjupade förstudien framgår av Figur 15-1. Denna struktur har all den kompetens som krävs för ett projekt som detta och innebär även kontinuitet i projektet genom att återkoppla till tidigare erfarenheter från anläggningen genom en erfarenhetsgrupp bestående av tidigare medarbetare och branschkollegor i och med Björn Rystedt och Johnny Stohne. Käppalaverkets förväntas medverka på alla plan och via en öppen diskussion mellan konsult och brukargrupp kan alla eventuella frågeställningar och svårigheter lösas.



Figur 15-1: Föreslagen projektorganisation för den fördjupade förstudien.

Utöver föreslagen projektorganisation finns ytterligare stödresurser att sätta in vid behov, nämligen:

Processexpertis	Kenneth M Persson, Jan Hultgren
Maskin/Hydraulik:	Bernt Karlsson
Energi:	Mats Lundkvist
El/Styr:	Robert Rosendahl
Arkitekt:	Joe Lindström
Konstruktion:	Anders Karlsson
VVS:	Sven Jansson

15.2 Tidplan

Käppalaverket är ute i god tid i och med denna utredning. De frågor som tidigare ställts på en lösare form har i och med detta idéförslag ställts på sin spets och strukturerats till konkreta, genomförbara förslag. Under arbetets gång har ytterligare motfrågor ställts och tillsammans med preliminära kostnadskalkyler har ytterligare klarhet givits till de frågeställningar som ställt i och med detta utredningsuppdrag.

Föreslagen tidplanen för den fördjupade förstudien framgår av Figur 15-2.

Projekttidplan		2009		2010								2011					
		Nov	Dec	Jan	Feb	Mar	Apr	Maj	Jun	Jul	Aug	Sep	Okt	Nov	Dec	Jan	Feb
1	Aktiviteter Käppala																
	Inlämning av idéförslag	●															
	Granskning av idéförslag																
	Beställning				●												
	Material från tidigare utredningar/försök/drift					●											
2	Aktiviteter Sweco																
	Granskning av idéförslag och tidigare utredningar/försök/drift																
	Framtagning av underlag till Pilotförsök																
	Pilotförsök																
	Utvärdering av pilotförsök																
	Ev. fullskaleförsök																
	Förstudie inklusive layouter																
3	Möten																
	Internt startmöte Sweco				●												
	Startmöte inkl. platsbesök				●												
	Arbetsmöten Sweco					●	●	●	●	●		●	●	●	●		
	Projektmöten Käppala					●	●	●	●	●		●	●	●	●		
	Seminarium											●					
4	Leveranser																
	Slutleverans																●

●

Beslut om detaljerad inriktning och processförutsättningar

Figur 15-2: Föreslagen tidplan, fördjupad förstudie

16 Referenser

- (1) Bengt L Bengtsson. Ansökan om bidrag för utprovning av ny miljöskyddsteknik. Käppalaförbundet ansökan till Naturvårdsverket, 1987.
- (2) Bengt Hultman, Kvävereduktion vid Käppalaverket – Underlag för bedömning av lämplig processutformning. Avd. för Vattenvårdsteknik, KTH, 1988.
- (3) Christer Laurell, Dan Wilhelmson och Torsten Palmgren. Kontaktstabilisering och kvävereduktion på Käppalaverket 1989-1990. Käppalaverket Processavdelningen Rapport 2:90, 1990.
- (4) Torsten Palmgren. Volymbehov vid kväverening. Vatten 46:92-98, Lund 1990.
- (5) Aleksandra Nikolic och Anna Maria Sundin. Teknik för förbättrad kväverening i Sverige – resultat av landsomfattande enkätundersökning. Vatten 62:313-322, Lund 2006.
- (6) M Maciejewski, J.A. Oleszkiewicz, A. Golcz och A. Nazar. Degasification of mixed liquor improves settling and biological nutrient removal. Conference Proceedings from 2nd IWA Specialized Conference on Nutrient Management In Wastewater Treatment Processes, Krakow Poland, 2009.
- (7) P. de Vogt, M.-L. Janex-Habibi, F. Sacher, L. Puijker och M. Mons. Development of a common priority list of pharmaceuticals relevant for the water cycle. Water Science & Technology, 59.1 2009.
- (8) R. Androeozi, L. Campanella, B. Fraysse, J. Garric, A. Gonnella, R. Lo Giudice, R. Marotta, G. Pinto och A. Pollio. Effects of advanced oxidation processes (AOPs) on the toxicity of a mixture of pharmaceuticals. Water Science & Technology, 50.5, 2004.
- (9) G. Petersen. Forbedret hydraulisk og organisk kapacitet pa eksisterende renseanlaeg uden behov for udbygning ved brug af

APS – Avancert Proces Styrning. Presenterat vid Nordisk Avloppsvatten Konferens, 2007 i Hamar.

- (10) O, Kruhtková, L. Novák, L. Pachamonvá, J. Wanner och M. Kos. In situ bioaugmentation of nitrification in the regeneration zone: practical application and experiences at full-scale plants. Water Science and Technology, 53.12, 2006.
- (11) J. Vollertsen, G. Petersen och V.R. Borregaard, Hydrolysis and fermentation of activated sludge to enhance biological phosphorous removal. Water Science and Technology 53.12, 2006.
- (12) A, Thunberg. Energieffektivisering av luftningssteget på Käppalaverket, Lidingö. Examensarbete vid Institutionen för Informationsteknologi, Avdelningen för systemteknik Uppsala Universitet. Mars 2007, UPTec W07005, ISSN 1401-5765.
- (13) E. Särner. Biologisk försörjningsavskiljning med hydrolys av returslammet och utan anaerob volym i huvudströmmen. Svenskt Vatten Utveckling, Rapport Nr 2007-07.
- (14) J. Trela, B. Hultman, E. Plaza, B. Sztowska, G. Cema, L. Gut, J. Bosander. Framtagande av underlag för dimensionering, drift och processövervakning av deammonifikation vid kommunala avloppsverk. Svenskt Vatten Utveckling, VA-Forsk rapport Nr 2006-15.
- (15) J. Trela, B. Hultman, E. Plaza, G. Cema, E. Levlin, J. Bosander. Utvärdering av enstegsprocess för deammonifikation Svenskt Vatten Utveckling, VA-Forsk rapport Nr 2008-18.
- (16) S. Morling. SBR-Technology – use and potential applications for treatment of cold wastewater. Doctoral Thesis in Land and Water Resources Engineering, KTH Stockholm, Sweden 2009. TRITA-LWR PHD THESIS 1050, ISSN 1650-8602
- (17) B. Björleinius, C. Wahlberg och A. Carlsson. En jämförelse av olika reningsmetoder för avskiljning av läkemedelsrester – Resultat från Stockholm Vattens Projekt. Nordisk Avloppsvatten Conference, NWC 2009.
- (18) C. Miège, J.M. Choubert, L. Ribeiro, J. Eusèbe och M. Coquery. Removal efficiency of pharmaceuticals and personal care

products with varying wastewater treatment processes and operating conditions – conception of a database and first results. Water Science and Technology, 57.1 2008.

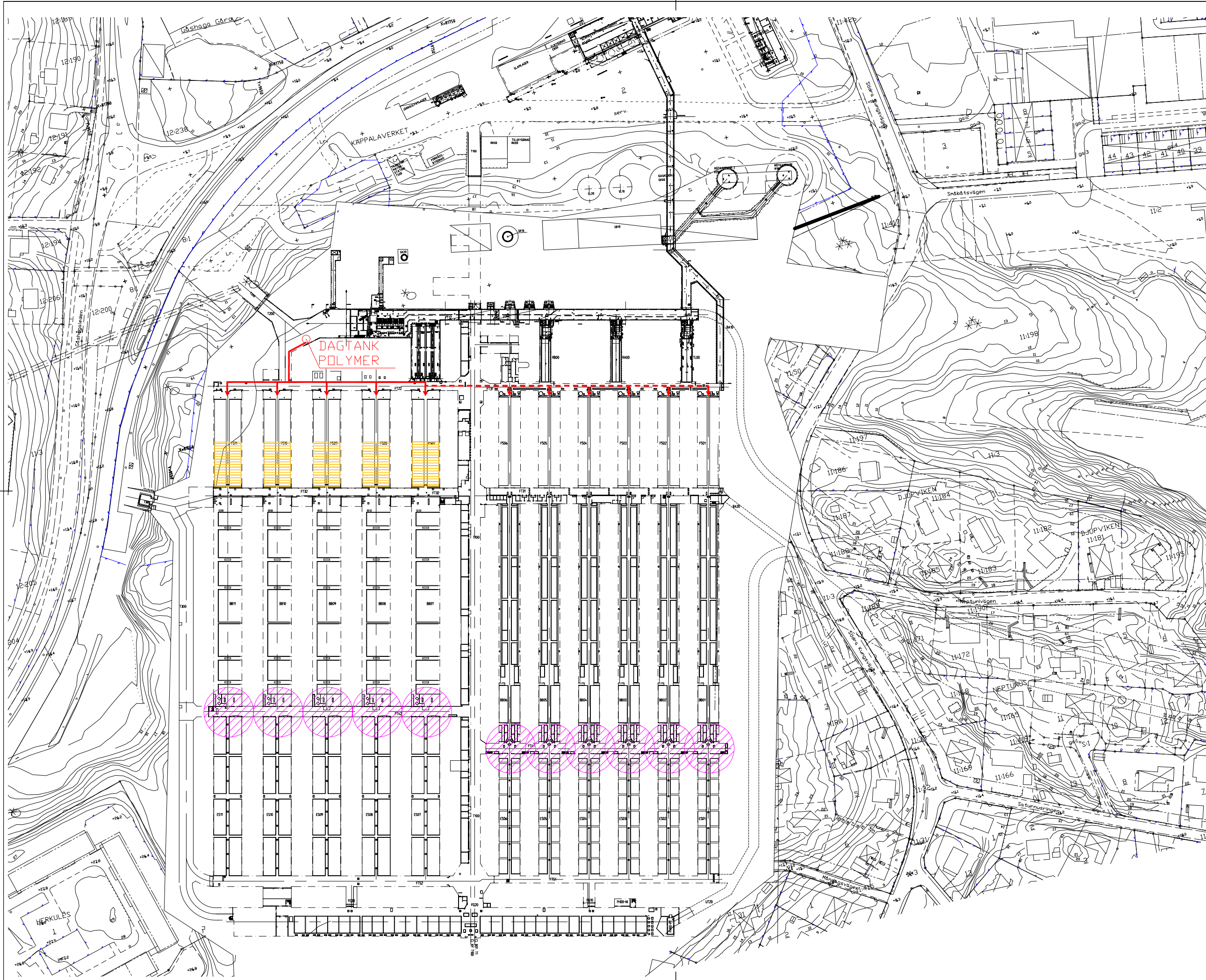
- (19) Naturvårdsverket, Rapport Avloppsreningsverkens förmåga att ta hand om läkemedelsrester och andra farliga ämnen. 512-386-06 Rm.
- (20) H. Ødegaard. Oversikt over metoder for fjerning av nitrogen i avløpsvann. Fjerning av nitrogen i avløpsvann, 1989. ISBN-82-519-0912-0.
- (21) B. Hultman och E. Plaza. Wastewater Treatment – New Challenges. Dep. Land and Water Resources Engineering KTH. Samlingsdokument från Polsk-Svensk-Ukrainskt seminarie, Stockholm, Sweden, September 23 – 25, 2009.

Muntliga referenser

- (22) Kontakt med Dirk Herold, Kochmembrane, angående dimensionering och utformning av membranläggningar.
- (23) Kontakt med Leif Kall och Jonas Larsson, Christian Berner, angående ozoneringsutrustning och filtrering via aktivt kol
- (24) Kontakt med Dan Johansson, Primozone, gällande utformning av ozoneringsutrustning.
- (25) Kontakt med Lars Bengtsson IVL och Sjöstadsverket gällande erfarenheter på drift av anläggning för avskiljning av läkemedelsrester.
- (26) Kontakt med Anders Haarbo, VA-ingenjörerna AB gällande utformning av Actifloanläggningar.
- (27) Kontakt med Anders Finnson, Svenskt Vatten gällande utsläppsavgifter.

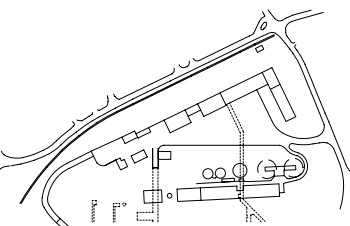
Bilagor

Layoutskisser för processfall 1-4.



FÖRKLARNINGAR

- STAKET VERKETS OMRÅDE OVAN MARK
- AVLUFTNING
- DAGTANK POLYMER FÖR DIREKTFÄLLNING
- LAMELLER



BET	ANT	ÄNDRINGEN AVSER	DATUM	SIGN
-----	-----	-----------------	-------	------

IDÉFÖRSLAG

UTVECKLING AV
KÅPPALAVERKET



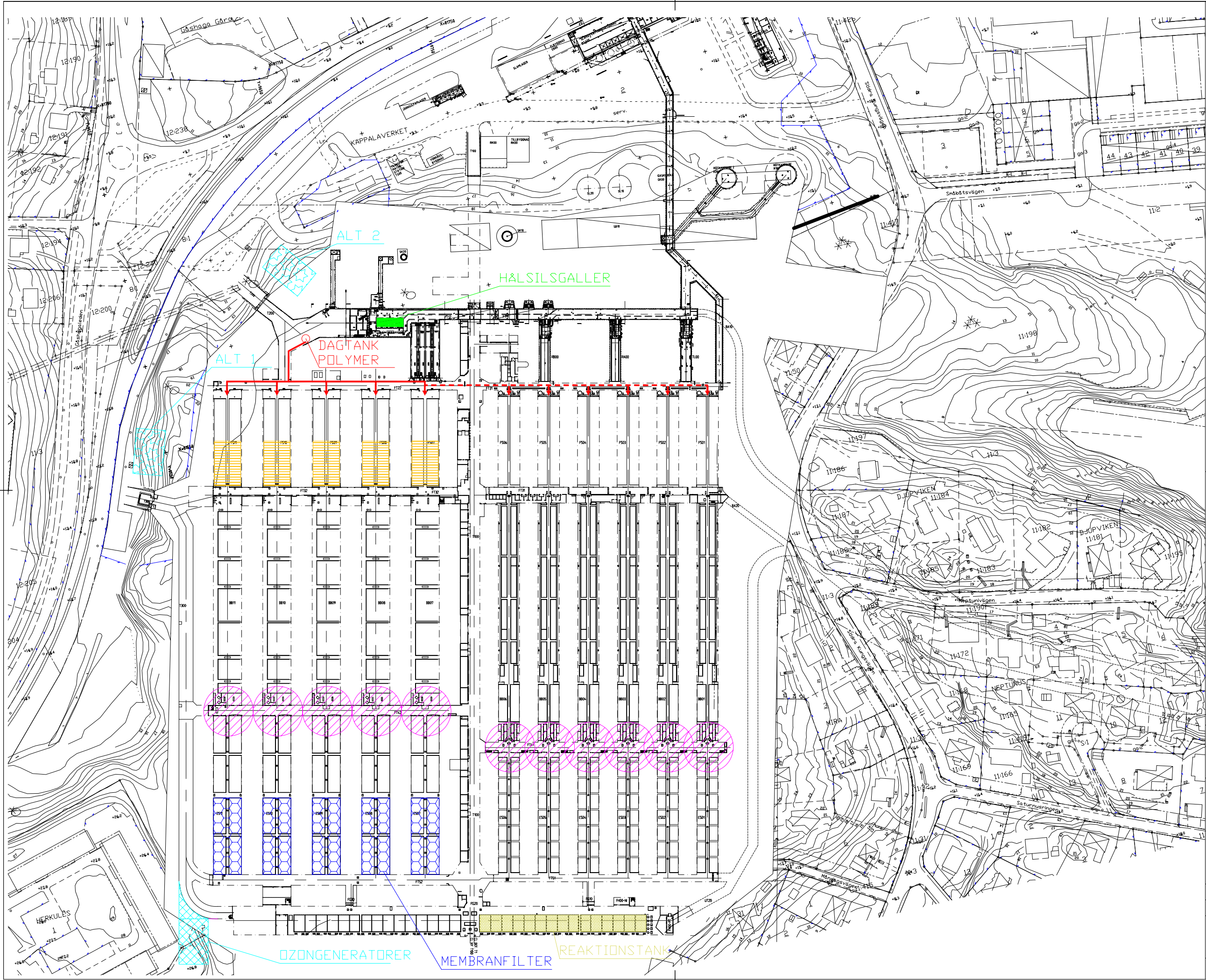
SWECO

SWECO AB
Gjörwellsgatan 22, Box 34044, 100 26 STOCKHOLM
Telefon 08-695 60 00, Fax 08-695 66 80



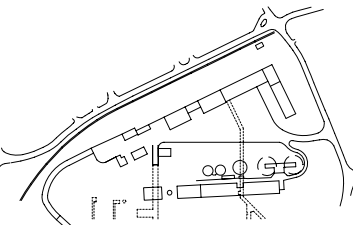
UPPDRAG NR 1839078	RITAD/KONSTR AV DAVB	HANDLÄGGARE JGRU
DATUM 2009-11-13	ANSVARIG Jan Friberg	
PROCESSFALL 1 UTAN LÄKEMEDELSREING PROCESSTEKNISK UTFORMNING		

SKALA	NUMMER	BET
	1.1	



FÖRKLARNINGAR

- STAKET VERKETS OMRÅDE OVAN MARK
- AVLUFTNING
- DAGTANK POLYMER FÖR DIREKTFÄLLNING
- HÅLSILSGALLER
- OZONGENERATORER
- MEMBRANFILTRENG
- REAKTIONSTANK FÖR OZON
- LAMELLER
- VPSA



BET	ANT	ÄNDRINGEN AVSER	DATUM	SIGN
-----	-----	-----------------	-------	------

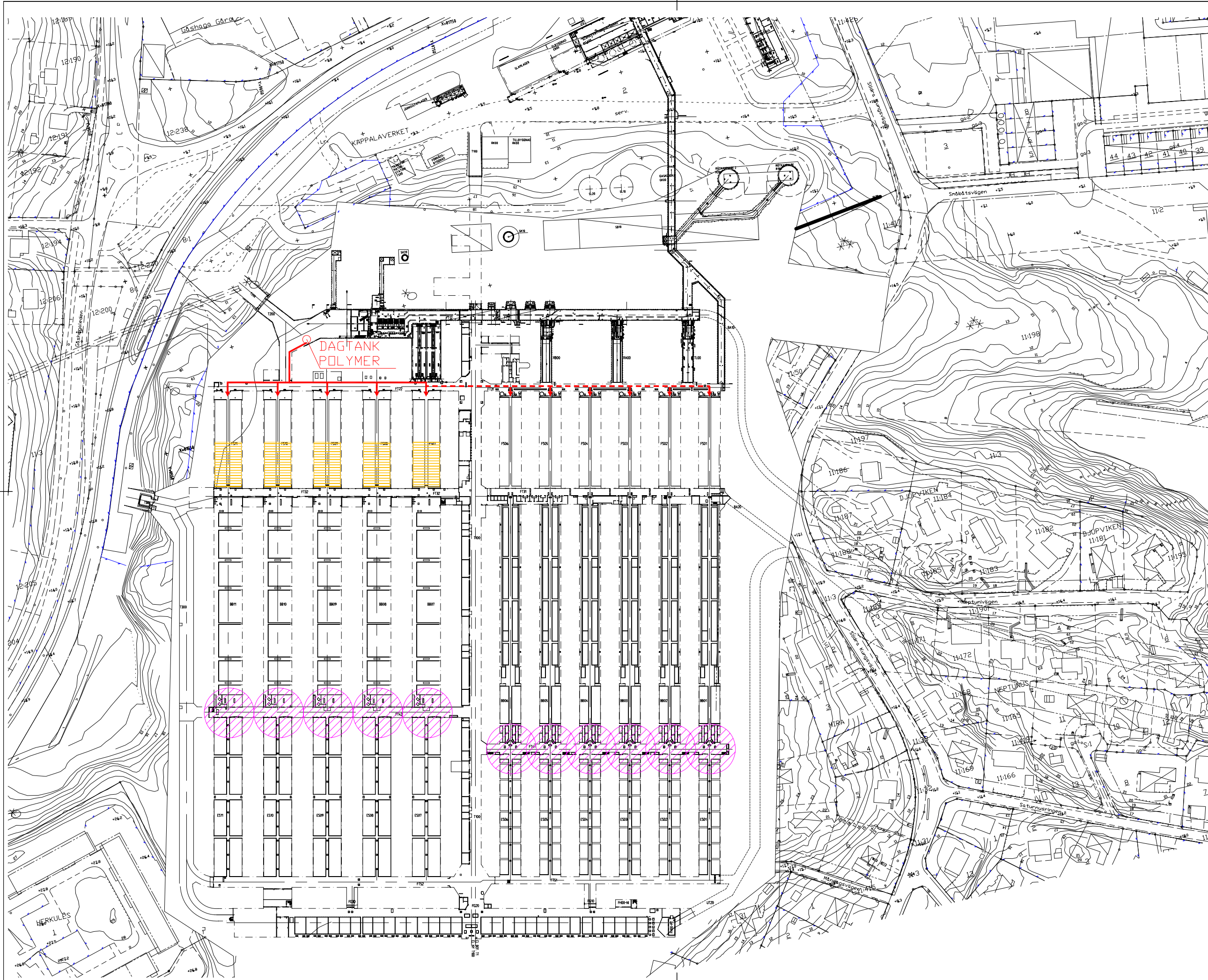
IDÉFÖRSLAG
UTVECKLING AV
KÅPPALAVERKET


KÅPPALA


SWECO
SWECO AB
Gjörwellsgatan 22, Box 34044, 100 26 STOCKHOLM
Telefon 08-695 60 00, Fax 08-695 66 90

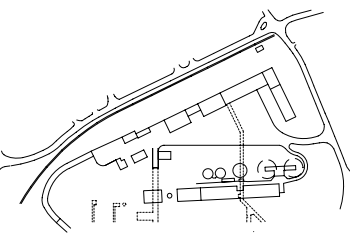
UPPDRAG NR 1839078	RITAD/KONSTR AV DAVB	HANDLÄGGARE JGRU
DATUM 2009-11-13	ANSVARIG Jan Friberg	
PROCESSFALL 2 MED LÄKEMEDELSREING PROCESSTEKNISK UTFORMNING		

SKALA	NUMMER	BET
	1.2	



FÖRKLARNINGAR

- STAKET VERKETS OMRÅDE OVAN MARK
- AVLUFTNING
- DAGTANK POLYMER FÖR DIREKTFÄLLNING
- LAMELLER



BET	ANT	ÄNDRINGEN AVSER	DATUM	SIGN
-----	-----	-----------------	-------	------

IDÉFÖRSLAG

UTVECKLING AV
KÅPPALAVÄRKET



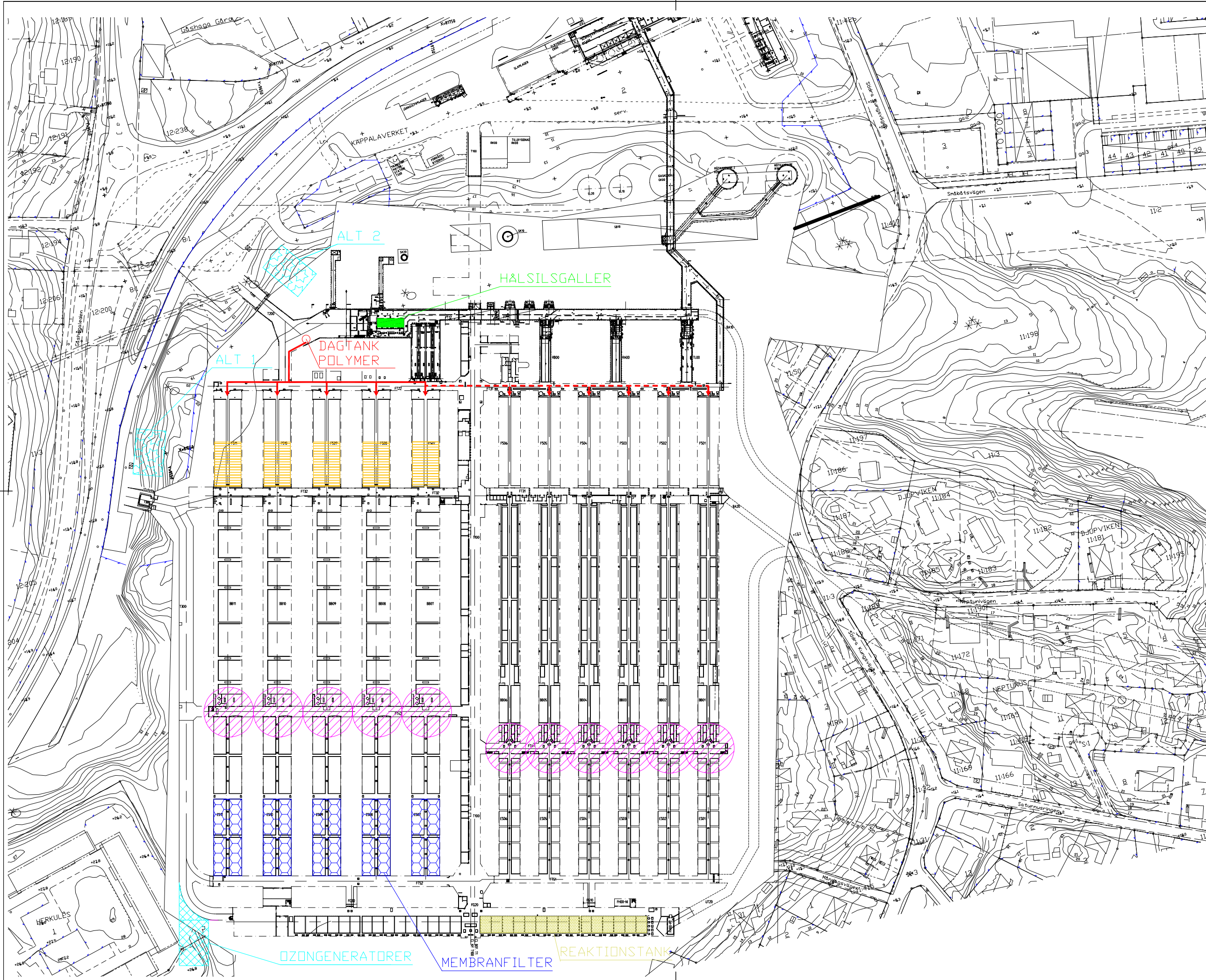
SWECO

SWECO AB
Gjörwellsgatan 22, Box 34044, 100 26 STOCKHOLM
Telefon 08-695 60 00, Fax 08-695 66 80



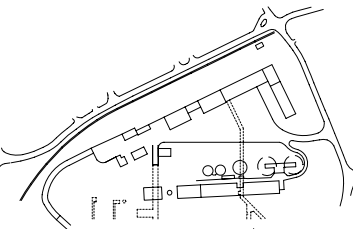
UPPDRAG NR 1839078	RITAD/KONSTR AV DAVB	HANDLÄGGARE JGRU
DATUM 2009-11-13	ANSVARIG Jan Friberg	
PROCESSFALL 2 UTAN LÄKEMEDELSREING PROCESSTEKNISK UTFORMNING		

SKALA	NUMMER	BET
	2.1	



FÖRKLARNINGAR

- STAKET VERKETS OMRÅDE OVAN MARK
- AVLUFTNING
- DAGTANK POLYMER FÖR DIREKTFÄLLNING
- HÅLSILSGALLER
- OZONGENERATORER
- MEMBRANFILTRENING
- REAKTIONSTANK FÖR OZON
- LAMELLER
- VP5A



BET	ANT	ÄNDRINGEN AVSER	DATUM	SIGN
-----	-----	-----------------	-------	------

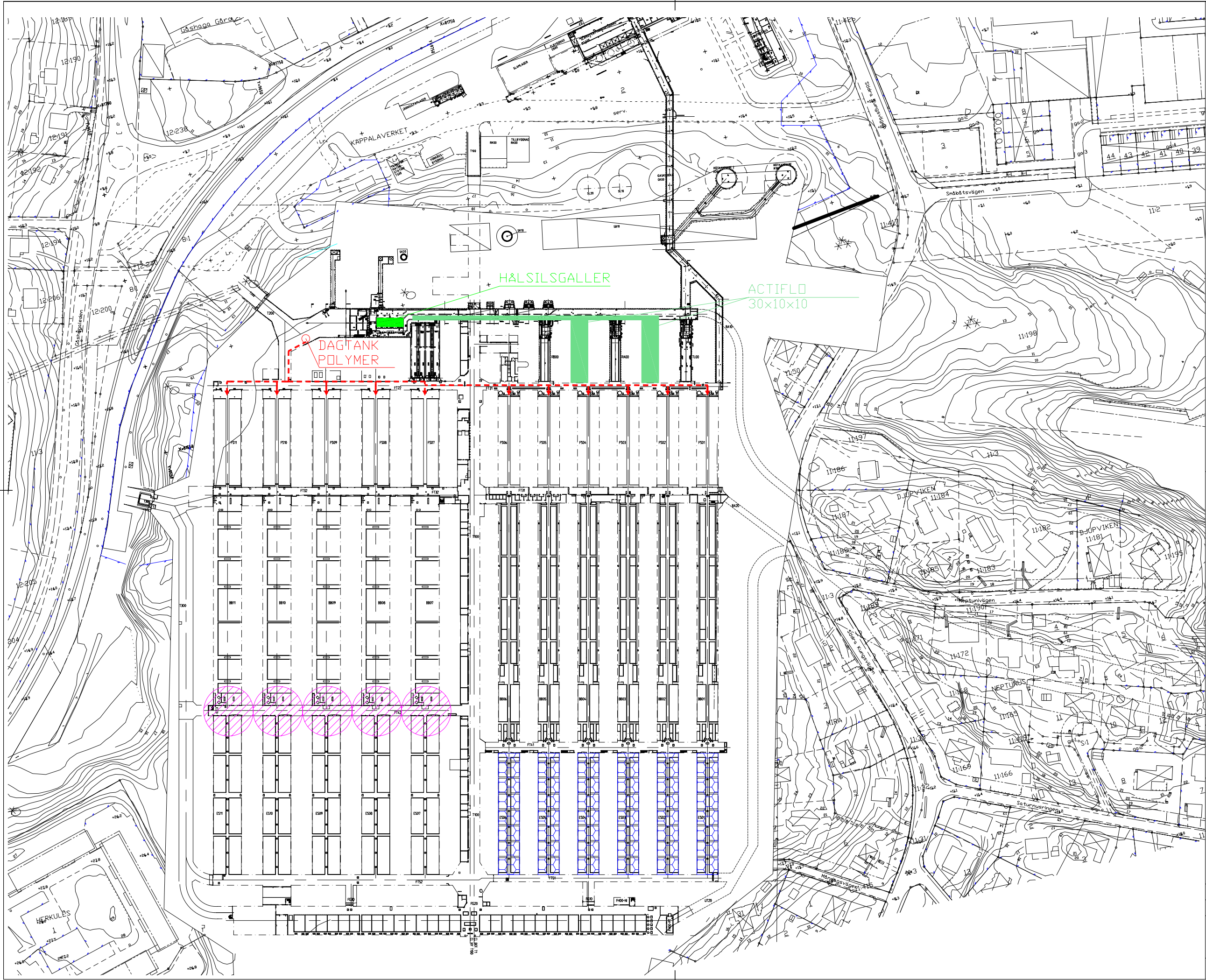
IDÉFÖRSLAG
UTVECKLING AV
KÅPPALAVERKET


KÅPPALA


SWECO

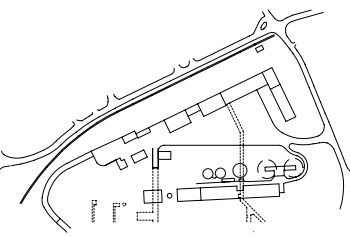
UPPDRAG NR 1839078	RITAD/KONSTR AV DAVB	HANDLÄGGARE JGRU
DATUM 2009-11-13	ANSVARIG Jan Friberg	
PROCESSFALL 2 MED LÄKEMEDELSREING PROCESSTEKNISK UTFORMNING		

SKALA	NUMMER	BET
	2.2	



FÖRKLARNINGAR

- STAKET VERKETS OMRÅDE OVAN MARK
- AVLUFTNING
- DAGTANK POLYMER FÖR DIREKTFÄLLNING
- HÅLSILSGALLER
- ACTIFLO
- MEMBRAN



BET	ANT	ÄNDRINGEN AVSER	DATUM	SIGN
-----	-----	-----------------	-------	------

IDÉFÖRSLAG

UTVECKLING AV
KÅPPALAVERKET



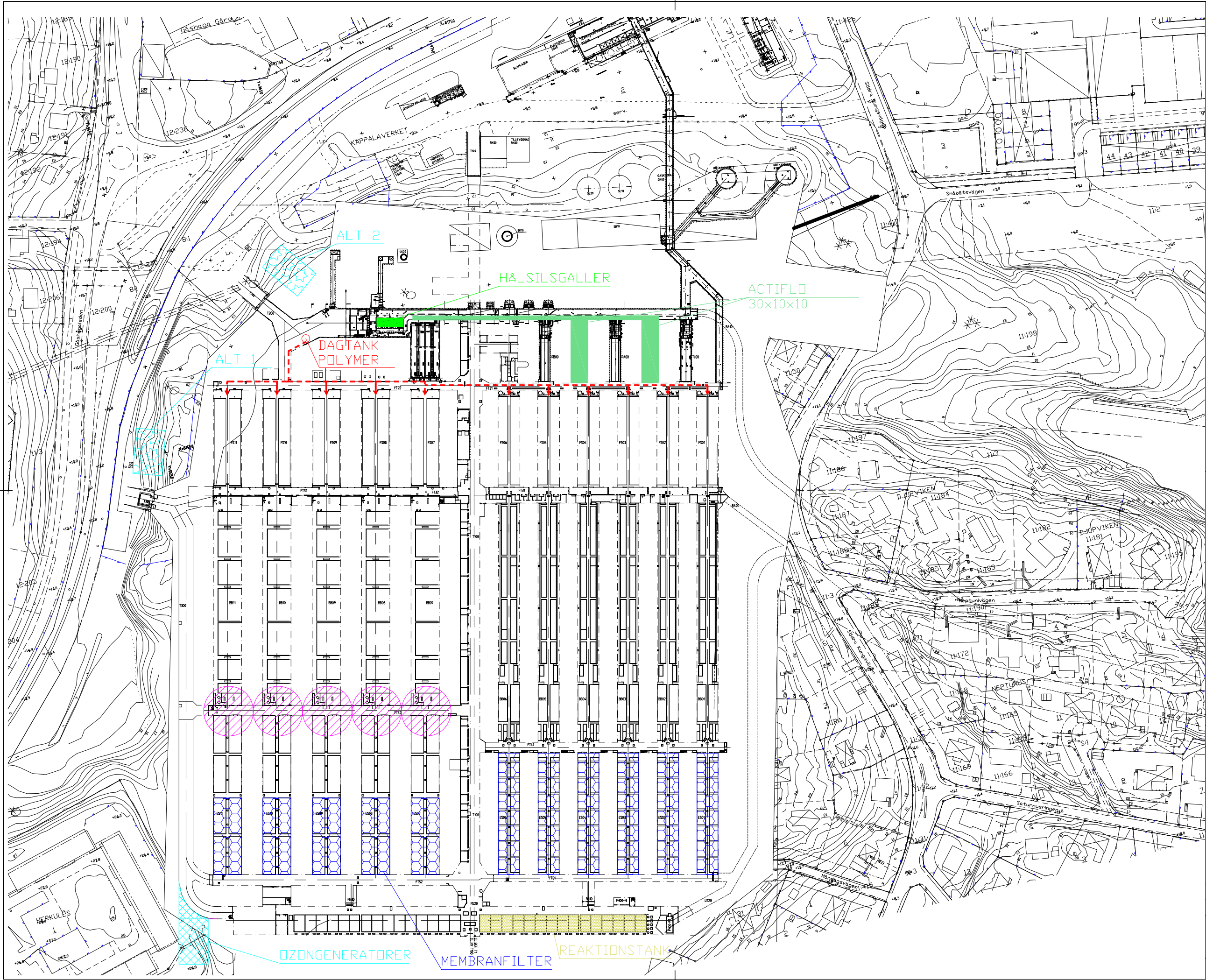
SWECO

SWECO AB
Gjörvelsgatan 22, Box 34044, 100 26 STOCKHOLM
Telefon 08-695 60 00, Fax 08-695 66 80



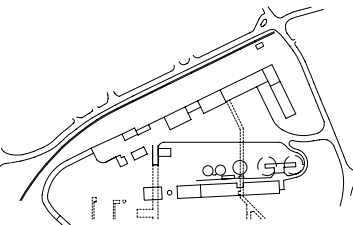
UPPDRAG NR 1839078	RITAD/KONSTR AV DAVB	HANDLÄGGARE JGRU
DATUM 2009-11-13	ANSVARIG Jan Friberg	
PROCESSFALL 3 UTAN LÄKEMEDELSREING PROCESSTEKNISK UTFORMNING		

SKALA	NUMMER	BET
	3.1	



FÖRKLARNINGAR

- STAKET VERKETS OMRÅDE OVAN MARK
- AVLUFTNING
- DAGTANK POLYMER FÖR DIREKTFÄLLNING
- HÅLSILSGALLER
- OZONGENERATORER
- MEMBRANFILTREERING
- REAKTIONSTANK FÖR OZON
- LAMELLER
- VP SA
- ACTIFLO



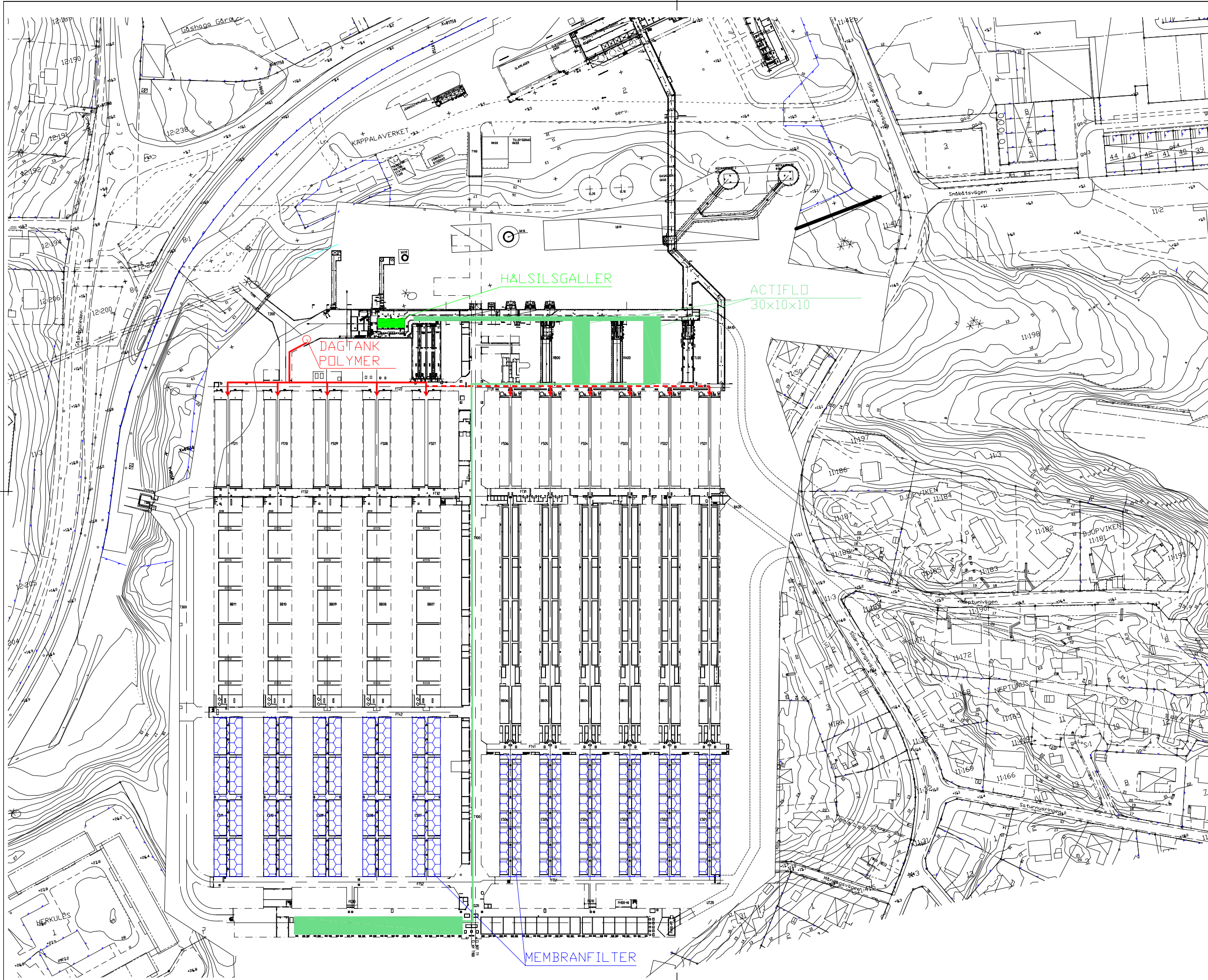
BET	ANT	ÄNDRINGEN AVSER	DATUM	SIGN
-----	-----	-----------------	-------	------

IDÉFÖRSLAG

UTVECKLING AV
KÅPPALAVERKET

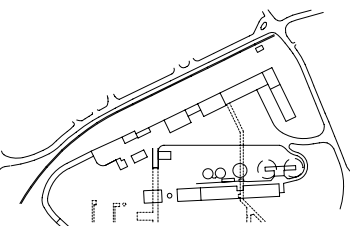
UPPDRAG NR 1839078	RITAD/KONSTR AV DAVB	HANDLÄGGARE JGRU
DATUM 2009-11-13	ANSVARIG Jan Friberg	
PROCESSFALL 3 MED LÄKEMEDELSREING PROCESSTEKNISK UTFORMNING		

SKALA	NUMMER	BET
	3.2	



FÖRKLARNINGAR

- STAKET VERKETS OMRÅDE OVAN MARK
- DAGTANK POLYMER FÖR DIREKTFÄLLNING
- HÅLSILSGALLER
- OZONGENERATORER
- MEMBRANFILTRERING
- ACTIFLO



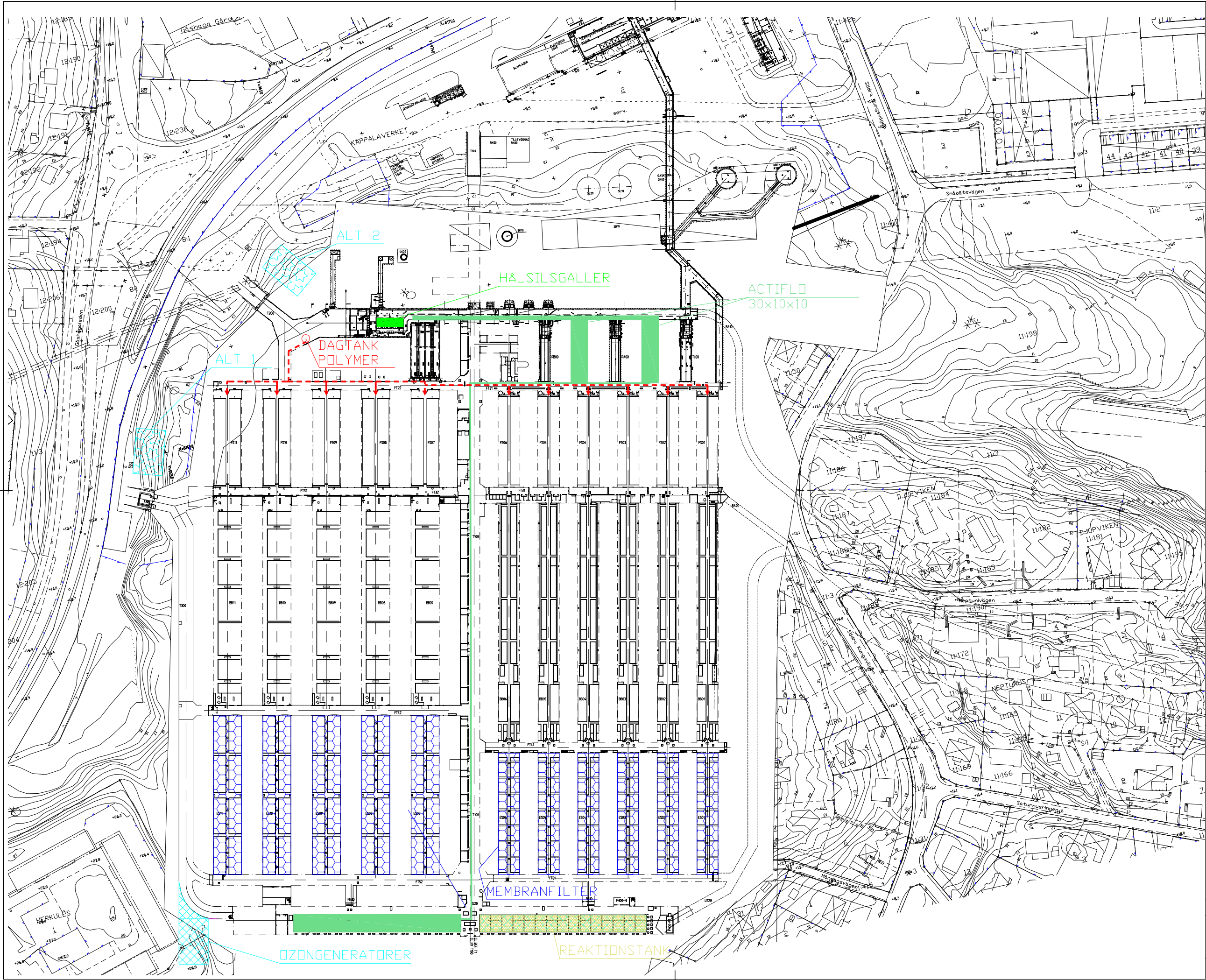
BET	ANT	ÄNDRINGEN AVSER	DATUM	SIGN
-----	-----	-----------------	-------	------

IDÉFÖRSLAG

UTVECKLING AV
KÅPPALAVÄRKET

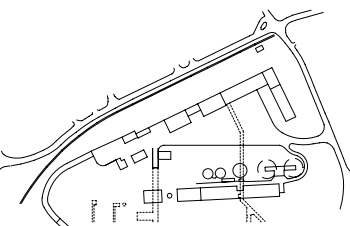
SWECO AB
Gjörwellsgatan 22, Box 34044, 100 26 STOCKHOLM
Telefon 08-695 60 00, Fax 08-695 66 90

UPPDRAG NR 1839078	RITAD/KONSTR AV DAVB	HANDLÄGGARE JGRU
DATUM 2009-11-13	ANSVARIG Jan Friberg	
PROCESSFALL 4 UTAN LÄKEMEDELSREING PROCESSTEKNISK UTFORMNING		
SKALA	NUMMER 4.1	BET



FÖRKLARNINGAR

- STAKET VERKETS OMRÅDE OVAN MARK
- DAGTANK POLYMER FÖR DIREKTFÄLLNING
- HÅLSILSGALLER
- OZONGENERATORER
- MEMBRANFILTREERING
- ACTIFLO
- REAKTIONSTANK
- VPSA



BET	ANT	ÄNDRINGEN AVSER	DATUM	SIGN
-----	-----	-----------------	-------	------

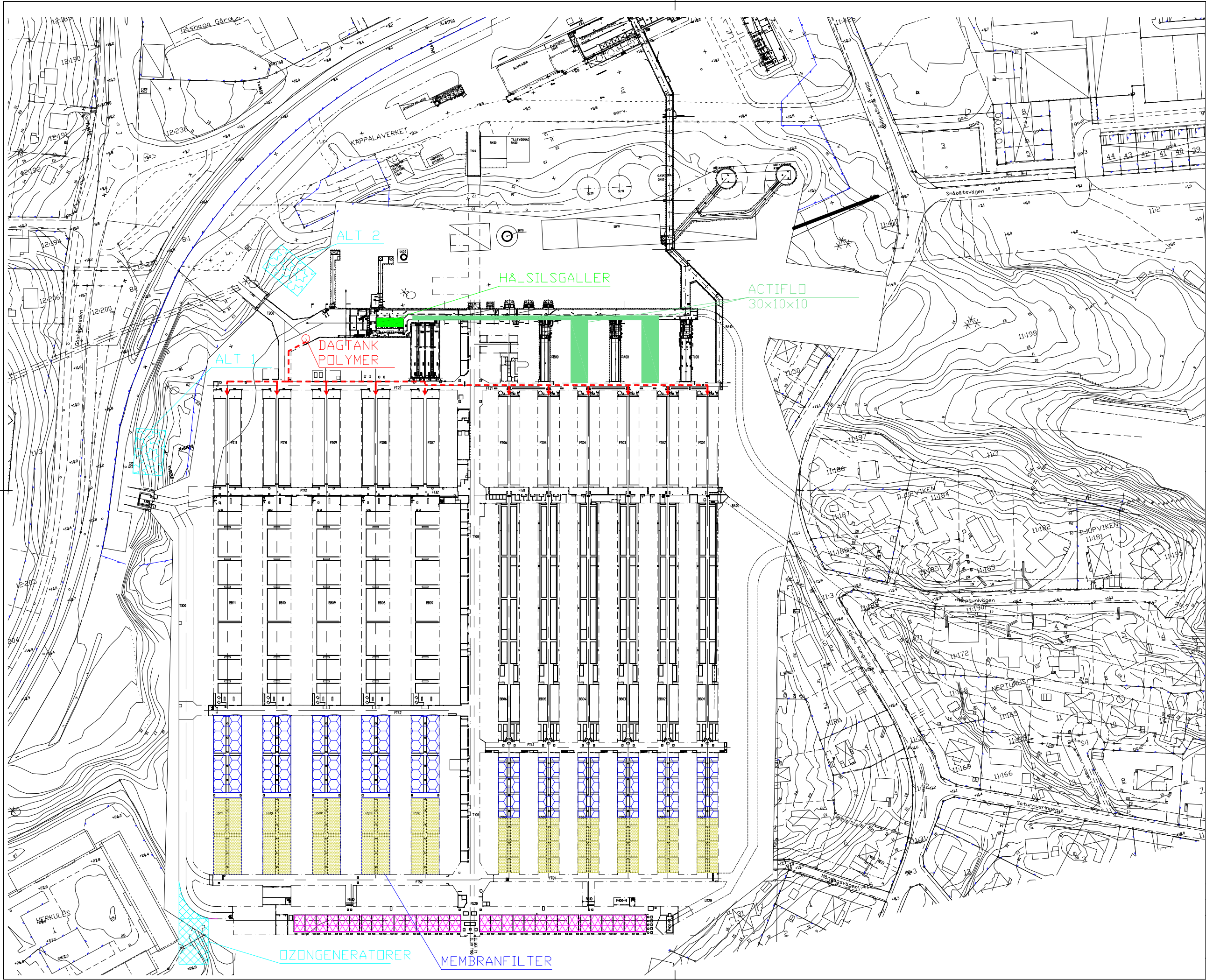
IDÉFÖRSLAG
UTVECKLING AV
KÅPPALAVERKET



SWECO
SWECO AB
Gjörwellsgatan 22, Box 34044, 100 26 STOCKHOLM
Telefon 08-695 60 00, Fax 08-695 66 90

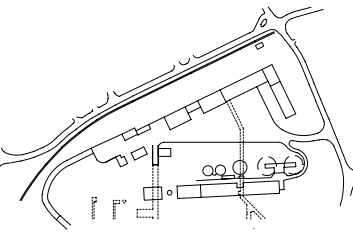
UPPDRAG NR 1839078	RITAD/KONSTR AV DAVB	HANDLÄGGARE JGRU
DATUM 2009-11-13	ANSVARIG Jan Friberg	
PROCESSFALL 4 MED LÄKEMEDELSREING PROCESSTEKNISK UTFORMNING		

SKALA	NUMMER	BET
	4.2	



FÖRKLARNINGAR

- STAKET VERKETS OMRÅDE OVAN MARK
- AVLUFTNING
- DAGTANK POLYMER FÖR DIREKTFÄLLNING
- HÅLSILSGALLER
- OZONGENERATORER
- MEMBRANFILT
- REAKTIONSTANK FÖR OZON
- AKTIVT KOL
- VPSA
- ACTIFLO



BET	ANT	ÄNDRINGEN AVSER	DATUM	SIGN
-----	-----	-----------------	-------	------

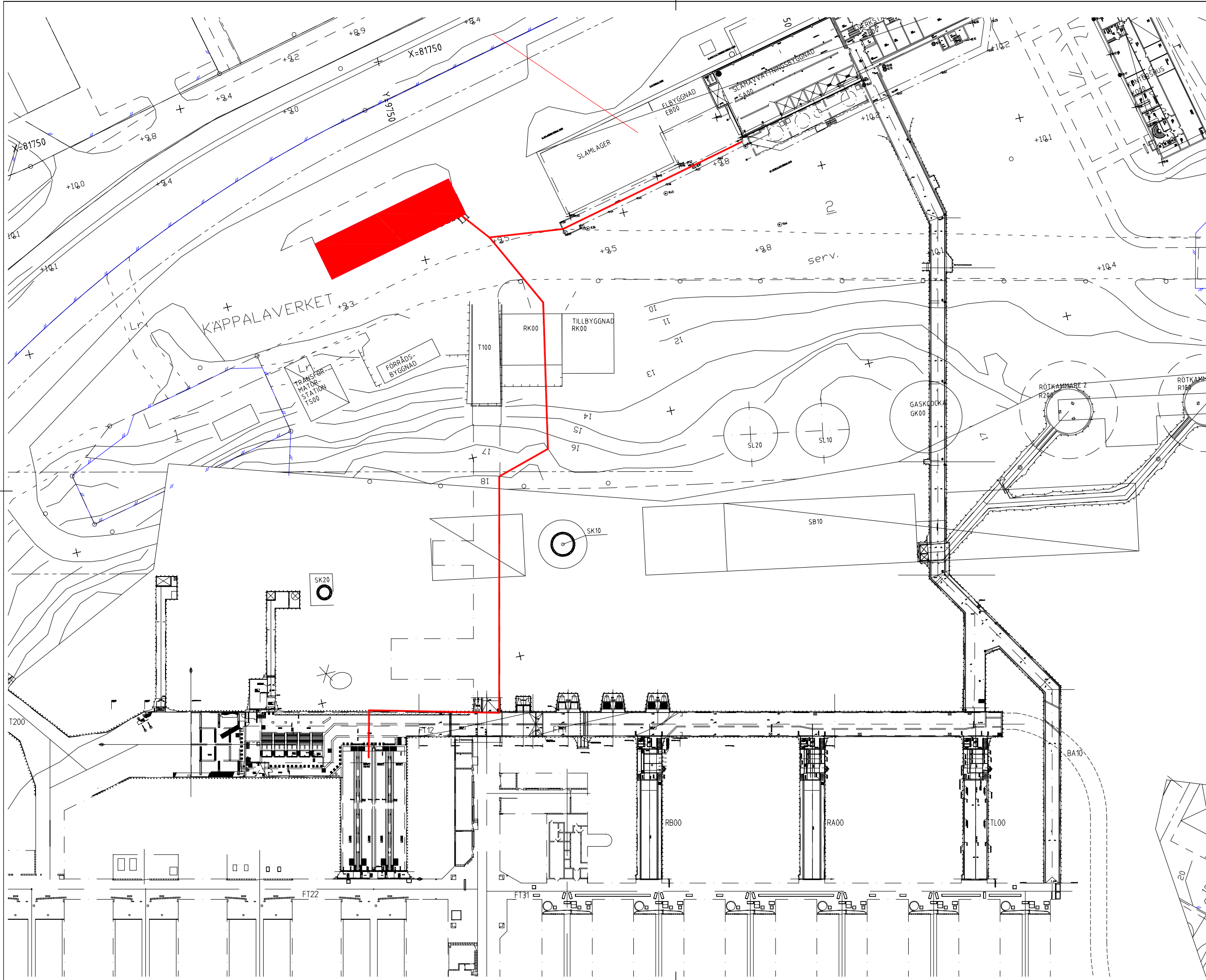
IDÉFÖRSLAG
UTVECKLING AV
KÅPPALAVERKET


KÅPPALA


SWECO

UPPDRAG NR 1839078	RITAD/KONSTR AV DAVB	HANDLÄGGARE JGRU
DATUM 2009-11-13	ANSVARIG Jan Friberg	
PROCESSFALL 4 MED LÄKEMEDELSREING OCH AKTIV KOL PROCESSTEKNISK UTFORMNING		

SKALA	NUMMER	BET
	4.3	



FÖRKLARNINGAR

STAKET VERKETS OMRÅDE
OVAN MARK

REJEKTVATTEN

BET	ANT	ÄNDRINGEN AVSER	DATUM	SIGN
-----	-----	-----------------	-------	------

IDÉFÖRSLAG
UTVECKLING AV
KÄPPALAVERKET

KÄPPALA

SWECO

SWECO AB
Gjörwellsgatan 22, Box 34044, 100 26 STOCKHOLM
Telefon 08-695 60 00, Fax 08-695 66 90

UPPDRAG NR 1839078	RITAD/KONSTR AV DAVB	HANDLÄGGARE JGRU
DATUM 2009-11-13	ANSVARIG Jan Friberg	
REJEKTVATTENRENING		

PROCESSTEKNISK UTFORMNING

SKALA	NUMMER	BET
	REJEKTRENING	